

UNIVERSIDAD NACIONAL AUTONOMA DE MEXICO
FACULTAD DE QUIMICA

ESTUDIO EXPERIMENTAL DE UNA TORRE DE
ABSORCION DE HF CON KOH EN UNA PLANTA
PILOTO DE RECONVERSION DE UF_6 A UO_2

T E S I S
QUE PARA OBTENER EL TITULO DE
INGENIERO QUIMICO
P R E S E N T A N

VICTOR HUGO DEL VALLE MUÑOZ
VICTOR MANUEL VELASCO MENDOZA

1 9 7 4



Universidad Nacional
Autónoma de México

Dirección General de Bibliotecas de la UNAM

Biblioteca Central



UNAM – Dirección General de Bibliotecas
Tesis Digitales
Restricciones de uso

DERECHOS RESERVADOS ©
PROHIBIDA SU REPRODUCCIÓN TOTAL O PARCIAL

Todo el material contenido en esta tesis esta protegido por la Ley Federal del Derecho de Autor (LFDA) de los Estados Unidos Mexicanos (México).

El uso de imágenes, fragmentos de videos, y demás material que sea objeto de protección de los derechos de autor, será exclusivamente para fines educativos e informativos y deberá citar la fuente donde la obtuvo mencionando el autor o autores. Cualquier uso distinto como el lucro, reproducción, edición o modificación, será perseguido y sancionado por el respectivo titular de los Derechos de Autor.

LAB _____
DE _____
ECHA _____
REC _____

1974

~~NO~~ 335



QUÍMICA

Jurado asignado originalmente según el tema:

PRESIDENTE Prof.: JOSE LUIS GALVEZ CRUZ

VOCAL " : MANUEL NAVARRETE TEJERO

SECRETARIO " : JUAN LARTIGUE GORDILLO

1er. SUPLENTE " : RUBEN ORTEGA CARMONA

2do. SUPLENTE " : ROBERTO ANDRADE CRUZ

Sitio donde se desarrolló el tema:

Instituto Nacional de Energía Nuclear; Centro Nuclear de México.
Salazar, estado de México.

SUSTENTANTES :

VICTOR HUGO DEL VALLE MUÑOZ

VICTOR MANUEL VELASCO MENDOZA

ASESOR DEL TEMA :

M. en C. JOSE LUIS GALVEZ CRUZ

SUPERVISOR TECNICO :

M. en C. SERGIO AJURIA GARZA

Handwritten signatures and marks on horizontal lines. The top signature is 'Victor Hugo del Valle Muñoz'. Below it is a signature that appears to be 'Victor Manuel Velasco Mendoza'. The next signature is 'M. en C. Jose Luis Galvez Cruz'. The bottom signature is 'Sergio Ajuria Garza'.

Deseamos hacer patente nuestro -
reconocimiento al Instituto Na-
cional de Energía Nuclear, por -
la ayuda prestada durante el de-
sarrollo e impresión de este trao
bajo.

Nuestro más sincero agradecimiento para

M. en C. José Luis Gálvez Cruz,

M. en C. Sergio Ajuria Garza,

Dr. Enrico Martínez Sáenz,

y muy especialmente para:

Ing. Alberto Olmedo Muñoz, quien

**mucho tuvo que ver en la consecución
de nuestro propósito**

DEDICATORIAS

Hoy, que veo realizado uno de mis más grandes anhelos, llega el tiempo de hacer un sincero encuentro conmigo mismo : y me doy cuenta que este momento, es el resultado- sin lugar a dudas-, de un poco o mucho esfuerzo, y sobre todo, de tanta gente hermosa por la que me encuentro rodeado. Por ello, quiero dedicar este estudio a toda esa gente:

A mis padres, quienes han forjado mi educación a base de lucha constante. A mi padre- hombre y amigo-, por su confianza y apoyo. A mi madre- bondad y desvelo-, por su cariño y comprensión.

A mis hermanos: Xavier, Mario, Norma, Gabriela, Alexandro y Lourdes, porque siempre han compartido con cariño nuestros éxitos y fracasos. A Claudio y Bony, por ser las personitas más lindas del mundo.

A mis amigos, a todos y cada uno de ellos, porque siempre han tenido para mí su mano abierta. Especialmente a -- Victor Manuel, con quien tuve la suerte de compartir la realización de este trabajo.

A la Dra. Perla Ortiz Monasterio- consejera y amiga-, por brindarme su cariño tan hermoso.

Al Ing. Quím. Alberto Olmedo Muñoz- asesor y amigo-,
por su valiosa orientación.

Y a mis maestros, porque me enseñaron a aprender.

Así que, teniendo la enorme fortuna de contar con todos ellos, tal vez sea fácil realizar cualquiera de mis sueños.

Mi corazón y toda mi alma, para ellos.

Víctor Hugo Del Valle Muñoz

En el caminar de mi vida he logrado concretar muchos anhelos, los cuales no me habría sido posible realizar si no hubiera tenido el apoyo de mis padres: Antonio - pilar en mi vida - y Emma - luz de mi ser - y de mis hermanos: Antonio, Arturo, Jorge, José Ricardo y Emma María -- esencia de mi familia -, ya que en los momentos de tristeza y alegría nunca escatimaron esfuerzo alguno para que alcanzara mis propósitos; y con los cuales comparto todas mis emociones porque ellos son parte de mi persona. A ellos principalmente dedico esta tesis.

A María de los Angeles - la mujer de mi vida -, la cual con su amor siempre me ha impulsado y levantado en los momentos difíciles. Y a quien también pertenece este trabajo.

A todos y cada uno de mis amigos los que con su cariño supieron hacerme sentir el valor de la amistad. Y a Víctor Hugo - verdadero amigo -, con quien logré realizar un anhelo más de mi vida.

A la Dra. Perla Ortiz Monasterio, al Ing. ▲
Alberto Olmedo Muñoz, a mis maestros, a mi escuela
la, que son siempre una luz que brilla en mí; para
ra poder realizar mis sueños.

Y junto con todos ellos, existe mucha gente
te que en mi corazón vive y ahora no menciono, -
pero siempre está en mi mente.

Por esto, dedico a todos ellos esta tesis -
con el más sincero agradecimiento.

Victor Manuel Velasco Mendoza

INDICE

	pág.
INTRODUCCION	i
CAPITULO PRIMERO	
Aspectos Teóricos y Generalidades sobre Torres Empacadas	2
Introducción	2
I. Torres Empacadas	2
1. Empaque	4
Anillo Raschig	5
Silla Intalox	5
Silla Berl	5
Anillo Pall	5
Anillo con Espiral	5
Anillos Lessing y Anillos divididos en Cruz	5
2. Platos Distribuidores y Redistribuidores	6
3. Caída de Presión en Torres de Absorción	9
A. Cálculo del Diámetro de la Columna	12
4. Establecimiento de la Altura de las Torres de Absorción	13
A. Balance de Masa	13
B. Relación $\frac{L}{V}$ Mínima	15
C. Variaciones de Temperatura en Torres Empacadas	16
D. Balance de Calor	17
E. Teoría de la Doble Película	20
F. Determinación de la Altura Total de Empaque en el Caso General	24
G. Empleo de Coeficientes Globales para la Determinación de la Altura Total de Torres Empacadas	26

	pág.
H. Método de la Altura de la Unidad de Transferencia para Determinar la Altura Total de una Torre Empacada	28
I. Resistencia Gaseosa o Líquida Controlantes	31
J. Determinación de la Altura cuando se emplean Gases Diluidos	32
II. Absorción y Reacción Química Simultáneas	34
1. Resistencia Controlante	36
2. Determinación del Número de Unidades de Transferencia Curva de Equilibrio	38
 CAPITULO SEGUNDO	
Desarrollo Experimental	40
Introducción	40
I. Descripción de la Instalación	42
1. Características del Equipo	42
Torre de Absorción	42
Empaque	44
Platos Distribuidores y Redistribuidores	45
Serpentín Interno	45
Tanques	46
Bomba	46
Instrumentos de Medición	47
Servicios, Accesorios y Tubería	47
II. Método de Operación	48
1. Alimentación y Salidas	48
2. Arranque	49
3. Régimen Permanente	50
4. Paro	50
III. Técnica Experimental	51

	pág.
1. Concentraciones de Entrada	51
Gases a la Entrada	51
Licor de Entrada	52
2. Concentraciones de Salida	52
Fundamento del Método de Análisis	52
Gases de Salida	52
Licores de Salida	53
IV. Obtención del Coeficiente Global de Transferencia de Masa	54
 CAPITULO TERCERO	
Resultados Experimentales	57
I. Experimentación Previa	59
II. Sistema HF-N ₂ / KOH	62
 CAPITULO CUARTO	
Análisis e Interpretación de Resultados Experimentales	66
I. Procedimiento Matemático para la Obtención del Valor del Coeficiente Global de Transferencia de Masa para el Sistema HF-N ₂ / KOH	66
1. Determinación del Número de Moles que reaccionaron	67
2. Cálculo de la Fracción Mol de HF a la Entrada	68
3. Cálculo de la Fracción Mol de HF a la Salida	69
4. Determinación del Número de Unidades de Transferencia	71
5. Cálculo de la Conversión (ξ)	71
6. Cálculo del Coeficiente Global de Transferencia de Masa ($K_y a_v$)	71

II. Resultados	pág. 73
III. Resultados para el Sistema $\text{CO}_2\text{-N}_2$ / KOH	87
IV. Aspectos Gráficos de la Experimentación	88
V. Observaciones	92
CONCLUSIONES	94
NOMENCLATURA	x
REFERENCIAS	xv

INTRODUCCION

INTRODUCCION

Dentro de los proyectos que lleva a cabo el Instituto Nacional de Energía Nuclear, está el de la reconversión de hexafluoruro de uranio (UF_6) a dióxido de uranio (UO_2). La aplicación inmediata del dióxido de uranio es su uso como combustible para reactores nucleares. La tecnología del proceso se pretende estudiar en una planta piloto que se instalará en el Centro Nuclear de México. Tal planta piloto se muestra en el diagrama 1, y consta de tres secciones:

- a) Alimentación;
- b) reacción, y
- c) eliminación de gases.

En la sección b se realizará la reacción siguiente:



y como se desprende un exceso de ácido fluorhídrico y en vista de sus propiedades tóxicas y corrosivas, se propuso su eliminación mediante absorción con hidróxido de potasio en una torre empacada.

Para realizar tal propósito, el estudio de la torre de absorción se hizo aislada de la planta piloto, pero las condiciones a las que se operó, tales como composición y temperatura de los gases, fueron semejantes a los que se tendrán en dicha planta.

La seguridad en el diseño y operación de la torre constituye un factor determinante para la realización del presente trabajo.

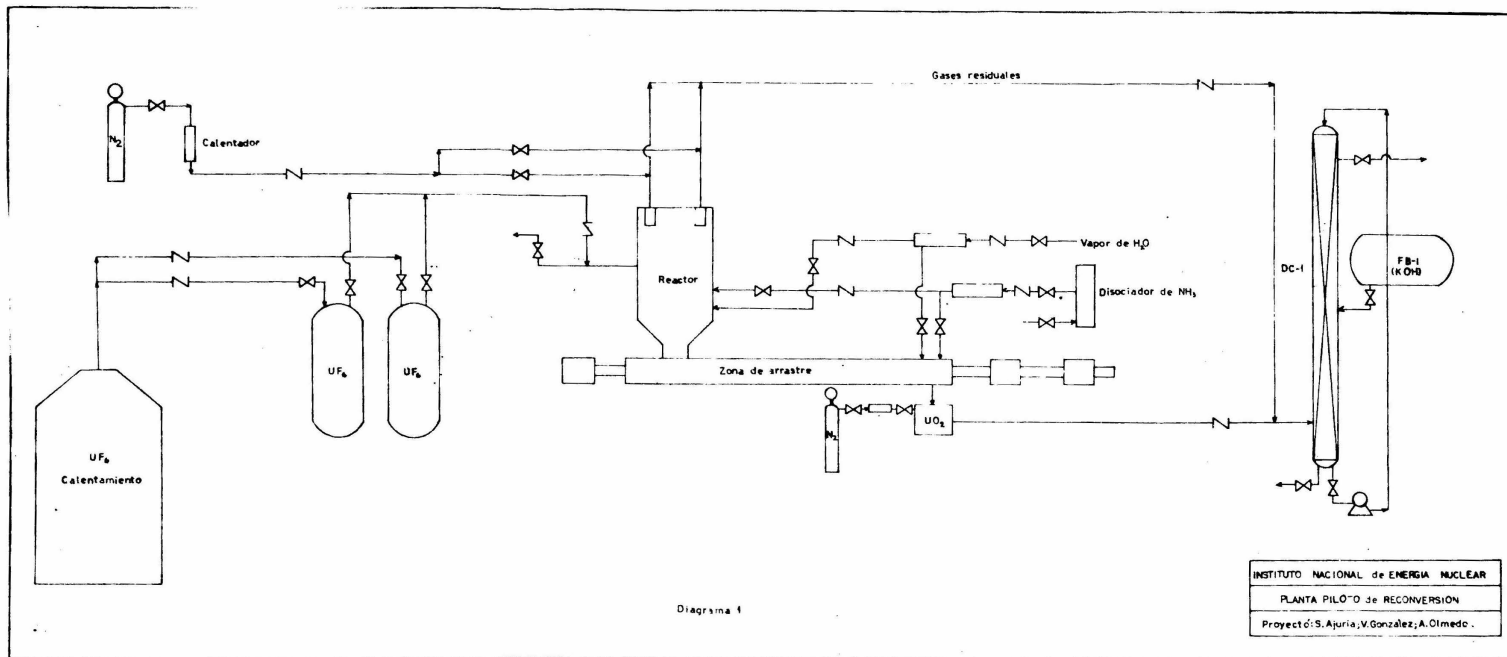


Diagrama 1

INSTITUTO NACIONAL de ENERGIA NUCLEAR
PLANTA PILOTO de RECONVERSION
Proyectó: S. Ajuria, V. González; A. Olmedo.

Nuestro estudio tiene como finalidad la determinación experimental del coeficiente global de transferencia de masa en una torre de absorción empacada, para el sistema HF-KOH, en vista de que se carece de la suficiente información publicada sobre el valor de dicho coeficiente.

En virtud de que en el fenómeno a estudiar se presenta una absorción y reacción química simultáneas, la complejidad de las interacciones entre ambos tipos de procesos, impide el establecimiento de modelos matemáticos que conducirían a la determinación del valor del coeficiente de transferencia de masa en el sistema reaccionante.

Es importante notar que la reacción de absorción de HF en KOH es exotérmica lo que aunado a la transferencia de masa, hace aún más complejo el establecimiento de expresiones matemáticas que interpreten el comportamiento total del fenómeno.

Ahora bien, ante la imposibilidad de disponer de métodos de cálculo adecuados, es recomendable en la mayoría de los casos, recurrir a la experimentación con el fin de obtener la información deseada.

El objetivo de estudiar de manera aislada la torre de absorción, es la facilidad que presenta al cambio de condiciones, tales como: masa-velocidad de ambos fluidos, concentraciones, temperaturas de operación, y así poder cuantificar el efecto de dichas variaciones sobre el coeficiente global de transferencia.

Para simplificación del estudio, se pensó en operar el sistema a condiciones isotérmicas, y para tal propósito, se empleó un

serpentin de enfriamiento dentro de la unidad de absorción.

La utilidad de este trabajo, radica en que el coeficiente de transferencia de masa es un factor determinante en el dimensionamiento de equipos de absorción. Y el uso del coeficiente obtenido en esta tesis, será válido para el dimensionamiento de cualquier torre de absorción que opere a condiciones cualesquiera, siempre y cuando se aplique un modelo de escalamiento adecuado.

CAPITULO PRIMERO

CAPITULO PRIMERO

ASPECTOS TEORICOS Y GENERALIDADES SOBRE TORRES EMPACADAS

INTRODUCCION

La eliminación de determinados componentes de una mezcla gaseosa por absorción, es una operación unitaria que en la Ingeniería Química se presenta con gran frecuencia. La absorción es un proceso típico de transferencia de masa en el que un componente de una mezcla gaseosa, se pone en contacto íntimo con un disolvente líquido.

Para que dicho contacto íntimo se logre, es necesario proporcionar una superficie grande entre ambas fases, y una constante intensidad de renovación de la misma.

I. Torres Empacadas

Quizá la unidad más comúnmente empleada en el proceso difusional, es una torre empacada. Sus principales características son:

- a) Proporciona grandes áreas de contacto entre las fases;
- b) requiere de un mínimo de platos distribuidores y soportes (aproximadamente 1 por cada 3,05 m. de altura ó 5 diámetros de torre si es muy pequeña);

- c) presenta gran facilidad para el reemplazo del empaques por motivos de eficiencia, y el cambio en longitud de espacio empacado puede proporcionar una mayor eficiencia y/o una menor caída de presión;
- d) el empaques puede ser rápidamente cambiado por deterioro del mismo, debido al manejo de fluidos corrosivos;
- e) la caída de presión por unidad lineal de altura empacada es menor que en las torres de platos;
- f) ofrecen amplios márgenes de operación para las velocidades de alimentación del gas y del líquido; y dichos márgenes son mayores que en las torres de platos, a pesar de que éstas son diseñadas para altas caídas de presión y,
- g) su costo es relativamente bajo en comparación con -- otras unidades de absorción.

Consiste esencialmente en una columna cilíndrica vertical - provista de una entrada y una cámara distribuidora de gas en la - parte inferior. En la parte superior se tiene la entrada y sistema de distribución del líquido con lo que se tiene un flujo a contracorriente. Las salidas para el gas y el líquido, se tienen en la - cima y en el fondo de la torre respectivamente. Además, consta de una sección llena de material sólido inerte, denominado empaques, el cual proporciona la superficie de transferencia. Para soportar el empaques, se requiere de platos fijos. En la figura 1.1, se muestra esquemáticamente una torre empacada (1).

Las características de todas y cada una de las partes compo

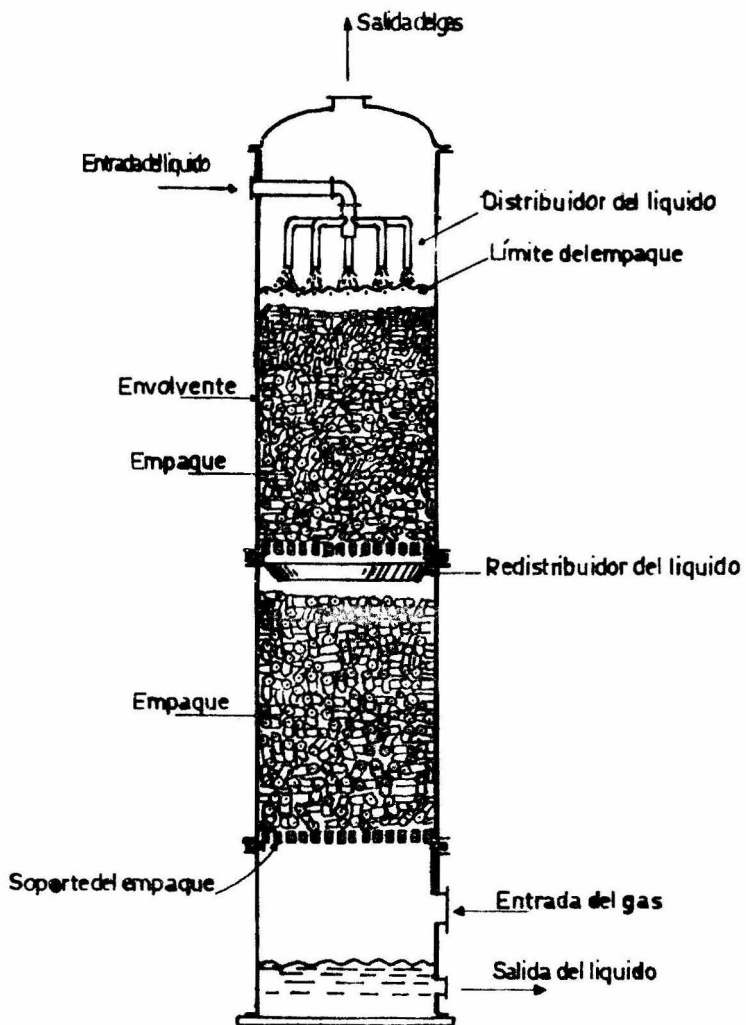


FIG.11 Torre empacada.

nentes de la unidad, influyen en el comportamiento de la torre; y su selección constituye una parte fundamental en el diseño.

A diferencia de muchos equipos de la industria química, en las torres empacadas no existe manufactura de partes estándar. Generalmente su diseño está asociado íntimamente con el proceso para el que se pretende operar.

1. Empaque

El empaque constituye la parte esencial de una torre empacada. Se han utilizado numerosos tipos de materiales, desde sólidos fáciles de adquirir tales como piedras, vidrios y otros, hasta formas geométricas complejas. Foust (2), Sherwood (3) y Leva (4), - - coinciden en que las características fundamentales que debe reunir el empaque, son las siguientes:

- a) Tener gran área de superficie por unidad de volumen, para proporcionar buen contacto entre las fases;
- b) un alto porcentaje de espacio vacío, para que se consiga el paso adecuado de ambas fases sin que existan grandes caídas de presión;
- c) ser químicamente inerte a los fluidos que circulan;
- d) poseer buena resistencia mecánica sin un peso excesivo, ya que esto ocasionaría problemas serios de soporte;
- e) tener características de humidificación, y
- f) su costo debe ser bajo.

Dejando de los muchos tipos de empaque que se han diseñado,

las formas más usuales se muestran en la figura 1.2 (2).

Anillo Raschig. Es el más frecuentemente empleado en torres empacadas. Su diámetro y la altura son iguales. El espesor de pared es un factor muy importante, ya que a medida que éste se adelgaza, la resistencia mecánica también disminuye y, con ello, la caída de presión en la torre. Ofrece la mejor combinación de bajo peso por unidad de volumen y volumen libre. Su costo es el menor en comparación con los otros tipos. (Módulo o de cerámica)

Silla Intalox. Proporciona mayor distribución al azar que los anillos Raschig, y posee mejores características de humedecimiento.

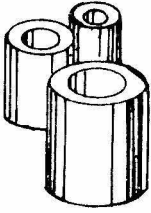
Silla Berl. Puede empacarse dando configuraciones complejas. Es resistente proporcionando mayor área por unidad de volumen.

Anillo Pall. Proporciona mayor circulación, pero su costo es muy elevado, debido a su compleja manufactura.

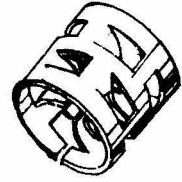
Anillo con Espiral. Existen tres tipos: espiral simple, doble y triple. Su uso está en función de la turbulencia que se quiera tener. Este tipo de empaque se coloca ordenadamente dentro de la torre; los otros se cargan al azar. Por ello su costo es elevado, incrementando, asimismo, los costos de instalación.

Anillos Lessing y Anillos divididos en Cruz. Son una modificación de los anillos Raschig, con una o dos láminas interiores, - por lo cual incrementan la superficie sin disminuir grandemente la sección transversal libre.

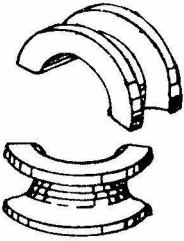
Las características físicas de los empaques comerciales se



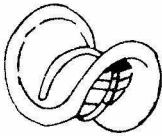
Anillo Raschig



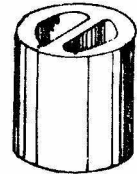
Anillos Pall



Silla Intalox



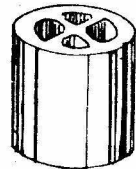
Silla Berl



Anillo Lessing



Anillo con Helicoidal



Anillo dividido en cruz

FIG. 1.2 Tipos de empaque

muestran en la tabla 1-1 (5).

Como ningún empaque reúne todas las ventajas, su aplicabilidad está en función del material que proporcione el mejor contacto entre las fases.

La manera de empaque la torre juega un papel muy importante, ya que ambos fluidos deben hacer un contacto adecuado en toda la torre. McCabe y Smith recomiendan que el empaque que se distribuye al azar, dentro de la torre, debe estar formado por piezas cuya dimensión mayor esté comprendida entre 5 y 50 mm de uso común en torres pequeñas. El empaque colocado ordenadamente, está formado por piezas de 5 a 20 cm , usual en torres grandes.

Leva ha observado que un empaque ordenado, provoca canales continuos a través del lecho empaçado, y aunque esto origina menores caídas de presión que en los empaques al azar, en los que el gas se ve obligado a cambiar frecuentemente de velocidad y dirección, este efecto está contrarrestado por un peor contacto entre los fluidos.

La selección en la distribución del empaque, ya sea ordenada o al azar, depende principalmente, de los costos de operación y de la eficiencia del proceso. Como una distribución ordenada provocaría una caída de presión menor en la torre, pero la eficiencia de la misma se vería afectada por un peor contacto entre las fases, cosa que no sucede en una distribución al azar aunque sí se presenta una caída de presión mayor, antes de elegir el tipo de distribución, se recomienda un análisis cuantitativo de ambos efectos.

2. Platos Distribuidores y Redistribuidores

TABLA 1-1

Propiedades físicas de los empaques colocados al azar.

Tipo	Material	Dimensiones (pulgadas)	Superficie	Factor de	
			específica α_p (cm^{-1})	Porosidad ϵ	caracterización C_f
Anillos					
Raschig	Acero	$\frac{1}{2} \times \frac{1}{2}$	4.20	0.84	300
		1 x 1	1.87	0.92	115
	Porcelana	$\frac{1}{2} \times \frac{1}{2}$	4.00	0.64	640
		1 x 1	1.90	0.73	160
		2 x 2	0.92	0.74	65
Sillas					
Berl	Porcelana	$\frac{1}{2}$ nom.	4.66	0.63	380
		1 nom.	2.49	0.69	110
		$1\frac{1}{2}$ nom.	1.44	0.75	65
Sillas					
Intalox	Porcelana	$\frac{1}{2}$ nom.	6.23	0.78	265
		1 nom.	2.56	0.78	98
		$1\frac{1}{2}$ nom.	1.97	0.81	52

Como el líquido que fluye hacia abajo o el gas que asciende tienden a seleccionar canales o trayectorias a través del empaque (efecto de canalización), ya que el fluido tiende a moverse hacia las regiones más vacías - las que generalmente se encuentran - cercanas a la pared -, es necesario emplear dispositivos espacia-- dos que redistribuyan los fluidos hacia el centro de la columna.

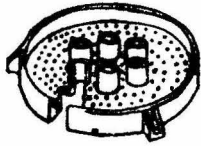
Dicho efecto de canalización se ve disminuído notablemente con una buena distribución de las corrientes dentro de la torre y, con una relación de diámetro de la torre a diámetro del empaque de 8 a 1. El empleo de platos redistribuidores elimina la tendencia - del acanalamiento del líquido hacia la pared.

Los tipos más comunes de distribuidores de líquido se sopor-- tan con agarraderas o vigas internas colocadas transversalmente. - En algunos casos, también se utilizan para sostener el empaque. - Existen distribuidores, en los que el líquido fluye a través de pe-- queñas perforaciones y el gas lo hace a través de tubos verticales en forma de chimenea; el problema de este tipo de platos es que el líquido debe estar libre de impurezas o de partículas, y su veloci-- dad no debe de ser alta.

Otro tipo de distribuidor es aquel en el que el gas y el lí-- quido pasan a contracorriente a través de tubos verticales corta-- dos diagonalmente y permiten una mayor velocidad de flujo.

El más común de los distribuidores consiste de un arreglo - de canales o regaderas que permite el manejo sin dificultad de - cualquier rango de velocidad y su construcción es fácil.

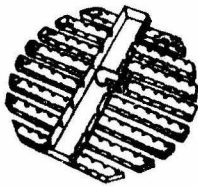
En la figura 1.3 (6), se ilustran estos tipos de distribui--



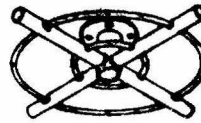
**Plato con perforaciones y
tubos tipo chimenea**



**Arreglo de tubos cortados
en diagonal**



Arreglo de canales o regadera



Anillo perforado

FIG. 1.3 Platos distribuidores

dores.

Un problema frecuente, como se ha mencionado, es que el líquido tiende a presentar el efecto de canalización, por lo que se debe tener el cuidado de mantener una buena distribución del líquido y la menor probabilidad de que se presenten zonas vacías y con ello, una discontinuidad en la superficie de transferencia. Dicho problema se aminora con el uso de redistribuidores. Los más comunes son aquellos que colectan el líquido que escurre por las paredes con tubos que lo dirigen hacia el centro de la torre.

La figura 1.4 (6), muestra los tipos principales de redistribuidores.

La distribución del gas de alimentación es tan importante - como la del líquido. Los platos distribuidores del gas, varían con las necesidades de cada torre; pueden ir desde mallas hasta distribuidores con tubos verticales de diferente diámetro, o con tubos verticales de igual diámetro, pero con perforaciones laterales. La figura 1.5 (6), esquematiza estos distribuidores de gas.

3. Caída de Presión en Torres de Absorción

A medida que un fluido pasa a través de un conducto de cualquier tipo, se presenta una diferencia de presiones entre la entrada y la salida del mismo; a dicha diferencia se le denomina Caída de Presión (ΔP). Es fundamental el conocer tal ΔP , ya que si multiplicamos ésta por el gasto volumétrico (Q) tal producto nos determina una medida de la energía requerida para que el fluido fluya a través del conducto.

Aunque el efecto de la mayoría de las variables de opera--

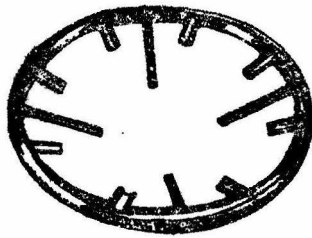
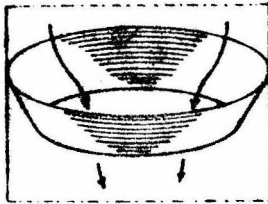
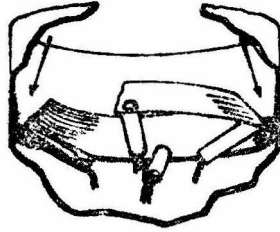


FIG. 14 Tipos principales de redistribidores

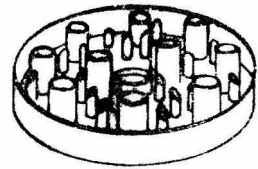
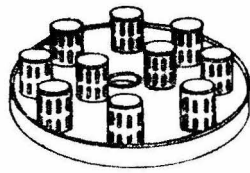
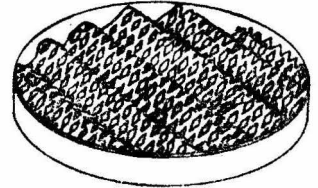
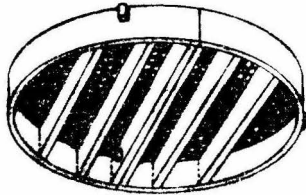


FIG. 1.5 Distribuidores de gas .

ción sobre la ΔP son conocidas, no existe un mecanismo de flujo -- bien definido para una torre empacada. Chilton y Colburn (7) han -- propuesto que las expansiones y contracciones de los fluidos, son los principales factores responsables de la ΔP . La fricción sobre el empaque, viene a ser un factor secundario.

Foust (2) y Treybal (1) consideran que la ΔP está influenciada principalmente por los gastos del líquido y del gas, tal y -- como se muestra en la figura 1.6 (1). Además, Leva (4) considera -- la porosidad del empaque (ϵ), densidad del gas (ρ_g), diámetro (d) y forma del empaque.

En la figura 1.6, la curva 0, relaciona la ΔP con la masa-velocidad del gas (G) en torres no irrigadas. En la operación in-- dustrial de las torres de absorción en flujo turbulento, se obser-- va que la pendiente de la curva 0, está entre un rango de 1.8 a -- 2.0. La ΔP aumenta por lo tanto con la potencia 1.8 a 2.0 de la ma-- sa-velocidad, lo cual está de acuerdo con la expresión de caída de presión para flujo turbulento.

Para una masa-velocidad constante de gas, la ΔP se incremen-- ta cuando la masa-velocidad del líquido se incrementa también, co-- mo se observa en la curva 1, debido principalmente a que la sec-- ción transversal libre usada para el flujo del gas, se reduce por la presencia del líquido. Al aumentar la ΔP , la cantidad de líqui-- do retenido por el empaque permanece constante y es independiente de la masa-velocidad del gas. El líquido desciende a través del em-- que sin influenciarse por el movimiento del gas (zona abajo de -- A). En la región entre A y B, el líquido retenido por el empaque,

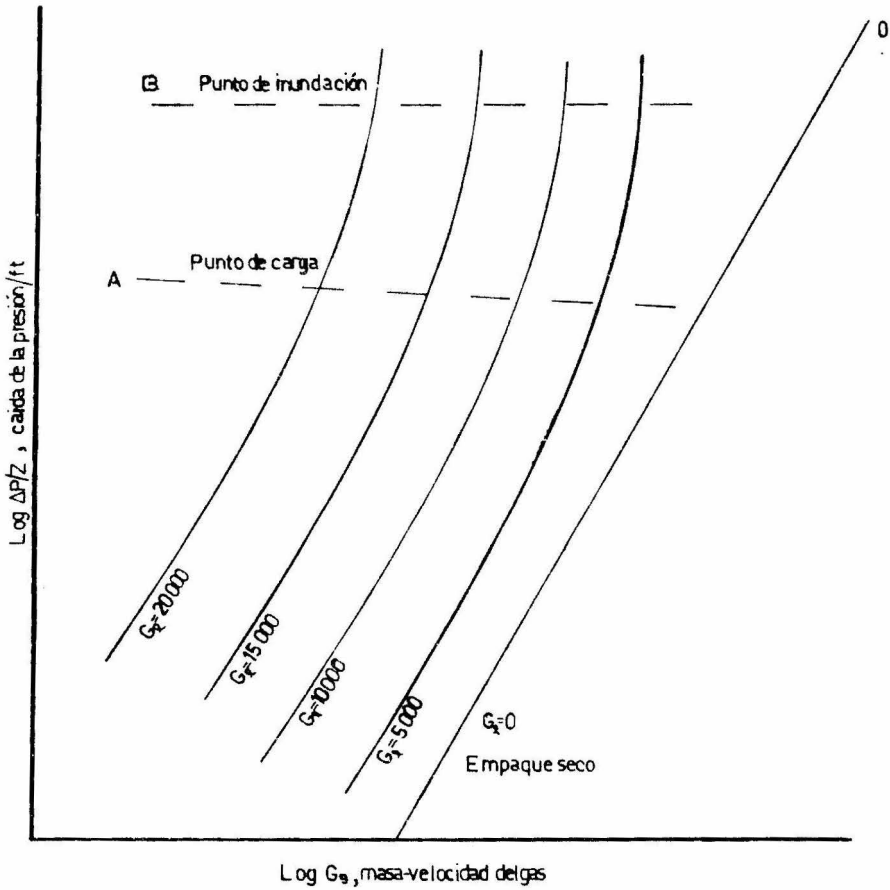


FIG.16 ΔP del gas para flujo a contracorriente de líquido y gas

empieza a aumentar rápidamente con la masa-velocidad del gas, el área libre por el flujo del gas se reduce y la ΔP aumenta rápidamente; a esto se le conoce como punto de carga.

Al aumentar la masa-velocidad del gas a diferentes masas-velocidades constantes del líquido, se empieza a tener un mayor retención del líquido en la parte superior del lecho empacado, y el gas burbujea en él; el líquido no puede seguir descendiendo a través del empaque de manera que aumenta el espesor de la capa del líquido, hasta que éste es expulsado fuera de la torre por el gas: a esto se le denomina punto de inundación (línea B).

Es evidente que la masa-velocidad del gas durante la operación de una torre empacada, tiene que ser inferior a la masa-velocidad de inundación.

Cuanto mayor es la masa-velocidad del gas, menor es la torre, pero mayor es el costo de operación (bombeo; costos fijos de instalación).

Las caídas de presión para lechos secos, pueden determinarse por medio de nomogramas y correlaciones; tal como la ecuación de Ergun (8) donde el miembro de la derecha es debido al flujo laminar y el segundo término es para flujo turbulento. Estos dos términos cambian cuando la masa-velocidad del gas se incrementa.

$$\frac{\Delta P}{Z_T} \frac{g_c d_p \epsilon^3 \rho_g}{(1-\epsilon)G^2} = \frac{\Delta P}{Z_T} \frac{6g_c \rho_g}{C_f G^2} = \frac{150(1-\epsilon)}{Re} + 1.75 \quad (1.1)$$

Donde:

$$Re = \frac{d_p G}{\mu_g} \quad \text{y} \quad d_p = \frac{6(1-\epsilon)}{a_p}$$

a_p = Superficie de empaque/unidad de volumen empacado (pie)¹.

Z_T = Altura de la zona empacada (pie).

g_c = Constante gravitacional ($4.18 \times 10^8 \frac{\text{lb pie}}{\text{lb}_f \text{ hr}^2}$).

C_f' = Factor de caracterización de empaque para flujo de una sola fase (adimensional).

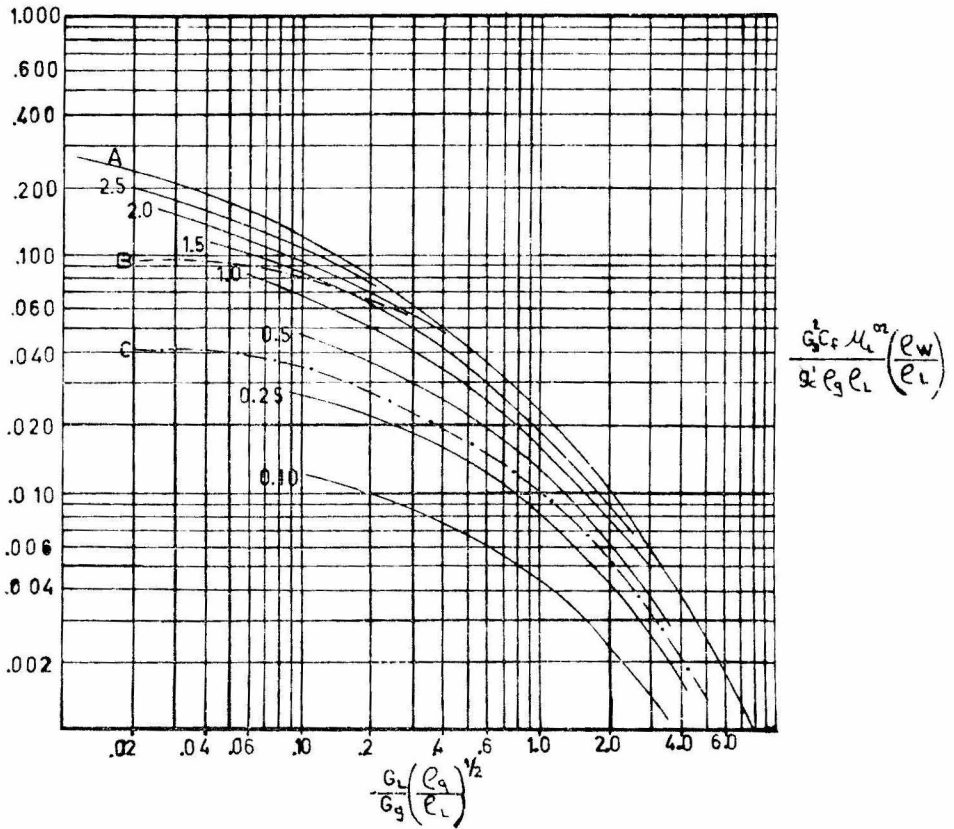
Cuando se opera a una masa-velocidad del gas en un rango de $500 \frac{\text{lb}}{\text{hr pie}^2}$, el término de la derecha de la ecuación (1.1) puede ser tomado como 1.75. El valor de C_f' puede usarse con buenos resultados como $2(C_f)$.

Para flujos simultáneos de líquido y gas, los datos de ΔP de varios investigadores, muestran discrepancias; algunos veces hasta un 60% de diferencia para el mismo tipo de empaque y masas-velocidades; la correlación más general es la de Leva, que se muestra en la figura 1.7 (4). Aquí el valor de C_f se utiliza directamente de la tabla (1-1).

A. Cálculo del Diámetro de la Columna

El cálculo del diámetro (D) en una torre empacada, depende de las condiciones de inundación tomándose como masa-velocidad de operación el 60% de la correspondiente de la inundación. El cálculo de la masa-velocidad de inundación ($G_{inun.}$) expresada como la masa-velocidad del gas, puede obtenerse de dos maneras: partiendo de la figura 1.7 o por medio de la ecuación de Sawitowski (9),

$$\ln \frac{G_{inun.}^2 a_p}{g_c \epsilon \rho_l \rho_g} \frac{u_l}{\mu_w} = -4 \left(\frac{w_l}{w_g} \right)^{\frac{1}{4}} \left(\frac{\rho_g}{\rho_l} \right)^{\frac{1}{8}} \quad (1.2)$$



- A: Línea de inundación
- B: Límite superior de la zona de carga
- C: Límite inferior de la zona de carga

FIG.17 Inundación y caídas de presión en torres empacadas

Una vez obtenido el valor de G_{inun} , se obtiene el de operación:

$$G = (G_{inun})(0.60) \quad (1.3)$$

Y conociendo el valor del gasto en masa (W), por medio de la relación:

$$S = \frac{W}{G} \quad (1.4)$$

Se obtiene el valor del área de la sección transversal de la torre, (S). Y como:

$$S = \pi r^2 = \pi \left(\frac{D}{2}\right)^2 = \pi \frac{D^2}{4}$$

$$S = \frac{1}{4} \pi D^2$$

$$D = \left(\frac{4S}{\pi}\right)^{1/2} \quad (1.5)$$

4. Establecimiento de la Altura en Torres de Absorción

La altura de una torre de absorción y el volumen de empaque dependen fundamentalmente de los cambios de concentración y de la velocidad de transferencia de masa por unidad de volumen de empaque. Para obtener dicha altura es necesario establecer el balance de masa, el balance de calor, la magnitud de la fuerza impulsora y los coeficientes de transferencia de masa.

A. Balance de Masa

Como una torre de absorción empacada, es una unidad de contacto diferencial, no se presentan variaciones discretas en composición, sino que esta varía de manera continua. Los balances de masa que se pueden establecer en una torre de absorción dividida

por un plano arbitrario, tal como se muestra en la figura 1.8, son:

Balance total:

$$L_1 + V_0 = L_0 + V_1 \quad (1.6)$$

Balance del componente j:

$$L_1 x_j + V_0 y_{0j} = L_0 x_{0j} + V_1 y_{1j} \quad (1.7)$$

Si la ecuación (1.7) la establecemos en base inerte, adquiere la siguiente forma:

$$\bar{L}X_1 + \bar{V}Y_0 = \bar{L}X_0 + \bar{V}Y_1 \quad (1.8)$$

Donde:

$$\bar{V} = V(1-y) \quad (1.9)$$

$$\bar{L} = L(1-x) \quad (1.10)$$

$$Y = \frac{y}{1-y} \quad (1.11)$$

$$X = \frac{x}{1-x} \quad (1.12)$$

Rearreglando la ecuación (1.8) tenemos que:

$$\bar{V}(Y_1 - Y_0) = \bar{L}(X_1 - X_0) \quad (1.13)$$

$$y \quad \frac{\bar{L}}{\bar{V}} = \frac{(Y_1 - Y_0)}{(X_1 - X_0)} \quad (1.14)$$

Y si definimos la línea de operación, como la relación de las composiciones intermedias de las fases \bar{V} y \bar{L} para cada uno de los puntos de un flujo a contracorriente, tenemos que:

$$Y_1 = \frac{\bar{L}}{\bar{V}} X_1 - \frac{\bar{L}}{\bar{V}} X_0 + Y_0 \quad (1.15)$$

la cual puede representarse gráficamente de acuerdo al siguiente esquema, figura 1.9.

Nota: No es preciso utilizar subíndices para \bar{L} y \bar{V} ya que son constantes.

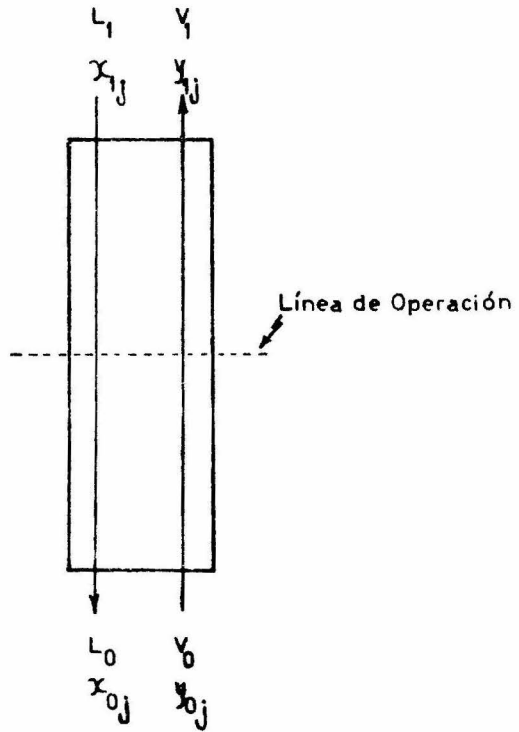


FIG. 1.8 Balance de masa en una torre empacada.

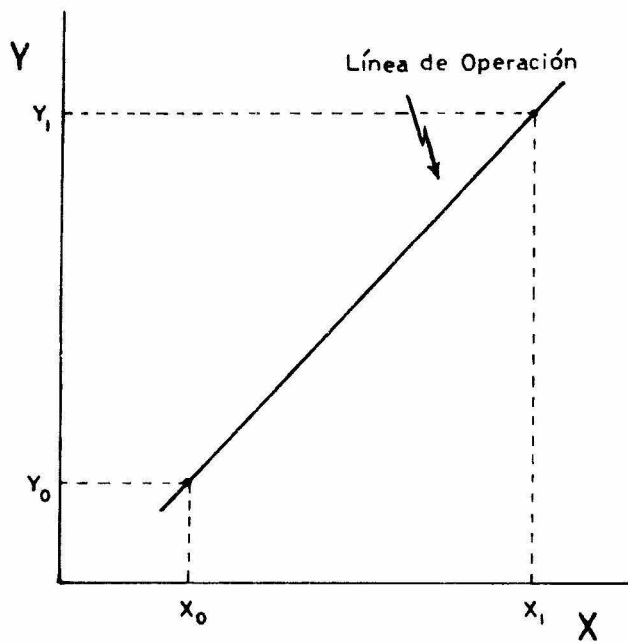


FIG. 1.9 Representación gráfica de la línea de operación.

En las operaciones de absorción, los gastos molares (V y L) con frecuencia varían de un punto a otro a lo largo de la columna, de manera que las líneas de operación presentan generalmente alguna curvatura.

B. Relación $\frac{\bar{L}}{\bar{V}}$ Mínima

La ecuación (1.15) indica que la pendiente media de la línea de operación es $\frac{\bar{L}}{\bar{V}}$. Así para un determinado gasto molar de gas, una disminución en el gasto molar del líquido provoca reducción en la pendiente de la línea de operación. Si el gasto del gas y las condiciones extremas x_a, y_a, y_b se mantienen constantes, -- mientras que el gasto del líquido es disminuido, la concentración máxima posible de la solución, y el menor gasto del líquido que se puede utilizar, se obtienen cuando la línea de operación toca a la curva de equilibrio tal como se muestra en la figura 1.10 (5). Para esta condición se requeriría una altura infinita de la sección empacada, puesto que la diferencia en concentración disponible para la transferencia de masa se hace cero en el fondo de la torre. Para que una torre pueda operar es preciso que el gasto del líquido sea mayor que este valor mínimo.

La relación $\left(\frac{\bar{L}}{\bar{V}}\right)_{\min}$ se puede calcular con la expresión:

$$\left(\frac{\bar{L}}{\bar{V}}\right)_{\min} = \frac{y_b - y_a}{x_b^* - x_a} \quad (1.16)$$

Donde x_b^* : es la abscisa del punto de la línea de equilibrio cuya ordenada es y_b . Como la relación $\frac{\bar{L}}{\bar{V}}$ es una variable económica importante, en la práctica se obtiene una buena aproximación cuando:

$$\left(\frac{\bar{L}}{\bar{V}}\right)_{\text{op.}} = 1.3 \left(\frac{\bar{L}}{\bar{V}}\right)_{\min} \quad (1.17)$$

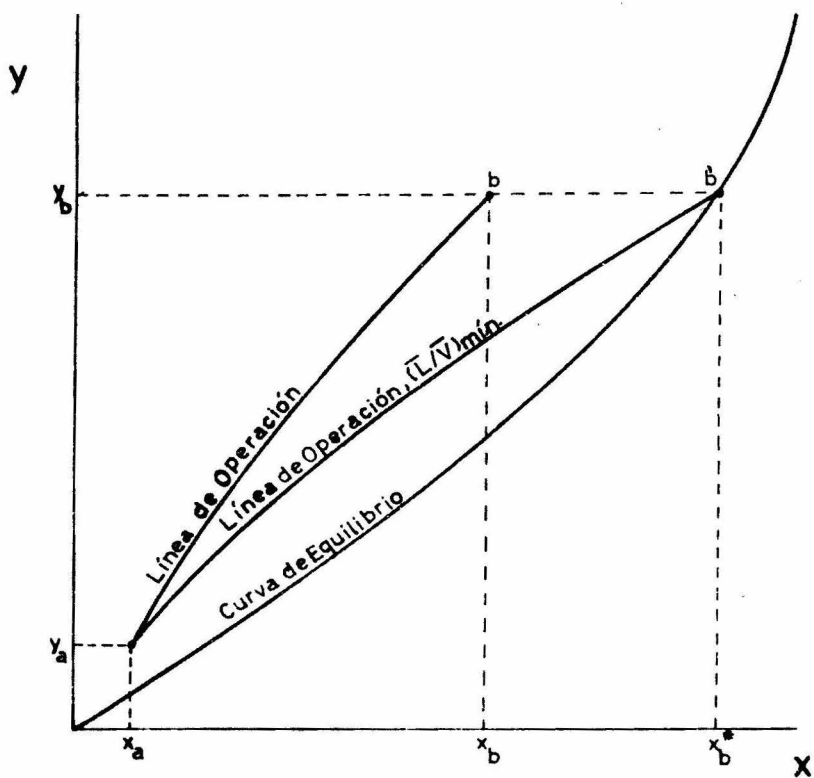


FIG. 1.10 .- Relación gas-líquido mínima.

Cuando la relación $\frac{L}{V}$ es grande, la distancia media entre las líneas de operación y equilibrio, también es grande, y como se tiene una diferencia de concentración favorable en la torre, ésta es de pequeña altura. Pero cuando se requiere recuperar el soluto gaseoso, el costo es elevado, ya que la solución que se tiene es diluida. Y si se reducen los costos de concentración utilizando menos líquido, disminuye la fuerza impulsora (gradiente de concentración $(x_b^* - x_a)$) y la torre tiene que ser más alta. El gasto óptimo de líquido se obtiene teniendo en cuenta los costos de recuperación, como los costos fijos. Mc Cabe dice, que cuando la línea de operación y la curva de equilibrio son aproximadamente paralelas la operación es económica.

C. Variaciones de Temperatura en Torres Empacadas

Al introducir una corriente de gas concentrada como alimentación en una torre empacada, la temperatura varía a lo largo de la torre y este gradiente afecta la forma de la curva de equilibrio. La velocidad de absorción es grande a la entrada del gas y los calores de condensación y disolución del componente absorbido, pueden provocar un aumento en la temperatura del líquido; y si la presión parcial de dicho componente aumenta con la temperatura, la concentración del vapor en equilibrio con un líquido de composición definida, aumenta también con la temperatura. Y aun cuando el sistema cumpla la ley de Henry, la línea de equilibrio puede presentar en este caso una fuerte curvatura. Este efecto se representa en la figura 1.11 (5), la cual nos muestra la línea VM como la línea de equilibrio para una operación isotérmica; mientras que la línea VH

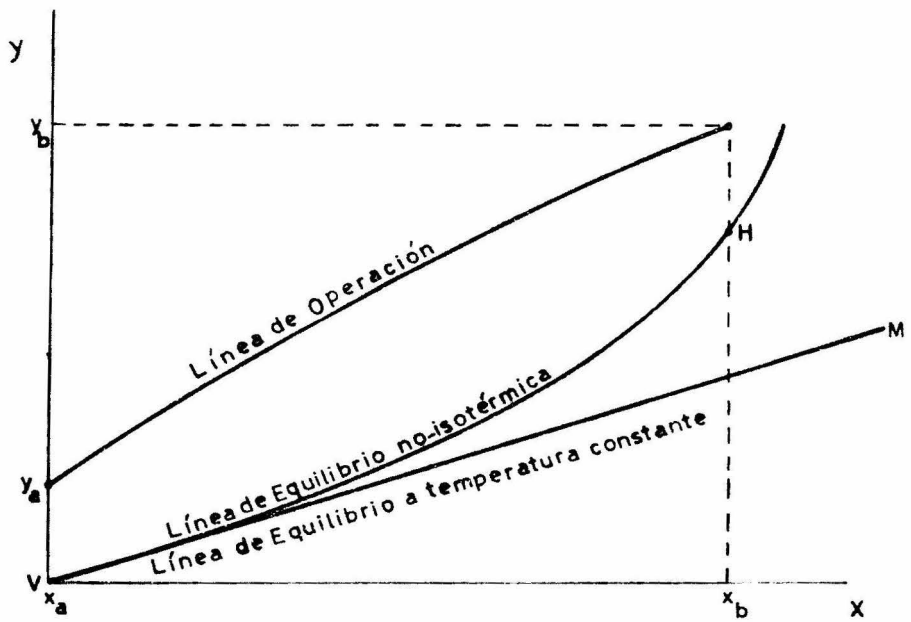


FIG. I.11 Efecto del gradiente de temperatura sobre la Línea de Equilibrio.

representa la operación no isotérmica, debido a que la temperatura en el fondo de la torre es mayor que en la parte superior. La temperatura en la parte superior es la misma en ambos casos.

Cuando el efecto de la temperatura es suficientemente grande, la línea de equilibrio puede cortar a la línea de operación y el proceso puede detenerse en las cercanías del fondo de la torre. Para evitar esto, es conveniente el empleo de un sistema de refrigeración en la torre.

Para la determinación de la curva de equilibrio en condiciones no isotérmicas, se requiere de un balance de entalpia.

D. Balance de Calor

El balance de calor en una torre de absorción puede ser representado por la siguiente ecuación:

$$\text{calor que entra} = \text{calor que sale} \quad (1.18)$$

$$W_{g0} H_{g0} + W_{l1} C_{p1} T_1 + q_s = W_{g1} H_{g1} + W_{l0} C_{p0} T_0 + q_o \quad (1.19)$$

Este balance, se representa en la figura 1.12 (9). Si la entalpia del gas (H_g) se toma a una temperatura de referencia $t = 0^\circ\text{C}$ la podemos establecer como:

$$H_g = C_p t + \gamma (C_{p_v} t + \lambda_o) = (C_p + \gamma C_{p_v}) t + \gamma \lambda_o = s t + \gamma \lambda_o \quad (1.20)$$

donde:

$$s = C_p + \gamma C_{p_v} \quad (1.21)$$

Con el objeto de despejar en la ecuación (1.19), la temperatura de salida de líquido T_0 , y así comprobar si se dan o no las condiciones isotérmicas, pueden hacerse las siguientes suposiciones sim-

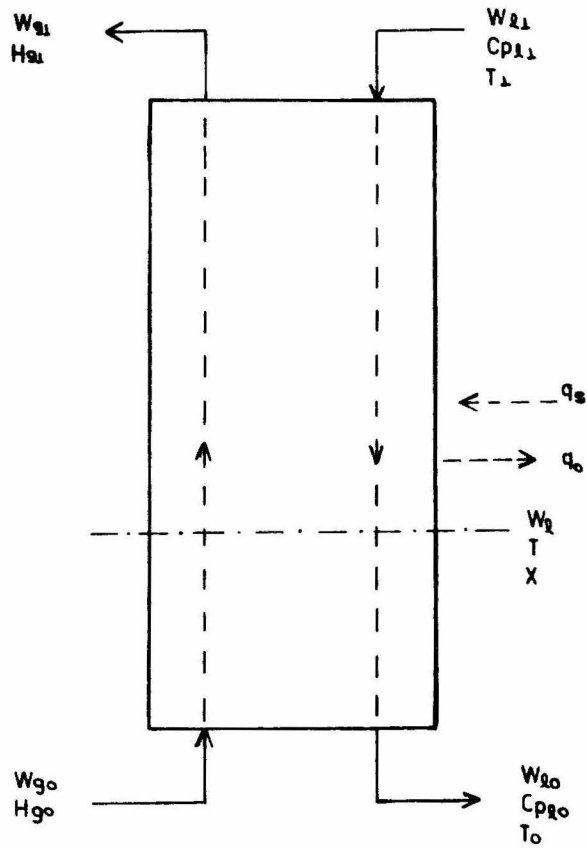


FIG.112 Balance de calor

plificativas:

- a) La columna es adiabática, es decir $q_0 = 0$;
- b) el gas abandona la columna a la temperatura de entrada del líquido, es decir: $t_1 = T_1$;
- c) el calor específico del líquido es constante a través de la columna; es decir: $C_{p10} = C_{p11} = C_{p1}$;
- d) el calor específico del líquido se tomará igual al del agua; es decir: $C_{p1} = 1$;
- e) el gas puede considerarse como aire para los efectos de cálculo de humidificación;
- f) el gas entra saturado; es decir: $\eta_0 = \eta_0^* @ t_0$ y
- g) el gas abandona la columna, saturado a la temperatura de salida: $\eta_1 = \eta_1^* @ t_1$.

Como q_s se había definido como el calor de solución y de reacción, se puede expresar como:

$$q_s = R'\psi = \psi L(x_0 - x_1) \quad (1.22)$$

donde ψ es el calor de reacción por mol de gas absorbido, que se supone constante en el intervalo de temperaturas considerado; y R' es el gasto en masa del gas absorbido.

Con esto la ecuación (1.19) adquiere la forma:

$$W_{g0}H_{g0} + W_{11}C_{p1}T_1 + \psi L(x_0 - x_1) = W_{g1}H_{g1} + W_{10}C_{p1}T_0 \quad (1.23)$$

Despejando T_0 , tenemos:

$$T_0 = \frac{W_{g0}H_{g0} + W_{11}C_{p1}T_1 + \psi L(x_0 - x_1) - W_{g1}H_{g1}}{W_{10}C_{p1}} \quad (1.24)$$

δ

$$T_0 = \frac{W_{11}}{W_{10}}(T_1) + \frac{W_{g0}H_{g0} - W_{g1}H_{g1}}{W_{10}C_{p1}} + \frac{L\psi}{W_{10}C_{p1}}(x_0 - x_1) \quad (1.25)$$

Si la temperatura obtenida por la ecuación (1.25) difiere de la temperatura de entrada de la fase líquida, las condiciones de la torre no son isotérmicas, y como la temperatura ha variado a lo largo de la columna, es necesario representar una línea de equilibrio que tenga en cuenta dichas variaciones.

Tal línea de equilibrio se construye de la siguiente manera:

- a) Debe suponerse o calcularse la variación de la temperatura del líquido con la composición de la fase líquida;
- b) se representan líneas de equilibrio correspondientes a varias temperaturas comprendidas entre T_1 y T_0 ;
- c) se trazará entonces, la línea de equilibrio no isotérmica definitiva, calculando T para X dado mediante la relación $T = f_n(X)$ establecida en el inciso a, e interpolando para T y el valor de X dado, entre las líneas de equilibrio representadas.

Sawitowski considera que el aumento de temperatura de la fase líquida, se debe al calor de reacción y al intercambio de calor sensible y de evaporación con el gas; y éste contrarrestado parcialmente por el aumento de masa de la misma. Si los dos últimos efectos son del mismo orden de magnitud, puede suponerse que se contrarrestan y la ecuación (1.25) se transforma en :

$$T_0 = T_1 + \frac{L\psi}{W_{10}C_{p1}}(x_0 - x_1) \quad (1.26)$$

lo que significa que el aumento de temperatura del líquido se debe

exclusivamente al calor de reacción.

Si se quisiera conocer en un punto cualquiera de la torre - la composición χ del líquido y su temperatura T , por analogía con la ecuación (1.26), podemos escribir que:

$$T = T_1 + \frac{L \psi}{W_{10} C_{p1}} (\chi - \chi_1) \quad (1.27)$$

que nos expresa la distribución de temperaturas del líquido.

Si a la temperatura T_0 calculada por la ecuación (1.26), la línea de equilibrio cortase a la línea de operación, es necesario elegir un nuevo valor de la relación $\frac{L}{V}$.

Para eliminar las variaciones de temperatura dentro de las torres, es aconsejable, como se mencionó anteriormente, el uso de un sistema de refrigeración cuando la concentración del gas de alimentación no se pueda disminuir. Cuando la corriente de alimenta--ción del gas es diluida, el gradiente de temperatura en la columna es bajo, y la línea de equilibrio es aproximadamente recta.

E. Teoría de la Doble Película (5)

La teoría de la doble película se basa en la suposición de que un componente j de la fase gaseosa se transfiere hacia la fa--se líquida, atravesando dos resistencias difusionales en serie co--rrespondientes a dos películas laminares, una gaseosa y otra líqui--da ambas en contacto.

Consideremos la figura 1.13 (5) que representa una torre - empacada en la que la absorción se lleva a cabo en la altura dZ_T , situada a una distancia Z_T de la parte inferior; dN_j , la velocidad de absorción; dA área interfacial en la sección considerada. Las -

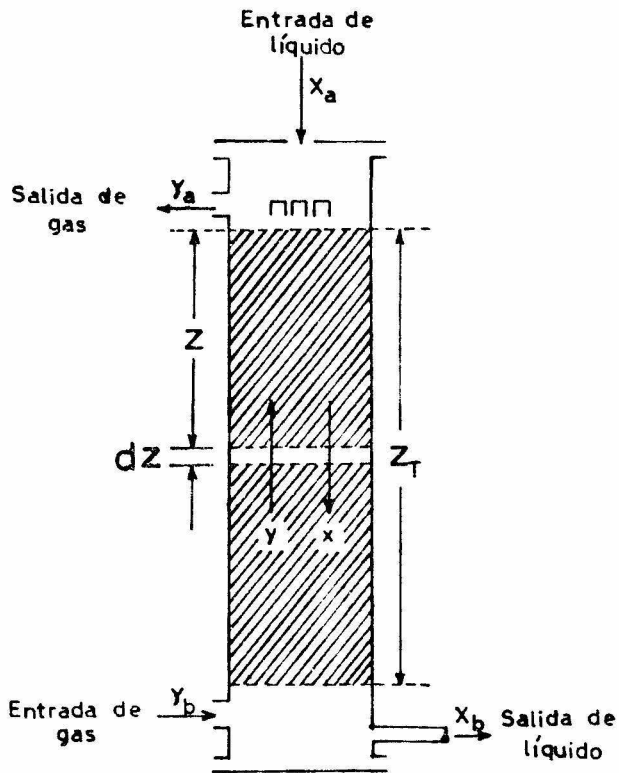


FIG. 1.13 Diagrama de una torre empacada.

concentraciones del gas y el líquido expresadas en fracción mol del componente j , son y y x respectivamente.

La velocidad con que el componente j se transfiere del gas a la interfase es:

$$dN_j = \frac{K_y}{\gamma} (y - y_i) dA \quad (1.28)$$

donde:

K_y : Coeficiente de transferencia de masa en la fase gaseosa.

γ : Factor de velocidad relativa.

y_i : Fracción mol de j en la interfase.

$y - y_i$: Fuerza impulsora a través de la resistencia gaseosa.

En la absorción, el componente j cruza la interfase, mientras que el otro es inerte y estacionario con respecto a la interfase.

Si consideramos Z_T igual a 1 para la difusión de un sólo componente y γ es la concentración media logarítmica del componente estacionario a través de la fase gaseosa, o sea:

$$\gamma = \frac{(1 - y_i) - (1 - y)}{\ln \frac{1 - y_i}{1 - y}} = \frac{y - y_i}{\ln \frac{1 - y_i}{1 - y}} = \frac{y - y_i}{(1 - y)_{ml}} = \overline{\Delta y}_{ml} \quad (1.29)$$

La velocidad de transferencia del componente j en la fase líquida, desde la interfase hasta la masa de líquido es:

$$dN_j = K_x (x_i - x) dA \quad (1.30)$$

donde:

K_x : Coeficiente de transferencia de masa en la fase líquida.

x_i : Fracción mol del componente j en la interfase.

Para la transferencia en la fase líquida, se omite γ ya que

en la ecuación de difusividad de las cuales proviene este desarrollo, el factor de velocidad relativa está involucrado en los coeficientes de difusividad, y $\gamma = 1$ en soluciones diluidas (5). Como se supone que hay equilibrio en la interfase, x_i y y_i son las coordenadas de un punto situado sobre la curva de equilibrio.

Ya que las velocidades de desaparición del componente j en la fase gaseosa es igual a la velocidad de aparición de dicho componente en el líquido, las ecuaciones (1.28) y (1.30) se pueden igualar. Si la velocidad de transferencia desde el gas es $d(Vy)$ y en el líquido es $d(Lx)$, podemos escribir que:

$$dN_j = \frac{K_y}{\gamma} (y - y_i) dA = K_x (x_i - x) dA = d(Vy) = d(Lx) \quad (1.31)$$

La ecuación (1.31) en ausencia de efectos caloríficos y de reacciones químicas, constituye el fundamento de la teoría de la transferencia de masa en torres empacadas.

La ecuación (1.31) se puede tratar separadamente para ambas fases, y la correspondiente al gas es:

$$\frac{K_y}{\gamma} (y - y_i) dA = d(Vy) \quad (1.32)$$

Puesto que el área real de transferencia no se puede determinar fácilmente, dA , se sustituye por el producto del volumen de la sección empacada por el área de la unidad de volumen. Si S es el área de la sección transversal de la torre, el volumen empacado correspondiente a la altura dZ_T es SdZ_T , así:

$$dA = a_v S dZ_T \quad (1.33)$$

siendo a_v el área de la interfase por volumen de la sección empacada

da (desconocida). El término $d(Vy)$ se puede expresar en base al componente que no se absorbe (inerte) de manera que:

$$d(Vy) = \bar{V}d\left(\frac{y}{1-y}\right) = \bar{V} \frac{dy}{(1-y)^2} = V \frac{dy}{1-y} \quad (1.34)$$

sustituyendo $d(Vy)$ de la ecuación (1.34) y dA de la ecuación (1.33) en la ecuación (1.32), y dividiendo entre S , tenemos:

$$\frac{K_y a_v (y - y_1) dz_T}{y} = \frac{V}{S} \frac{dy}{1-y} = G'_g \frac{dy}{1-y} \quad (1.35)$$

El tratamiento análogo de la ecuación para la fase líquida:

$$K_x (x_i - x) dA = d(Lx) \quad (1.36)$$

nos lleva a:

$$K_x a_v (x_i - x) dz_T = G'_l \frac{dx}{1-x} \quad (1.37)$$

Para la utilización práctica de las ecuaciones (1.35) y (1.37), con objeto de determinar la altura total de empaque Z_T , es preciso integrarlas. Esta integración depende de las tres consideraciones siguientes: la forma de la curva de equilibrio, la variación de concentración que experimentan las corrientes en la torre, y el predominio relativo de ambas resistencias (gaseosa y líquida). En el caso más frecuente la línea de equilibrio presenta fuerte curvatura, el gas está concentrado a la entrada y diluido a la salida, y ambas resistencias son importantes. El caso más sencillo se presenta cuando la línea de equilibrio es recta, las variaciones de concentración son pequeñas, y una de las dos resistencias puede desprejiciarse. Obviamente, también se presentan casos intermedios.

Nota: Los factores K_y y a_v , K_x y a_v se consideran conjuntamente como una sola magnitud, y se determinan mediante experimentación.

F. Determinación de la Altura Total de Empaque en el Caso General

Este método parte de la base de que los coeficientes $K_y a_v$ y $K_x a_v$ son conocidos. El tratamiento que sigue Mc Cabe es el siguiente: en la figura 1.14 (5), el segmento AB representa la curva de equilibrio y CD, la línea de operación. Las concentraciones del gas y el líquido son y y x respectivamente en un plano de la columna, y a corresponden al punto a . Como la velocidad de transferencia es igual en ambas fases: $G'_g \frac{dy}{(1-y)} = G'_l \frac{dx}{(1-x)}$, y de acuerdo a la ecuación (1.35) y (1.37), tenemos que:

$$(K_y a_v / \gamma) (y - y_i) dZ_T = K_x a_v (x_i - x) dZ_T \quad (1.38)$$

ó

$$\frac{y - y_i}{x_i - x} = \frac{\gamma K_x a_v}{K_y a_v} \quad (1.39)$$

Despejando y de la ecuación (1.39) tenemos:

$$y = - \frac{K_x a_v \gamma}{K_y a_v} x + (y_i + \frac{K_x a_v \gamma}{K_y a_v} x_i) \quad (1.40)$$

La ecuación (1.40) representa una recta cuya pendiente es $-(K_x a_v \gamma / K_y a_v)$ y pasa por los puntos (x, y) y (x_i, y_i) . Y si se conocen los factores γ , $K_x a_v$ y $K_y a_v$, se puede calcular la pendiente de la línea ab que pasa por a . Las coordenadas del punto b (intersección de la línea ab con la curva de equilibrio) son x_i y y_i . La distancia ac representa la fuerza impulsora $(y - y_i)$ correspondiente a la resistencia del gas; y la distancia bc, la fuerza impulsora $(x_i - x)$ correspondiente a la resistencia del líquido. Al triángulo abc, se le denomina generalmente triángulo $\Delta x \Delta y$. Construyendo varios triángulos a lo largo de la línea de operación, se puede deter

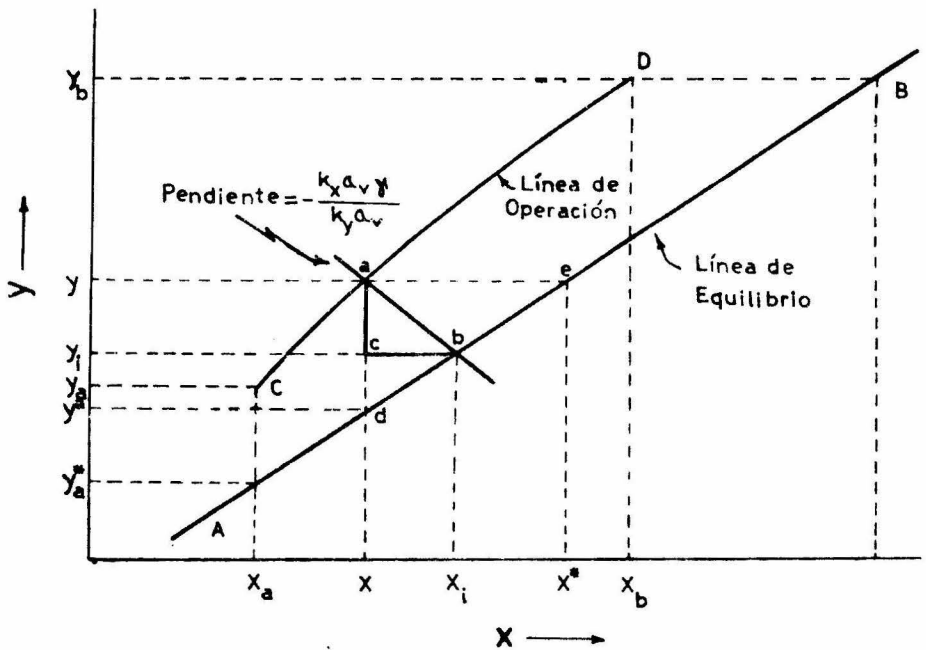


FIG. 1.14 Triángulo $\Delta x \Delta y$ para una torre empacada.

minar gráficamente $\Delta x \Delta y$ en función de x ó y .

Para emplear dichas fuerzas impulsoras, se pueden separar las variables de la ecuación (1.35) e integrar gráficamente sobre la altura Z_t , así:

$$\int_{y_a}^{y_b} \frac{y \, dy}{(1-y)(y-y_i)} = \left(\frac{K_y a_v}{G'_g} \right) \int_0^{Z_T} dz_T = \left(\frac{K_y a_v}{G'_g} \right) Z_T \quad (1.41)$$

$$\delta \quad Z_t = \left(\frac{G'_g}{K_y a_v} \right) \int_{y_a}^{y_b} \frac{y \, dy}{(1-y)(y-y_i)} \quad (1.42)$$

Z_T corresponde a la altura total de la torre, ya que y_a es la concentración del gas a la salida, y y_b a la entrada. Los términos $1-y$ y y se dejan dentro de la integral, porque pueden variar con y . Las relaciones $\frac{K_y a_v}{G'_g}$ y $K_y a_v$ se suponen constantes, lo cual es una simplificación puesto que G'_g va disminuyendo a lo largo de la torre debido a la absorción del componente j y $K_y a_v$ depende de la masa-velocidad del gas. Se ha observado que las variaciones de ambos factores tienden a compensarse. La variación de $\frac{K_y a_v}{G'_g}$ se puede tomar en cuenta empleando la media aritmética de los valores de entrada y salida.

Si la concentración de la fase gaseosa varía notablemente a lo largo de la torre, y y $K_y a_v$ también varían, pero se puede tomar como buena aproximación su media aritmética para el cálculo de las pendientes de las líneas $\Delta x \Delta y$. Los resultados experimentales pueden darse como $K_y a_v$ ó $K_y a_v / y$. Cuando y está considerado dentro de $K_y a_v$, se pasa de la integral al segundo miembro de la ecuación (1.41).

La ecuación para el líquido correspondiente a la (1.42) es:

$$Z_T = \left(\frac{G_i}{K_x a_v} \right) \int_{x_a}^{x_b} \frac{dx}{(1-x)(x_i-x)} \quad (1.43)$$

Para utilizar esta ecuación, se lee $x_i - x$ en los triángulos $\Delta x \Delta y$ y se integra gráficamente. El empleo de las ecuaciones (1.42) y (1.43) es indistinto, ya que ambas conducen al mismo resultado.

Este método general, se puede emplear a líneas de equilibrio rectas o curvas, pero es preciso conocer los coeficientes individuales $K_y a_v$ y $K_x a_v$, cuya determinación experimental es muy difícil y no siempre se dispone de ellos para el sistema que interesa.

G. Empleo de Coeficientes Globales para la Determinación de la Altura Total de Torres Empacadas

Cuando la línea de equilibrio es recta, se pueden utilizar coeficientes globales de transferencia, cuya determinación experimental es más fácil. El factor de velocidad relativa se supone igual a la unidad o se incorpora en el coeficiente global.

Los coeficientes globales se pueden definir en base a la fase líquida o a la fase gaseosa, y cada uno de ellos está asociado a una fuerza impulsora determinada. Si en la figura 1.14 continuamos la línea ac hasta el punto d de la curva de equilibrio, obtenemos la magnitud y^* , que es la composición del gas en equilibrio con el líquido de composición x . La fuerza impulsora global, está definida por el segmento ad, o sea $y - y^*$.

Si utilizamos una ecuación para el líquido - una línea horizontal ae que corta la línea de equilibrio en e -, define la composición del líquido x^* , que es la composición del líquido en equi

librio con el gas de composición y . La fuerza impulsora global, es tá representada por el segmento ae , o sea $x^* - x$.

El coeficiente global K'_y , que corresponde a la resistencia del gas, está definido como:

$$K'_y = \frac{dN_j/dA}{y - y^*} \quad (1.44)$$

Y para el líquido está definido por:

$$K'_x = \frac{dN_j/dA}{x^* - x} \quad (1.45)$$

Tomando las ecuaciones (1.44) y (1.28), y suponiendo que $\gamma = 1$, tenemos:

$$\frac{1}{K'_y} = \frac{y - y^*}{K_y(y - y_i)} = \frac{(y - y_i) + (y_i - y^*)}{K_y(y - y_i)} = \frac{1}{K_y} + \frac{y_i - y^*}{K_y(y - y_i)} \quad (1.46)$$

Eliminando $y - y_i$ mediante la ecuación (1.39), tenemos que:

$$\frac{1}{K'_y} = \frac{1}{K_y} + \frac{y_i - y^*}{K_x(x_i - x)} \quad (1.47)$$

Observando la figura 1.14, $(y_i - y^*)/(x_i - x)$ es la pendiente de la línea de equilibrio. Si llamamos m a esta pendiente, obtenemos:

$$\frac{1}{K'_y} = \frac{1}{K_y} + \frac{m}{K_x} \quad (1.48)$$

Dividiendo por a_v , obtenemos el coeficiente global por unidad de volumen de empaque, $K'_y a_v$:

$$\frac{1}{K'_y a_v} = \frac{1}{K_y a_v} + \frac{m}{K_x a_v} \quad (1.49)$$

Análogamente, $K'_x a_v$ es el coeficiente global correspondiente a la resistencia del lado del líquido, por unidad de volumen de empaque, así:

$$\frac{1}{K'_x a_v} = \frac{1}{K_x a_v} + \frac{1}{m K_y a_v} = \frac{1}{m K_y a_v} \quad (1.50)$$

Como se observa en la ecuación (1.50), los coeficientes K'_{y_v} y K'_{x_v} son constantes si también K_{y_v} y K_{x_v} lo son. Si la línea de equilibrio es curva, los coeficientes globales no son constantes, y no se pueden emplear con seguridad en el diseño, excepto que el intervalo de concentración con el que operase la torre real fuera el mismo que se ha utilizado en la determinación experimental.

Las ecuaciones (1.42) y (1.43) en función de los coeficientes globales, se transforman en:

$$Z_T = \left(\frac{G \dot{g}}{K'_{y_v} a_v} \right) \int_{y_a}^{y_b} \frac{dy}{(1-y)(y-y^*)} \quad (1.51)$$

y

$$Z_T = \left(\frac{G' \dot{l}}{K'_{x_v} a_v} \right) \int_{x_a}^{x_b} \frac{dx}{(1-x)(x^*-x)} \quad (1.52)$$

La integración de estas ecuaciones se puede evaluar gráficamente leyendo $y-y^*$ ó x^*-x en una representación análoga de la figura 1.14; y el empleo de una u otra conduce al mismo resultado.

H. Método de la Altura de la Unidad de Transferencia para Determinar la Altura Total de una Torre Empacada

El concepto de unidad de transferencia, se basa en la idea de dividir la sección empacada en varias unidades de contacto. La altura de empaque correspondiente a una unidad de transferencia, recibe el nombre de altura de la unidad de transferencia. Así la altura total de una torre empacada es:

$$Z_T = (AUT)(NUT) \quad (1.53)$$

donde AUT es la altura de la unidad de transferencia, y NUT representa el número de unidades de transferencia.

El número de unidades de transferencia de una columna de altura total Z_T , está definido por:

$$NUT_y = \int_{y_a}^{y_b} \frac{dy}{(1-y)(y-y_i)} \quad (1.54)$$

$$NUT_x = \int_{x_a}^{x_b} \frac{dx}{(1-x)(x_i-x)} \quad (1.55)$$

$$NUT_{ty} = \int_{y_a}^{y_b} \frac{dy}{(1-y)(y-y^*)} \quad (1.56)$$

$$NUT_{tx} = \int_{x_a}^{x_b} \frac{dx}{(1-x)(x^*-x)} \quad (1.57)$$

Donde NUT_{ty} y NUT_{tx} se basan en fuerzas impulsoras globales mientras que NUT_y y NUT_x están basadas en fuerzas impulsoras individuales. La elección de utilizar cualquiera de estas últimas ecuaciones se hace según convenga.

Sustituyendo el valor de NUT_y de la ecuación (1.53), en la ecuación (1.41), se obtiene que:

$$NUT_y = \left(\frac{K_y a_v}{G' g} \right) Z_T \quad (1.58)$$

Y al comparar la ecuación (1.58) con la ecuación (1.53), resulta:

$$AUT_y = \left(\frac{G' g}{K_y a_v} \right) \quad (1.59)$$

Y análogamente empleando las ecuaciones (1.43), (1.51) y (1.52) con las ecuaciones (1.55), (1.56) y (1.57), respectivamente se obtiene:

$$AUT_x = \left(\frac{G'_1}{K'_x a_v} \right) \quad (1.60)$$

$$AUT_{ty} = \left(\frac{G'_g}{K'_y a_v} \right) \quad (1.61)$$

$$AUT_{tx} = \left(\frac{G'_1}{K'_x a_v} \right) \quad (1.62)$$

Las magnitudes AUT_{ty} y AUT_{tx} son AUT globales, mientras que AUT_y y AUT_x son las AUT individuales; y a cada una de ellas hay que utilizarlas con su correspondiente valor de NUT; así:

$$Z_T = (AUT_y)(NUT_y) \quad (1.63)$$

$$Z_T = (AUT_x)(NUT_x) \quad (1.64)$$

$$Z_T = (AUT_{ty})(NUT_{ty}) \quad (1.65)$$

$$Z_T = (AUT_{tx})(NUT_{tx}) \quad (1.66)$$

El resultado obtenido por cualquiera de estas últimas cuatro ecuaciones, es obviamente el mismo para el sistema aludido.

Una unidad de transferencia se puede interpretar como una altura, en la que la variación en la composición de una corriente, es numéricamente igual a la fuerza impulsora media en dicha altura.

El método de la AUT es el más adecuado cuando la línea de equilibrio es recta y la curvatura de la línea de operación es despreciable. La AUT está íntimamente relacionada con el coeficiente de transferencia de masa, y ambas magnitudes, son esencialmente -- equivalentes. La dimensión de la AUT es simplemente una longitud. Generalmente su orden de magnitud varía entre 0.5 y 5 pies (15.25 cm y 152.5 cm). Mientras que las unidades del coeficiente de trans

ferencia de masa son más complejas, y los límites de variación, - son más amplios e inherentes para cada sistema. Puesto que en torres de absorción $K_y a_v$ aumenta con G'_g y $K_x a_v$ aumenta con G'_l , las relaciones $G'_g/K_y a_v$ y $G'_l/K_x a_v$ y por consiguiente AUT_y y AUT_x son prácticamente independientes de las masa-velocidad del gas y del líquido.

Las AUT globales están relacionadas con las AUT individuales y si eliminamos $K'_y a_v, K_y a_v$ y $K_x a_v$ de la ecuación (1.49) mediante las ecuaciones (1.59), (1.60) y (1.61), obtenemos:

$$\frac{AUT_{ty}}{G'_g} = \frac{AUT_y}{G'_g} + \frac{mAUT_x}{G'_l} \quad (1.67)$$

o esta:

$$AUT_{ty} = AUT_y + \frac{mG'_g}{G'_l} AUT_x \quad (1.68)$$

Suponemos que $G'_l/K_x a_v$ y $G'_g/K_y a_v$ son constantes. De igual manera, eliminando $K'_x a_v, K_y a_v$ y $K_x a_v$ de la ecuación (1.50) se obtiene:

$$AUT_{tx} = AUT_x + \frac{G'_l}{mG'_g} AUT_y = \frac{G'_l}{mG'_g} AUT_{ty} \quad (1.69)$$

Las AUT globales son constantes cuando lo sean los factores m, G'_l, G'_g, K_y y K_x . Si las líneas de equilibrio y operación son rectas, estos factores son constantes; y cuanto más se acerquen a rectas, menor es la variación de las AUT.

I. Resistencia Gaseosa o Líquida Controlante

Para un gas poco soluble, la pendiente m de la línea de equilibrio es grande, ya que la concentración del gas en el equilibrio es mucho mayor que la de la fase líquida. De la ecuación (1.69) se

observa que, excepto que la relación G'_1/G'_g sea grande, el término G'_1/mG'_g es pequeño y AUT_{tx} es aproximadamente igual a AUT_x . Por lo tanto, se puede despreciar el efecto de la película gaseosa, y se dice que la resistencia líquida controla.

Cuando el gas es soluble, m es pequeña, ya que en el equilibrio, a una elevada concentración del líquido le corresponde una baja concentración del gas. Por lo tanto, a menos que la relación G'_g/G'_1 compense el valor pequeño de m , el término mG'_gAUT_x/G'_1 de la ecuación (1.68) es pequeño y AUT_{ty} es aproximadamente igual a AUT_y . En este caso, el efecto de la película líquida es despreciable y la resistencia gaseosa se hace controlante.

Debe tomarse con cuidado la conclusión de que la resistencia líquida o gaseosa sea controlante, ya que a veces las condiciones de operación pueden ser tales, que un valor alto o bajo de m puede compensarse con un valor de la relación gas-líquido. En la mayoría de las operaciones industriales, ambas resistencias son importantes; pero para fines experimentales, se fijan deliberadamente condiciones que permitan el despreciar una de ellas, con el fin de establecer más fácilmente la otra.

J. Determinación de la Altura Total cuando se emplean Gases Diluidos

Cuando $l a y$ es pequeña a lo largo de toda la torre, se pueden efectuar varias simplificaciones: γ , y $(1-y)$ pueden considerarse aproximadamente iguales a la unidad. Así, por ejemplo la ecuación (1.51) se transforma en:

$$Z_T = \left(\frac{\overline{G'_g}}{K'_y a_v} \right) \int_{y_a}^{y_b} \frac{dy}{y - y^*} \quad (1.70)$$

Las magnitudes $K'_y a_v$, $K'_x a_v$, AUT_y y AUT_x son constantes en todo el aparato. La fase líquida es también generalmente diluida, de manera que $(1-x)$ y $(1-y)$ de la ecuación de la línea de operación - (ecuación (1.15), basada en las ecuaciones (1.11) y (1.12)), son aproximadamente iguales a la unidad, y $L = \bar{L}$ y $V = \bar{V}$. Por lo tanto, L y V son constantes y de acuerdo a la ecuación (1.8) la línea de operación es una recta de pendiente L/V . Esta línea se traza fácilmente pasando una recta por los puntos (x_a, y_a) y (x_b, y_b) .

Cuando la línea de operación y la de equilibrio son rectas, la ecuación (1.70) se puede integrar analíticamente. Como y y y^* varían linealmente con x , su diferencia varía también de forma lineal; y aplicando una diferencia media logarítmica de concentraciones se establece que:

$$\overline{G'_g} (y_b - y_a) = K'_y a_v \overline{(y - y^*)}_{m1} Z_T = \frac{N_j}{S} \quad (1.71)$$

siendo:

$$\overline{(y - y^*)}_{m1} = \frac{(y_b - y_b^*) - (y_a - y_a^*)}{\ln \frac{y_b - y_b^*}{y_a - y_a^*}} = \overline{\Delta y}_{m1} \quad (1.72)$$

donde $\overline{\Delta y}_{m1}$, es la diferencia media logarítmica de concentraciones para la fase gaseosa.

La ecuación correspondiente para la fase líquida es:

$$\overline{G'_l} (x_b - x_a) = K'_x a_v \overline{(x^* - x)}_{m1} Z_T = \frac{N_j}{S} \quad (1.73)$$

donde:

$$\overline{(x^*-x)}_{m1} = \frac{(x_b^* - x_b) - (x_a^* - x_a)}{\ln \frac{x_b^* - x_b}{x_a^* - x_a}} = \overline{\Delta x}_{m1} \quad (1.74)$$

Las ecuaciones (1.56) y (1.57), en función de unidades globales, pueden expresarse como:

$$NUT_{ty} = \frac{y_b - y_a}{\overline{\Delta y}_{m1}} \quad (1.75)$$

y

$$NUT_{tx} = \frac{x_b - x_a}{\overline{\Delta x}_{m1}} \quad (1.76)$$

II. Absorción y Reacción Química Simultáneas

Ciertamente, muy pocas son las veces en las que un gas se absorbe en un líquido y no se presenta una reacción química en mayor o menor intensidad. Y es claro que la presencia de un cambio químico haga más complejo el mecanismo global de absorción. La teoría de una absorción puramente física descansa en la suposición de la doble película (10), concepto que se modifica al intervenir un cambio químico.

Realmente no hay una clara división entre la absorción física pura y la absorción controlada por la velocidad de una reacción química. En muchos casos cae en el rango intermedio, ya que la velocidad de absorción está limitada por la resistencia a la difusión y por la velocidad finita de reacción. La teoría cinética de la difusión y reacción química simultáneas en la fase líquida ha -

sido desarrollada por Hatta (11,12), Davis y Crandall (13) y otros, y está basada en la suposición de que la resistencia a la difusión está concentrada dentro de una película delgada adyacente a la interfase gas-líquido. Se supone que dicha película tiene una capacidad despreciable para retener el soluto, comparada con la del líquido, el cual está tan absolutamente mezclado, que no existe gradiente alguno de concentración dentro de él. Sin embargo, la existencia de dicha película no ha sido comprobada aún en equipos de absorción.

Cuando una reacción química se presenta en un líquido con moléculas absorbidas después de que se han difundido, los perfiles de concentración se ven alterados; de aquí que la velocidad de absorción se ve afectada. Hatta (12), Danckwerts (14), Van Krevelen (15,16), y otros, han propuesto métodos para estimar los coeficientes en estos sistemas, pero todavía, la situación es muy incierta.

Se han establecido algunas ecuaciones que representan las velocidades de difusión con reacción. Tales ecuaciones son específicas para la correspondiente cinética observada, y la forma en que se presentan estos resultados es con gráficas que utilizan como parámetros la relación de los coeficientes de masa con y sin reacción, contra las constantes de velocidad de reacción (3).

El objetivo fundamental en la selección de un absorbente para "limpiar" un gas, es encontrar un líquido que tenga una alta capacidad para absorber el soluto, sin provocar un desplazamiento apreciable en la presión de equilibrio. Esto se puede lograr escogiendo un líquido que reaccione de manera irreversible con el soluto.

Los procesos de absorción y reacción química simultáneos, - pueden ser divididos en cuatro grupos (16):

- a) Reacción muy rápida irreversible, que tiene una "pequeña" resistencia química, y la velocidad está prácticamente determinada por la transferencia de masa en la fase gaseosa, siempre y cuando el producto sea muy soluble en la fase líquida;
- b) reacción rápida reversible, en la que la velocidad de absorción está determinada por la transferencia de masa del reactivo en la fase gaseosa, o por la transferencia de masa del reactivo y el producto de reacción en la fase líquida;
- c) reacciones moderadamente rápidas o lentas. Estas muestran otra forma: aquí, la velocidad de absorción está determinada tanto por la transferencia de masa de reactivo en la fase líquida, como por la velocidad de esta reacción en el líquido;
- d) reacciones muy lentas, donde la velocidad de absorción está determinada por la resistencia a la reacción química.

La reacción que se lleva a cabo en nuestro estudio, se verifica entre un ácido débil y una base fuerte de manera irreversible e inmediata, por lo que cae dentro del primer caso; por ello, haremos caso omiso de los tres últimos.

1. Resistencia Controlante

Se han establecido análisis para determinar el efecto de d_i versus variables sobre la velocidad de transferencia de masa para reacciones de primer y segundo orden irreversibles, por posibles - mecanismos, como el de la teoría de la doble película de Whitman, - la teoría de penetración de Higbie y la teoría de la superficie renovable de Danckwerts. (17).

En el caso de una reacción de primer orden acompañada por - absorción, el análisis de estos tres mecanismos, da resultados similares. Danckwerts comparó el coeficiente de transferencia de masa en la fase líquida, basado en los siguientes tres mecanismos:

Modelo de la doble película de Whitman:

$$k_1' = \frac{Dk_c}{\text{Tanh}(Dk_c/k_1)}$$

Modelos de penetración de Higbie:

$$k_1' = \sqrt{Dk_c} \left(1 + \frac{k_1^2}{8Dk_c} \right) \text{erf} \frac{2}{k_1} \sqrt{\frac{Dk_c}{\pi}} + \frac{2}{k_1} Dk_c \exp\left(\frac{-4Dk_c}{\pi k_1^2}\right)$$

Modelo de la superficie renovable de Danckwerts:

$$k_1' = \sqrt{Dk_c + k_1^2}$$

donde:

k_1' = coeficiente de absorción efectivo.

k_c = constante de velocidad de reacción.

k_1 = coeficiente de absorción física para la fase líquida.

D = coeficiente de difusión en la fase líquida.

Y encontró que el efecto de la velocidad de reacción depende de un sólo parámetro: Dk_c/k_1^2 , para los tres mecanismos. La compara

ción de la velocidad de absorción acompañada por reacción química, a la absorción física, se hizo sobre la base de una concentración de soluto cero en la fase líquida. En todos los casos se encontró que, para reacciones lentas, donde Dk_c/k_1^2 tiende a cero, la velocidad está controlada por el mecanismo de reacción; y para reacciones rápidas (altos valores de Dk_c/k_1^2), la absorción está controlada por la resistencia en la fase gaseosa.

2. Determinación del Número de Unidades de Transferencia

Curva de Equilibrio. En virtud de que se presenta un cambio químico irreversible e inmediato, la capacidad de disolución del líquido se ve aumentada; por lo que los valores de la composición del gas en el equilibrio son generalmente cero; hasta una completa utilización del reactivo en el disolvente. Este efecto se representa en la figura 1.15.

Así, de acuerdo a la ecuación:

$$NUT_{ty} = \frac{y_b - y_a}{\Delta y_{m1}} \quad (1.75)$$

ó

$$NUT_{ty} = \frac{y_b - y_a}{\frac{(y_b - y_b^*) - (y_a - y_a^*)}{\ln \frac{y_b - y_b^*}{y_a - y_a^*}}}$$

y como: $y_a^* \approx 0$

$y_b^* \approx 0$,

la ecuación (1.75), adquiere la siguiente forma:

$$NUT_{ty} = \ln \frac{y_b}{y_a}$$

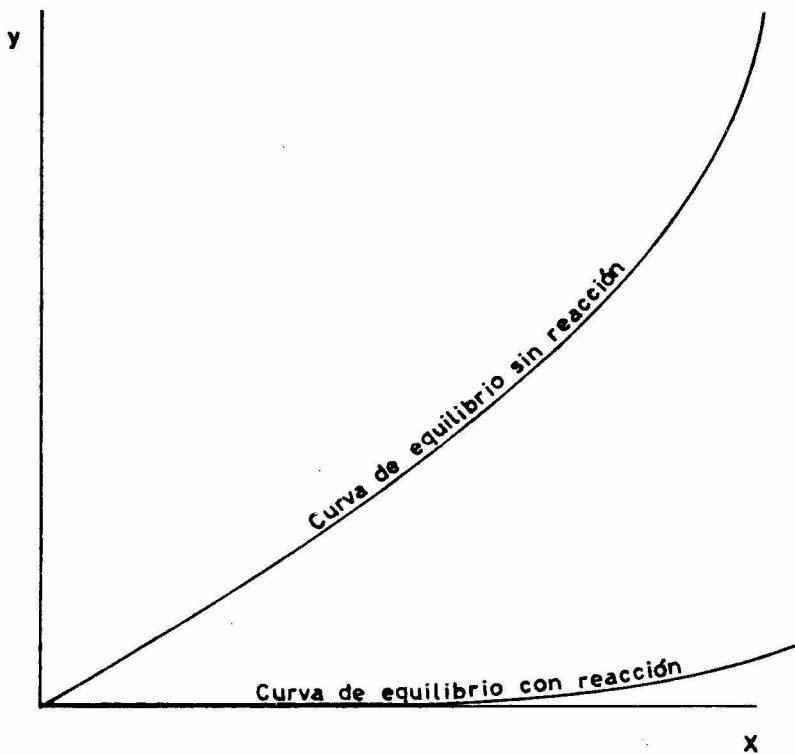


FIG. 1.15 Comparación de las curvas de equilibrio con y sin reacción.

CAPITULO SEGUNDO

CAPITULO SEGUNDO

DESARROLLO EXPERIMENTAL

INTRODUCCION

En base a los fundamentos establecidos en el capítulo primero, nuestro estudio cae dentro del caso en que se lleva a cabo una reacción química irreversible y rápida para un sistema gas-líquido diluidos, donde la resistencia controlante es la transferencia de masa en la fase gaseosa.

Y tal como se mencionó al principio de este trabajo, la determinación experimental del coeficiente de transferencia de masa se realizará de manera aislada en la planta piloto, pero manteniendo las mismas condiciones a los que en dicha planta operará la torre de absorción: la composición molar de los gases residuales - provenientes del reactor de reconversión de UF_6 a UO_2 , que es:

HF	8-13%
N_2	80%
H_2	12- 7%

Como es sabido, de estos tres gases el HF presenta serios - problemas en su manejo. A continuación se mencionan algunas de sus propiedades principales (18):

El ácido fluorhídrico anhidro (fluoruro de hidrógeno), HF

es un líquido poco viscoso, fumante y corrosivo de apariencia semejante al agua, que se evapora rápidamente a 19.5°C , a presión atmosférica normal, produciendo vapores blancos de olor acre e irritante más ligeros que el aire, ya que la densidad de los mismos es de 0.922 g/l a 0°C y a una atmósfera de presión. La densidad relativa del líquido es muy cercana a la unidad a 4°C ; el ácido es muy soluble en agua y su forma anhidra ataca al vidrio, concreto, hule natural, al cuero, a muchos materiales orgánicos y a ciertas aleaciones metálicas, especialmente a aquellas que contienen sílice. - Sus soluciones acuosas, son más corrosivas que el producto anhidro. No es inflamable, pero existe el peligro de que reaccione con los metales presentes desprendiendo hidrógeno, el cual puede provocar explosiones en presencia de aire.

Este ácido, ya sea en estado líquido o gaseoso, es un irritante muy severo para la piel, las membranas mucosas y los ojos. - Tiene una acción deshidratante que, unida a su carácter fuertemente ácido y a la toxicidad propia del ión fluoruro (F^-), le dan un efecto destructivo sobre los tejidos. Las concentraciones de 50 a 250 p.p.m. en la atmósfera son muy peligrosas, aún en breves exposiciones. Cuando está en contacto con cualquier parte del cuerpo, causa quemaduras severas. Los ojos y las partes del sistema respiratorio, son especialmente susceptibles a los efectos irritantes de atmósferas que contengan ácido fluorhídrico. La concentración máxima permitida para una jornada de trabajo, varía entre 0.8 y 3 p.p.m.

En vista de sus propiedades corrosivas, el material recomenda

ble para su manejo es el monel, cuyas propiedades comparadas con - otros materiales se indican en la tabla 2-1 (19); pero en virtud de que el monel es un material difícil de conseguir en nuestro país, - se optó por utilizar PVC (cloruro de polivinilo), ya que no presenta problemas de corrosión dentro del intervalo de condiciones - en los que se operará la torre. Las condiciones recomendables para manejar HF con PVC, se mencionan en la tabla 2-2 (20).

I. Descripción de la Instalación

Para realizar el siguiente estudio, se proyectó instalar el equipo mostrado en el diagrama 2, cuyas partes principales son:

- a) Una torre empacada con serpentín interno;
- b) un tanque de alimentación de KOH;
- c) un cilindro de alimentación de HF;
- d) un cilindro de alimentación de N_2 ;
- e) un tanque de calentamiento, que contendrá los cilindros de alimentación de gases;
- f) dos tanques iguales conteniendo NaOH, en donde los gases de salida serán recibidos, y
- g) un tanque receptor de licores de salida.

1. Características del Equipo

Torre de absorción (DC-1). En la construcción de la torre en sí, se utilizó un tubo de PVC especificación RD-26, con un diámetro nominal de 10 cm, diámetro exterior de 11.4 cm, espesor de pared --

TABLA 2-1

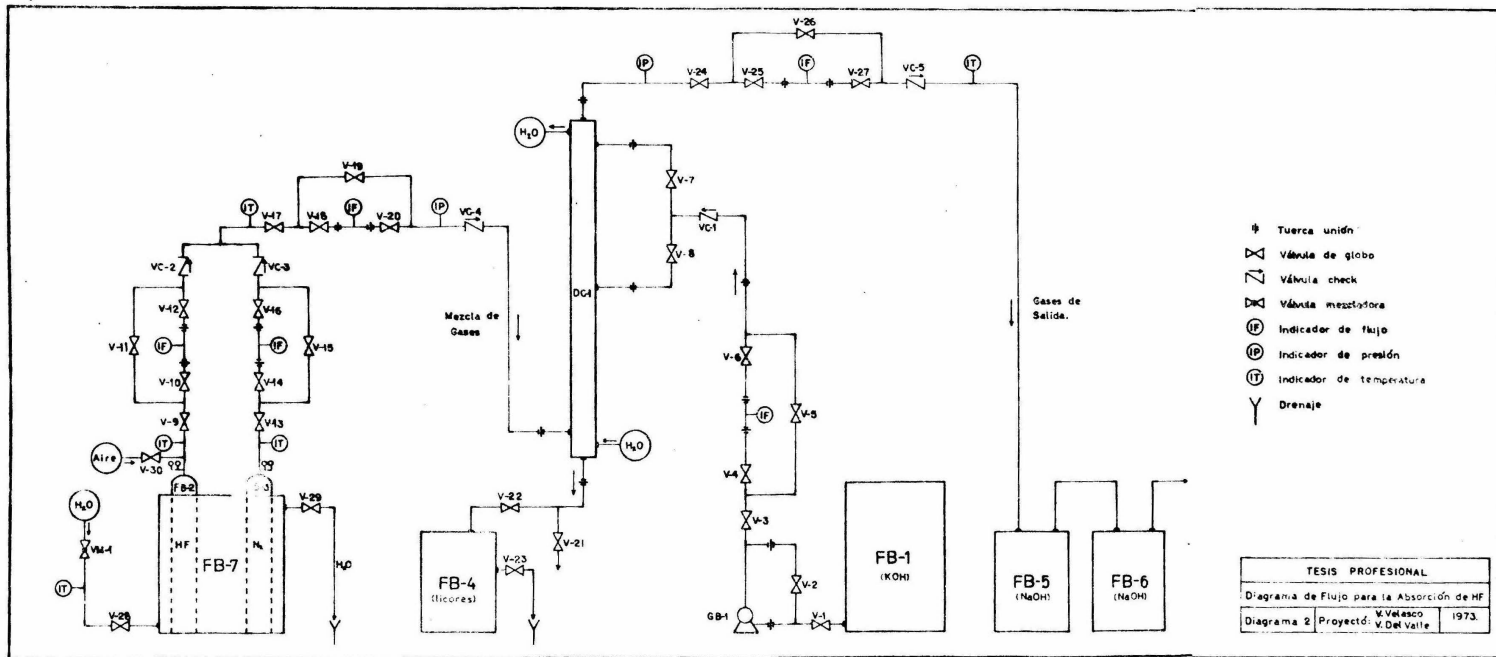
Corrosión causada por HF a diversos materiales, a una atmósfera de presión.

MATERIAL	Velocidad de corrosión (pulgadas de penetración/mes)	
	Temperatura, °C	
	500	600
Níquel	0.003	0.003
Monel	0.004	0.006
Aluminio	0.016	0.048
Acero	0.051	0.025

TABLA 2-2

Condiciones recomendables para manejar HF con PVC.

Concentración	Temperatura, °C	
	23	60
10 %	Excelente	No recomendable
50 %	Excelente	No recomendable



mínimo de 0.4 cm y diámetro interno promedio de 10.5 cm. Tanto su selección como su dimensionamiento, fueron arbitrarios, ya que el objetivo de este trabajo es el de obtener el valor del coeficiente de transferencia de masa, partiendo de un diseño establecido de antemano. En la figura 2.1, se muestran las dimensiones de la torre.

Empaque. El empaque estuvo constituido de anillos raschig - contruidos de tubo de plástico "acydur", ya que sus propiedades - cumplen con las características establecidas en la parte I del capítulo primero. Las propiedades físicas de estos anillos son:

- a) Longitud promedio (h): 1.28 cm;
- b) diámetro externo (D): 0.55 cm;
- c) diámetro interno (d): 0.4 cm;
- d) espesor de pared (e): 0.15 cm;
- e) número aproximado de piezas por cm cúbico: 1.185;
- f) superficie específica (a_p): $3.93 \frac{\text{cm}^2}{\text{cm}^3}$;
- g) porosidad (ϵ): 0.617;
- h) densidad (ρ_p): $2470 \frac{\text{g}}{\text{cm}^3}$;
- i) área total (A_T): 3.32 cm^2 .

Tales propiedades se determinaron de la siguiente forma: La longitud promedio se determinó haciendo un muestreo al azar. La superficie específica se calculó a partir de la siguiente relación:

$$a_p = A_T \left(\frac{\text{No. piezas}}{\text{volumen}} \right) \quad (2.1)$$

donde el área total A_T , es la suma de las áreas de paredes externa e interna:

$$A_T = A_{\text{ext}} + A_{\text{int}}$$

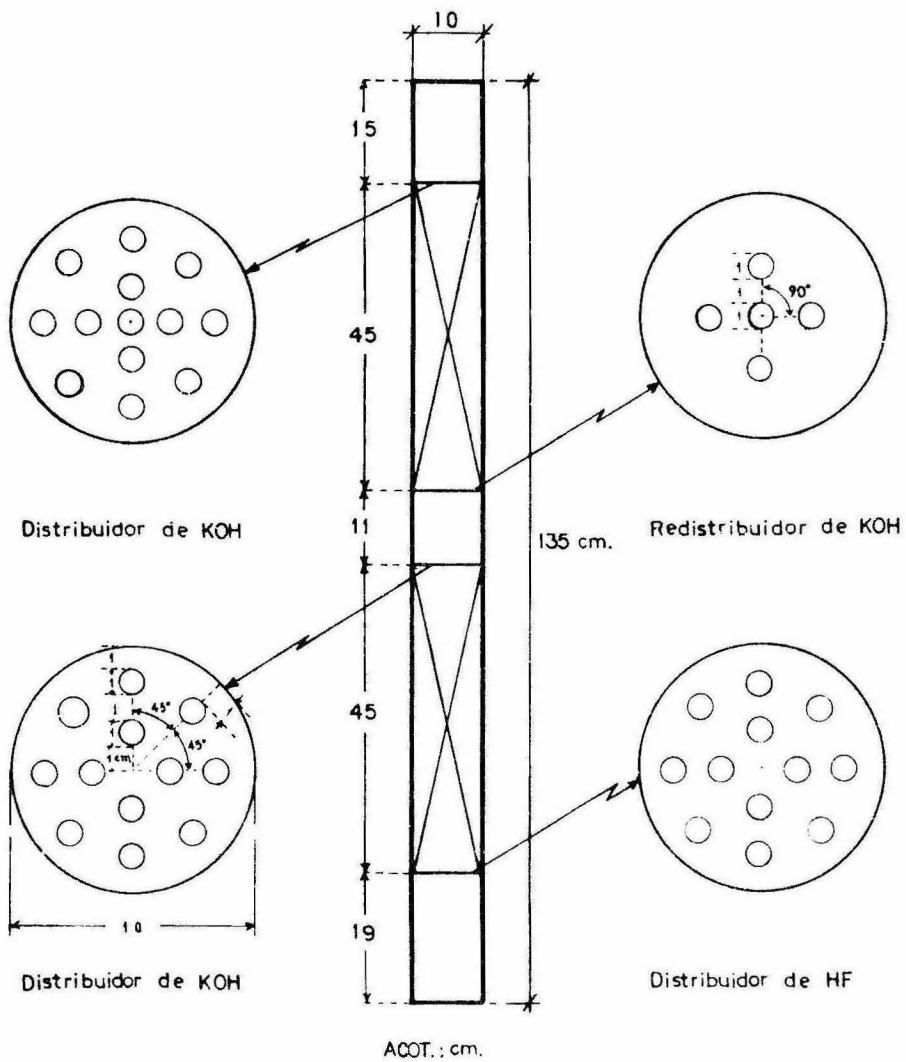


FIG. 2.1 Torre de absorción y platos distribuidores.

La porosidad se determinó experimentalmente, utilizando el método de inmersión en agua (21), aplicando la siguiente ecuación:

$$\epsilon = \frac{\text{Volumen Vacío Total}}{\text{Volumen Total}} \quad (2.2)$$

donde:

$$\text{Volumen Total} = \pi r_{\text{ext}}^2 h$$

Volumen Vacío Total = volumen interior + volumen de los poros.

La distribución del empaque dentro de la torre se hizo al azar, y se colocó en dos zonas de 45 cm de altura cada una.

Platos distribuidores y redistribuidores. Todos los platos empleados en la torre fueron construidos de placa de PVC de 6 mm de espesor. Sus dimensiones y su espaciamento dentro de la torre, se muestran en la figura 2.1. Su diseño se estableció en base a que proporcionarán una adecuada distribución de ambos fluidos para eliminar el problema de canalización. El plato distribuidor de ácido fluorhídrico y el redistribuidor de hidróxido de potasio se emplearon, también, para soportar el empaque.

Serpentín Interno. Para mantener constante la temperatura de operación dentro de la torre, fue necesario el empleo de un serpentín interno del mismo material con el que fue hecho el empaque; su longitud es de 18 m.

El hecho de utilizar un serpentín interno del mismo material que el del empaque, se debe fundamentalmente a los problemas de corrosión que se tendrían por el empleo de otros materiales. Por otro lado, el empleo de un sistema de enfriamiento externo, presentaría el problema de una transferencia de calor deficiente debido

a la baja conductividad térmica que posee el PVC.

La alimentación de agua en el serpentín se hizo por la parte inferior de la torre, ya que se considera que en dicha zona, se podría tener la temperatura máxima dentro de la torre, debido a que en ese punto, la concentración de ácido fluorhídrico es máxima y la reacción que acompaña al proceso de absorción es exotérmica.

Tanques. Las características y usos de los tanques utilizados en el proceso se describen a continuación:

- a) Un tanque cilíndrico de polivinilo para la alimentación de hidróxido de potasio (FB-1), con una capacidad de 200 l;
- b) un tanque cilíndrico para la alimentación de ácido fluorhídrico (FB-2) de 40 kg;
- c) un tanque cilíndrico para la alimentación de nitrógeno (FB-3) de 60 kg;
- d) un tanque cilíndrico de polivinilo receptor de licores de salida (FB-4) de 60 l;
- e) dos tanques cilíndricos receptores de gases de salida, (FB-5 y FB-6), de polivinilo con 50 l de capacidad que contienen hidróxido de sodio; donde tales gases se burbujearán como medida de seguridad;
- f) un tanque cilíndrico para calentamiento (FB-7), de acero inoxidable de 200 l de capacidad que contiene los tanques de alimentación (FB-2 y FB-3).

Bomba (GB-1). La bomba empleada para la alimentación de hi-

dróxido de potasio es una bomba centrífuga, con motor de 1/8 de HP, marca Eastern Industries, Modelo D-11, con un impulsor de acero inoxidable.

Instrumentos de Medición. a) Indicadores de flujo:

Como indicadores de flujo para las corrientes gaseosas, se emplearon medidores de orificio con placa de monel, de 3 mm de espesor, y con un diámetro de orificio de 5/64 de pulgada.

Para la corriente de líquido de alimentación, se empleó un rotámetro marca Full-View, tipo 8-1110, de ½ pulgada de diámetro con émbolo de acero inoxidable y tubo R8M-25-4.

b) Indicadores de temperatura:

Los indicadores de temperatura empleados son de tipo bimetalicos, de la marca Sycmatic, con vástago de acero inoxidable de 4 - pulgadas de longitud y ¼ de una pulgada de diámetro, con un rango de 0 a 110°C. A los indicadores que estuvieron en contacto con el ácido fluorhídrico se les adaptaron termopozos construidos de monel.

c) Indicadores de presión:

Los indicadores de presión utilizados fueron manómetros diferenciales; el tubo en "U" fue de manguera "Acydur" y llenados con ácido clorhídrico de densidad 1.1 g/cm³. Se optó por emplear esta solución debido a su comportamiento inerte a los gases manejados.

Servicios, Accesorios y Tuberías. Como servicios empleados para este estudio, se cuenta con agua de calentamiento en el tanque (FB-7) cuya temperatura será regulada por medio de una válvula mezcladora (VM-1) marca Dynafluid Corporation N.Y., No. de serie 0782; agua de enfriamiento para el serpentín y nitrógeno para limpiar las líneas del gas, al igual que aire.

Tanto los accesorios como la tubería empleados, son de PVC - con diámetro nominal de $\frac{1}{2}$ pulgada. Las válvulas reguladoras propias de los cilindros de HF y N_2 son marca Regulator Liquid Carbonic Corporation.

II. Método de Operación

El método de operación está establecido en base a mantener - condiciones similares a las de la planta piloto.

1. Alimentación y Salidas

Como se mencionó anteriormente, la corriente gaseosa proveniente del reactor es una mezcla de H_2 , N_2 y HF. Dado a que el hidrógeno en dicha mezcla se comporta como inerte, sólo se empleó una mezcla de N_2 y HF, en la misma relación que HF- N_2 y H_2 .

La alimentación de gases a la torre se hizo por la parte inferior y se emplearon dos tanques: uno de HF y otro de N_2 ; dichos - tanques se colocaron dentro de otro de calentamiento. La temperatura mínima de calentamiento fue tal, para que la mínima temperatura de salida de HF fuera siempre mayor a la de condensación. El objeto de haber calentado ambos tanques al mismo tiempo es el de evitar que una corriente enfríe a la otra.

El KOH de normalidad conocida, fue alimentado por la parte - superior de la torre, empleándose para esto un tanque de almacenamiento conectado a una bomba. La alimentación se ha dividido a dos alturas, correspondiendo cada una de ellas a una zona empacada. El objeto de esta disposición es emplear una o ambas zonas empacada, dependiendo de la altura necesaria para llevar a cabo la absorción. La figura 2.2 muestra el diagrama de alimentación.

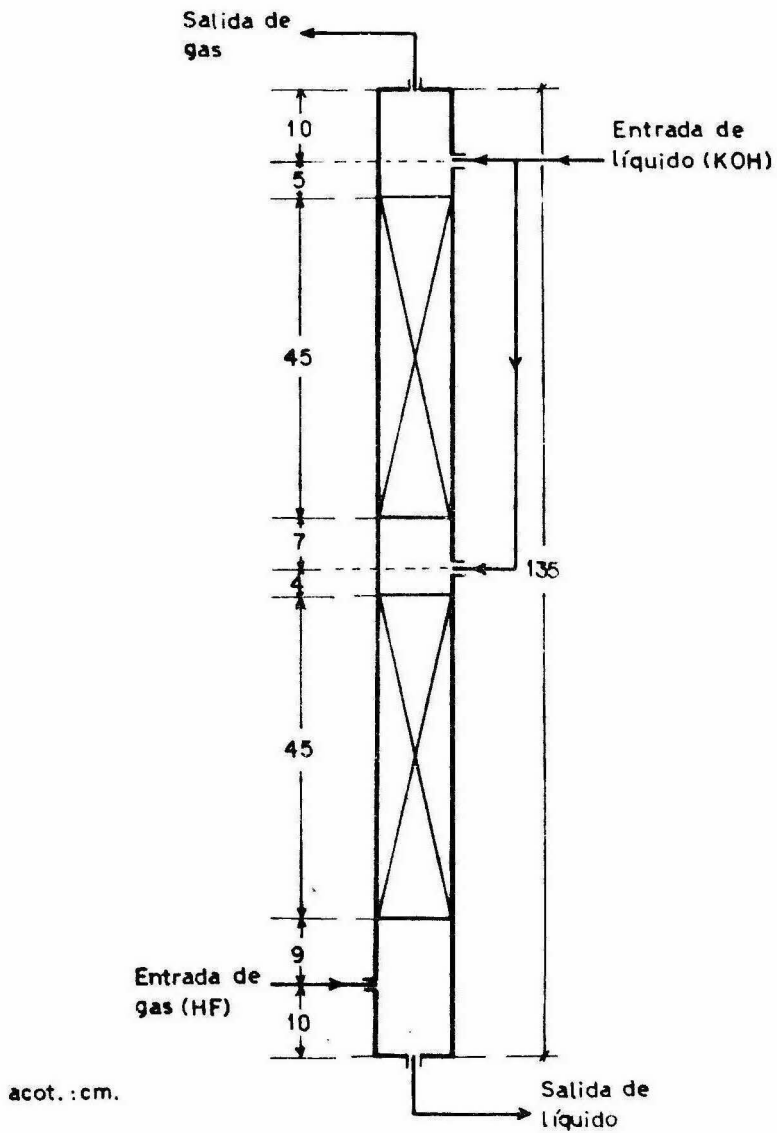


FIG. 2.2 Diagrama de alimentación.

Las salidas de gases como de líquidos, fueron explicadas en párrafos anteriores al mencionar las características de los tanques.

2. Arranque (Ver diagrama 2)

- a) Se abren las válvulas V-1, V-2 y se pone en operación la bomba GB-1;
- b) se abren las válvulas V-4 y V-6; se abren las válvulas V-7 y/o V-8 dependiendo si se quiere utilizar una o - ambas zonas empacadas, y con la válvula V-3 se regula el gasto de KOH de alimentación a la torre DC-1;
- c) se inunda la torre DC-1 controlando esto por medio de las válvulas V-21 y V-22. Manteniéndose abierta la válvula V-23 para desahogar el tanque FB-4;
- d) se abre la válvula V-28, y con la válvula mezcladora de agua caliente y agua fría VM-1, se controla la temperatura del agua en el tanque FB-7 y se desahoga por medio de la válvula V-29;
- e) se abren las válvulas V-24, V-25 y V-27;
- f) se abre la válvula propio del tanque FB-3, que contiene el nitrógeno;
- g) se abren las válvulas V-13, V-14, V-16, V-18 y V-20, y se pone en operación el serpentín interno;
- h) se abre la válvula propia del tanque FB-2, que contiene el ácido fluorhídrico;
- i) se abren las válvulas V-9, V-10 y V-12;
- j) se alcanza el punto de carga dentro de la torre DC-1 mediante el control con la válvula V-17;

- k) se controla la composición de la mezcla constante en función de la temperatura por medio de las válvulas - V-9 y V-13;
- l) las condiciones de régimen permanente se determinan - por análisis de los licores de salida, mediante la válvula de muestreo V-21;
- m) las condiciones isotérmicas se alcanzan en función del gasto de H₂O en el serpentín interno y se observan las temperaturas de entrada y salida de los gases. El gasto en el serpentín se varía hasta que dichas temperaturas sean iguales.

3. Régimen Permanente

Se entiende por flujo a régimen permanente, aquel en el cual las propiedades como temperatura, presión, composición, densidad y viscosidad en cualquier punto de un sistema, no varían en el tiempo. Para determinar las condiciones de régimen permanente en nuestro sistema, se harán muestreos periódicos en los licores de salida, observándose también la temperatura de operación. Cuando ambas variables presenten constancia en sus resultados se podrá decir entonces que el sistema opera a condiciones de régimen permanente.

4. Paro (Ver diagrama 2)

- a) Se cierra la válvula propia del tanque FB-2, se cierran las válvulas VM-1 y V-28;
- b) se abre la válvula V-30, por donde circulan nitrógeno y posteriormente aire;

- c) se abre la válvula V-21 de muestreo, y se checa que - la normalidad de KOH a la entrada sea igual a la normalidad en la salida;
- d) se cierran las válvulas V-3, V-7 y V-8;
- e) se apaga la bomba GB-1;
- f) se cierra la válvula propia del tanque FB-3;
- g) se cierra la válvula V-30;
- h) se procede a cerrar todas las válvulas del sistema.

Para una proxima corrida, antes del arranque, el tanque FB-4 deberá estar vacío y limpio. La solución de NaOH contenida en los tanques FB-5 y FB-6 será renovada y se verificará el nivel del tanque FB-1 que contiene el KOH, y el peso de los cilindros FB-2 y - FB-3 que contienen HF y N₂ respectivamente.

III. Técnica Experimental

El objetivo fundamental del trabajo experimental, será la - determinación del coeficiente global de transferencia de masa, midiendo las concentraciones de entrada y salida de ambos fluidos - en la torre.

1. Concentración a la Entrada

Gases a la entrada. La concentración de HF elegida a la entrada estuvo dentro del rango en el cual operará la planta piloto.

Y para cada caso se determinó la fracción mol correspondiente, definida como:

$$y_b = \left(\frac{\text{moles de HF}}{\text{moles totales}} \right) \text{ entrada} \quad (2.3)$$

Los gastos volumétricos de ambos gases se calcularon en base a las correspondientes temperaturas de alimentación. Y el rango de temperaturas elegido por seguridad fue de 12 a 30°C, ya que a una presión de 760 mmHg la temperatura de condensación del HF es de -19.5°C, y a las condiciones de operación - 530 mmHg -, dicha temperatura es aproximadamente de 10°C.

Licor de Entrada. La concentración de KOH de entrada se fijó arbitrariamente, controlando el gasto en masa de esta solución de acuerdo al gasto en masa de HF, y en base a la estequiometría de la reacción siguiente:



La concentración molar en los licores, está dada por la relación:

$$\chi = \frac{\text{moles de KF}}{\text{moles de KOH}} \quad (2.4)$$

por lo que su valor a la entrada será:

$$\chi_a = 0$$

2. Concentración de Salida

Fundamento del método de análisis. Se basa en la reacción de neutralización de un ácido fuerte con una base fuerte, empleando una solución valorada de HCl, utilizando como indicador fenolftaleína y utilizando el método de titulación indirecta.

Gases de Salida. Para determinar la concentración de HF a la

salida, los gases se burbujearán en una solución de NaOH de normalidad conocida contenida en los tanques FB-5 y FB-6. Una vez alcanzando condiciones de régimen permanente, la cantidad de HF se determinará por titulación indirecta de la solución de hidróxido de sodio con ácido clorhídrico de normalidad conocida.

Los gramos de NaOH que no reaccionaron con el ácido fluorhídrico, se calcularán con la siguiente ecuación:

$$g \text{ de NaOH} = \frac{(V_{\text{HCl}})(N_{\text{HCl}})(\text{meq NaOH})(\text{aforo})}{\text{parte alícuota}} \quad (2.5)$$

Como se conocen los gramos de NaOH iniciales, y los gramos de NaOH finales, la diferencia entre ambos valores, serán los gramos de NaOH consumidos por el HF. Y como la reacción entre NaOH y el HF es de 1:1.



las moles de NaOH consumidas, corresponden a las moles de HF empleadas. Y como el número de moles de N_2 permanecen constantes, la concentración de HF a la salida será:

$$y_a = \left(\frac{\text{moles de HF}}{\text{moles totales de gas}} \right) \text{ salida} \quad (2.6)$$

Licores de salida. La concentración x_b de salida de licores, se determinó al alcanzar el régimen permanente, titulando directamente esta solución con HCl de normalidad conocida. Los gramos de KOH que no reaccionaron se calcularon por medio de la ecuación (2.5). La diferencia en gramos de KOH iniciales y finales nos darán los gramos de KF formados, y con esto las moles del mismo; y de acuerdo a la ecuación (2.4), la concentración molar de licores

de salida será conocida.

IV. Obtención del Coeficiente Global de Transferencia de Masa

Como el presente estudio cae dentro del caso en el que se tiene un sistema gas-líquido diluidos con absorción y reacción química simultáneas, y ésta última se realiza de manera inmediata, la resistencia controlante de acuerdo a la ecuación:

$$\frac{1}{K_y'} = \frac{1}{K_y} + \frac{m}{K_x} + \frac{1}{k} \quad (2.7)$$

estará dado por el coeficiente de transferencia de masa para la fase gaseosa, y la ecuación (2.7), adquiere la forma:

$$\frac{1}{K_y'} = \frac{1}{K_y} \quad (2.8)$$

por lo que las ecuaciones (1.53), (1.70) y (1.77), son aplicables. Así,

$$Z_T = (AUT)(NUT)$$

donde

$$NUT = \ln \frac{y_b}{y_a}$$

y

$$AUT = \frac{G'_g}{K'_y a_v}$$

De donde:

$$K'_y a_v = \frac{G'_g}{Z_T} \ln \frac{y_b}{y_a} \quad (2.9)$$

Por lo tanto la ecuación (2.9), será la que posteriormente se aplicará en la obtención del coeficiente global de transferencia de masa.

CAPÍTULO TERCERO

CAPITULO TERCERO

RESULTADOS EXPERIMENTALES

Como se mencionó anteriormente, los parámetros a observar fueron las concentraciones de ambos fluidos, la temperatura de entrada de los gases y las masas-velocidad. Sin embargo, para cuantificar el efecto sobre el coeficiente global de transferencia de masa, de las variaciones de estos parámetros, es necesario tener uno de ellos variable, y los demás mantenerlos constantes.

Una vez el equipo operando a condiciones de régimen permanente, los datos que se obtuvieron del sistema fueron:

- a) Para ACIDO FLUORHIDRICO: caída de presión y temperatura;
- b) para NITROGENO: caída de presión y temperatura;
- c) para la MEZCLA (HF-N_2): caída de presión y temperatura;
- d) para los GASES DE SALIDA: caída de presión y temperatura;
- e) para el HIDROXIDO DE POTASIO: lectura del rotámetro, temperatura de entrada, temperatura de salida de líquidos, normalidad de entrada, y normalidad de salida;
- f) temperatura del baño de calentamiento y
- g) tiempo que tarda el sistema en operar a condiciones -

de régimen permanente.

El dato de la caída de presión en los manómetros diferenciales de las corrientes gaseosas, nos proporcionó una medida de los gastos volumétricos en ellas. Los medidores de orificio, fueron -- previamente calibrados con aire, y los datos obtenidos (ΔP vs. Q) fueron alimentados a un programa de computación mediante el ajuste a una curva por el método de mínimos cuadrados, obteniéndose así -- las respectivas ecuaciones de calibración.

Como los medidores se calibraron con aire, fué necesario el empleo de una corrección por peso molecular para poderlos emplear con los gases a manejar.

Las ecuaciones que se obtuvieron del programa, fueron del -- siguiente tipo:

$$Y = 4.54 \times 10^{-5} X + 0.189 \quad (3.1)$$

donde: $Y = \sqrt{\Delta P} \quad (3.2)$

y $X = Q \sqrt{\frac{P(PM)}{T}} \quad (3.3)$

y sus dimensiones son:

$$\Delta P = (\text{mm de HCl})$$

$$Q = \frac{1}{\text{min}}$$

$$P = (\text{mm de Hg})$$

$$T = (^\circ K)$$

El término correctivo para la ecuación (3.1), es:

$$\sqrt{\frac{P(PM)}{T}}$$

Las gráficas correspondientes para cada medidor se ilustran en las figuras 3.1 y 3.2; las cuales presentan como parámetros ΔP vs. K_q .

El término K_q es:

$$K_q = X / \sqrt{P(PM)} \quad (3.4)$$

en virtud de que la presión de trabajo P , y el peso molecular PM , son magnitudes constantes.

Así, el gasto volumétrico Q , se obtiene del producto de K_q por \sqrt{T} :

$$Q = K_q \sqrt{T} \quad (3.5)$$

El rotámetro, se calibró con las soluciones de KOH empleadas, y su curva (lectura vs. gasto) fué obtenida empleando el mismo programa. Tal curva de calibración se muestra en la figura 3.3.

I. Experimentación Previa

Antes de utilizar el sistema reaccionante que nos ocupa, se hicieron experimentaciones con el sistema CO_2-N_2/KOH , con el fin de familiarizarse con el método de operación. Algunos de los resultados para éste sistema, se muestran a continuación:

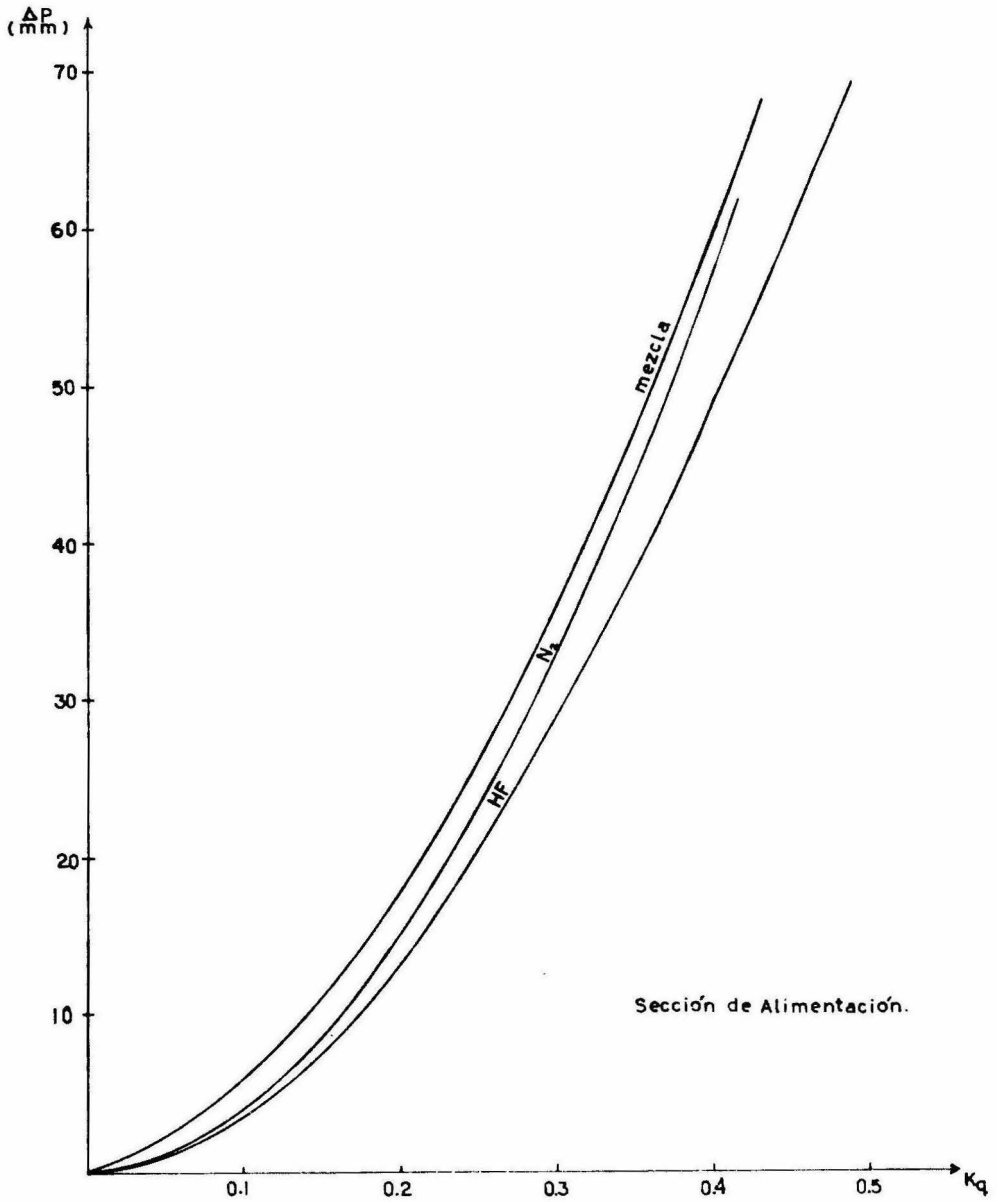


FIG. 3.1 Curvas de calibración para los medidores de flujo.

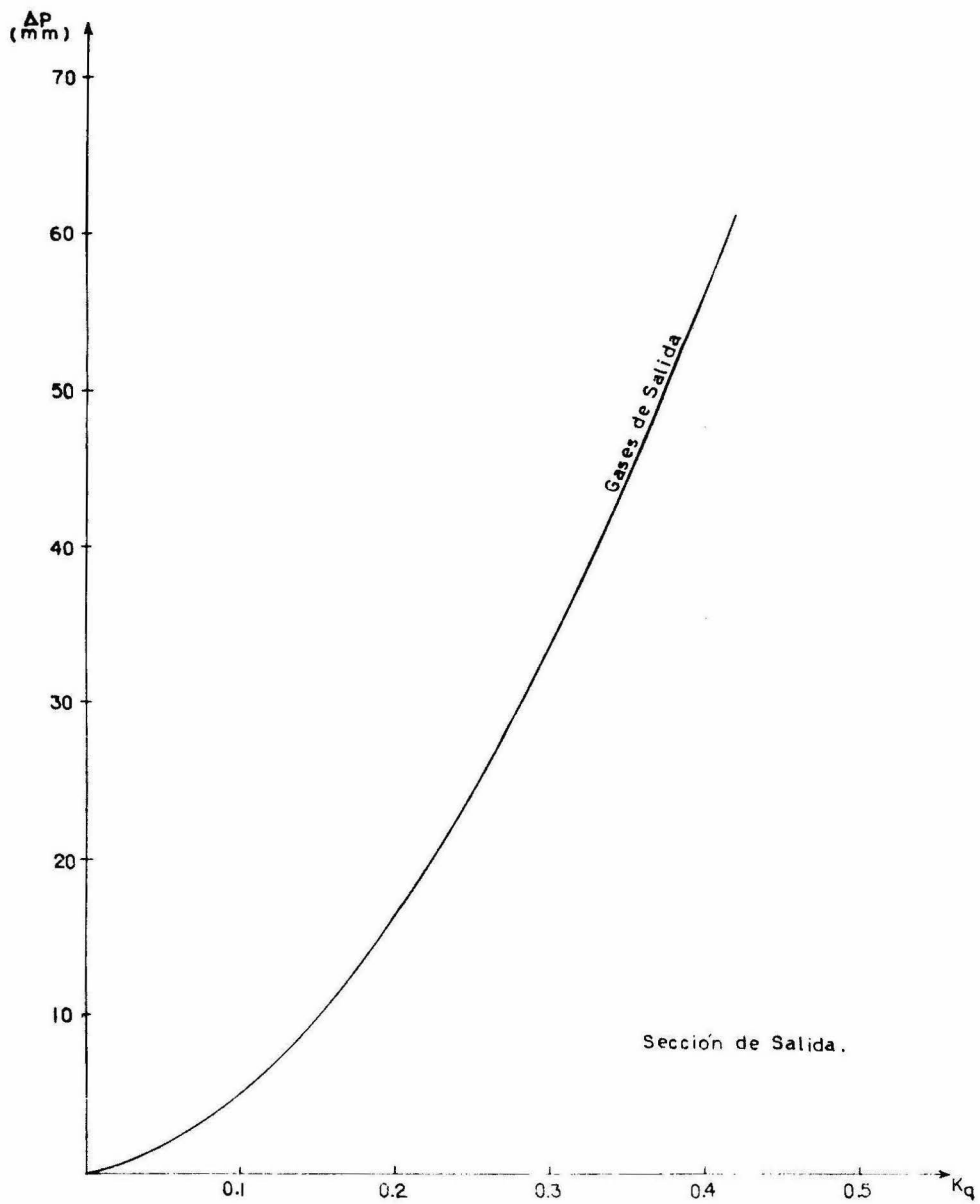


FIG. 3.2 Curva de calibración para el medidor de flujo de salida.

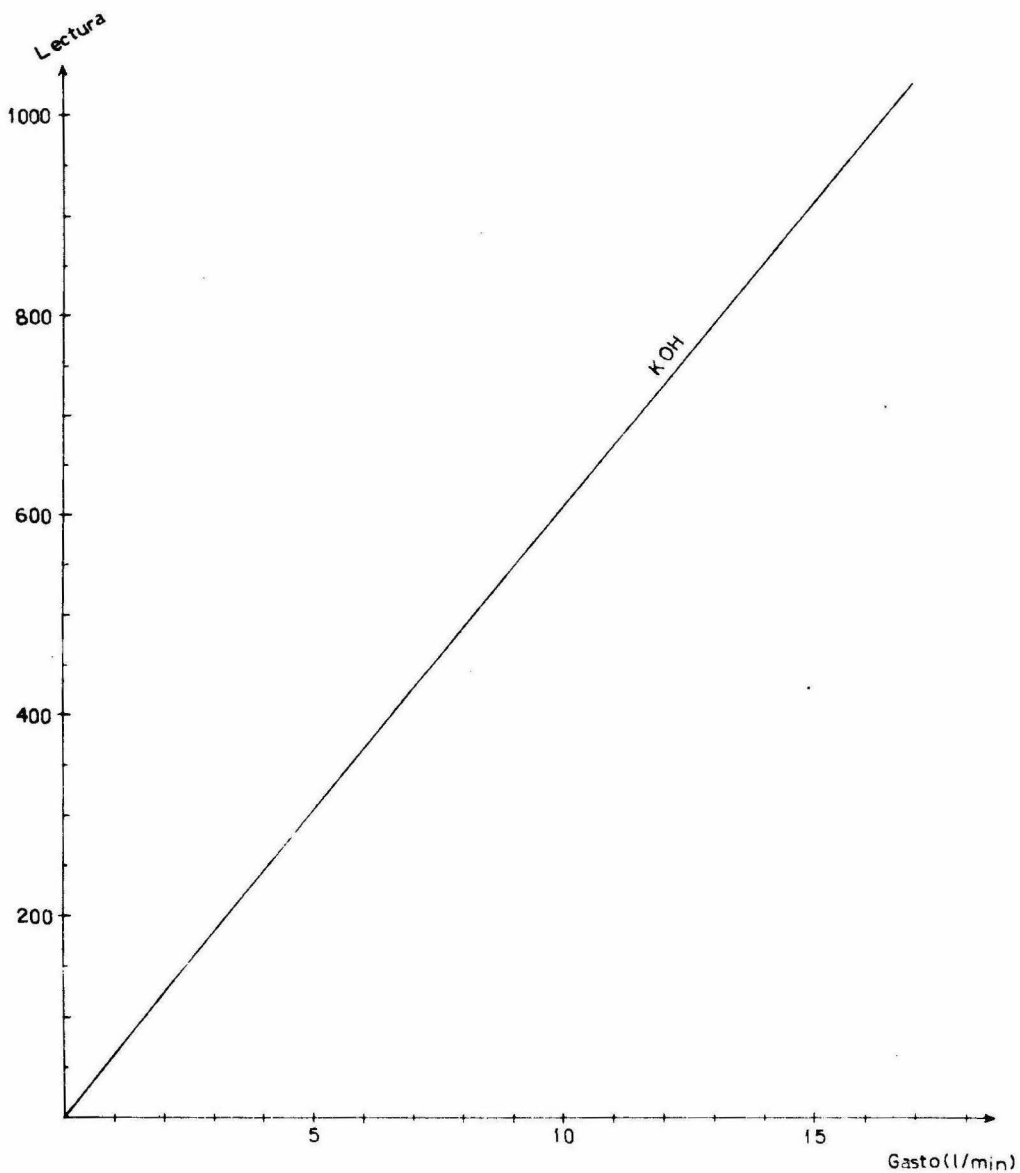


FIG. 3.3 Curva de calibración para el rotámetro de KOH.

DATOS EXPERIMENTALES

SISTEMA $\text{CO}_2 - \text{N}_2 / \text{KOH}$

Corrida	$\Delta P(\text{mm HCl})$				Temperatura($^{\circ}\text{C}$)			
	CO_2	N_2	Mezcla	Salida	CO_2	N_2	Mezcla	Salida
1	1.4	3.0	5.0	4.6	9	9	9	9
2	2.2	-	2.6	1.0	11	-	11	12
3	15.0	-	17.0	13.0	9.5	-	9.5	10
4	1.6	1.5	4.0	3.0	9	9	9	9.5
5	17.0	5.5	25.0	20.0	9	9	9	9.5
6	1.3	1.7	3.7	2.8	9	9	9	9.5
7	14.0	20.0	40.0	32.0	9	9	9	9.5
8	12.0	12.0	29.0	25.0	12	12	12	12.5
9	16.0	6.0	25.0	20.0	10	10	10	10.5
10	2.4	5.2	9.1	7.0	11	11	11	11.5

DATOS EXPERIMENTALES

SISTEMA $\text{CO}_2 - \text{N}_2 / \text{KOH}$

(continuación)

Corrida	Lectura	Temperatura(°C)		KOH Normalidad		T(°C) Baño	Tiempo Θ (min)
		entrada	salida	entrada	salida		
1	57	9	9	0.067	0.045	20	20
2	79	8	8.5	0.061	0.019	25	25
3	95	8	8.5	0.195	0.155	20	15
4	112	8	8.5	0.182	0.155	21	20
5	118	9	9.5	0.167	0.142	21	30
6	100	10	10	0.159	0.133	21	20
7	100	10	10.5	0.159	0.132	21	10
8	96	10	10	0.1765	0.152	25	20
9	104	10	10	0.175	0.145	23	20
10	120	10	10	0.158	0.128	24	30

Presión de operación: 530 mm Hg

II. Sistema HF-N₂ / KOH

Los resultados experimentales obtenidos para el sistema - - HF-N₂ / KOH se muestran a continuación. En las primeras cinco corridas, no se mantuvo constante ninguno de los parámetros a observar. De la corrida seis a la diez, la fracción mol de HF a la entrada y la normalidad del KOH se mantuvieron constantes. De la corrida once a la diecisiete, la variable a observar fue la temperatura de los gases de entrada. Y de la corrida dieciocho a la veinticuatro, se varió la normalidad del KOH.

DATOS EXPERIMENTALES

SISTEMA HF - N₂ / KOH

Corrida	HF	ΔP(mm HCl)			Temperatura(°C)			
		N ₂	Mezcla	Salida	HF	N ₂	Mezcla	Salida
1	4.0	12.0	33.5	24.5	15.0	14.5	15.0	16.0
2	5.0	19.0	46.8	35.5	16.0	16.5	16.0	16.5
3	2.0	24.0	42.5	32.0	15.5	15.0	15.5	16.0
4	3.0	28.0	50.5	29.6	12.0	11.5	12.0	12.5
5	1.0	93.1	111.3	91.6	14.5	14.5	14.5	15.0
6	4.1	38.0	69.5	48.9	19.0	19.0	19.0	19.5
7	6.4	61.8	110.0	83.1	12.0	12.0	12.0	12.5
8	2.8	27.4	50.8	32.7	23.0	23.0	23.0	23.0
9	2.4	19.9	38.2	23.9	25.5	25.5	25.5	26.0
10	8.4	82.4	144.3	105.5	15.0	15.0	15.0	15.5
11	4.1	39.1	70.8	47.1	12.0	12.0	12.0	12.5
12	4.1	38.8	70.6	43.9	15.0	15.0	15.0	15.5
13	4.0	38.5	70.2	42.4	17.0	17.0	17.0	17.5
14	4.0	38.0	69.5	41.3	19.0	19.0	19.0	19.0
15	3.9	37.2	68.6	57.6	23.0	23.0	23.0	23.0
16	3.9	37.0	68.4	39.3	25.5	25.5	25.5	26.0
17	3.9	36.6	68.1	38.9	27.0	27.0	27.0	27.5
18	1.8	154.0	185.7	148.7	20.0	20.0	20.0	20.0
19	1.8	154.0	185.7	148.1	20.0	20.0	20.0	20.0
20	1.8	154.0	185.7	147.7	20.0	20.0	20.0	20.0
21	1.8	154.0	185.7	147.8	20.0	20.0	20.0	20.5
22	1.8	154.0	185.7	147.5	20.0	20.0	20.0	20.5
23	1.8	154.0	185.7	147.4	20.0	20.0	20.0	20.5
24	1.8	154.0	185.7	147.3	20.0	20.0	20.0	20.5

DATOS EXPERIMENTALES

SISTEMA HF - N₂ / KOH

(continuación)

Corrida	Lectura	KOH				T(°C) Baño	Tiempo θ(min)
		Temperatura(°C)		Normalidad			
		entrada	salida	entrada	salida		
1	105	9.0	9.0	0.166	0.1550	27.5	25
2	119	9.0	9.0	0.165	0.1540	29.0	25
3	130	9.0	9.0	0.162	0.1530	28.3	30
4	158	11.0	12.0	0.311	0.2940	25.0	25
5	577	10.0	10.0	0.270	0.2670	26.5	25
6	446	10.0	10.5	0.215	0.2100	31.0	30
7	562	11.0	12.0	0.215	0.2110	25.0	25
8	375	9.5	10.0	0.215	0.2090	35.0	30
9	262	10.5	10.5	0.215	0.2090	37.0	30
10	654	9.5	10.0	0.215	0.2110	27.5	30
11	446	9.5	9.5	0.215	0.2095	25.0	30
12	446	9.5	9.5	0.215	0.2087	28.0	30
13	446	9.5	10.0	0.215	0.2084	30.0	25
14	446	9.0	9.5	0.215	0.2082	31.0	30
15	446	9.0	9.0	0.215	0.2081	35.0	25
16	446	9.0	9.5	0.215	0.2080	37.0	25
17	446	9.0	9.0	0.215	0.2079	38.5	30
18	755	10.0	10.0	0.255	0.2523	32.0	30
19	755	10.0	10.0	0.268	0.2652	32.0	35
20	755	10.0	10.5	0.273	0.2702	32.0	30
21	755	10.0	10.5	0.276	0.2732	32.5	30
22	755	10.0	10.5	0.263	0.2801	32.5	30
23	755	10.0	10.5	0.294	0.2911	33.0	30
24	755	10.0	10.0	0.300	0.2971	33.0	35

Presión de operación: 530 mm Hg

CAPITULO CUARTO

CAPITULO CUARTO

ANALISIS E INTERPRETACION DE RESULTADOS EXPERIMENTALES

A continuación, se ejemplifica el método de cálculo que se empleó para la obtención del valor del coeficiente global de transferencia de masa, a partir de los datos resultantes de la experimentación.

Los cálculos y el valor del coeficiente de transferencia de masa para las observaciones previas del sistema $\text{CO}_2\text{-N}_2 / \text{KOH}$, se hicieron empleando las ecuaciones (1.56) y (1.61), utilizando su correspondiente curva de equilibrio.

I. Procedimiento Matemático para la Obtención del Valor del Coeficiente Global de Transferencia de Masa para el Sistema $\text{HF-N}_2 / \text{KOH}$.

Tomando los datos de la corrida 1, tenemos:

HF: $\Delta P = 4 \text{ mm HCl}$

$T = 15^\circ\text{C} = 288^\circ\text{K}$

N_2 : $\Delta P = 12 \text{ mm HCl}$

$T = 14.5^\circ\text{C} = 287.5^\circ\text{K}$

MEZCLA: $\Delta P = 33.5 \text{ mm HCl}$

$T = 15^\circ\text{C} = 288^\circ\text{K}$

SALIDA: $\Delta P = 24.5 \text{ mm HCl}$

$T = 16^\circ\text{C} = 289^\circ\text{K}$

KOH: Lectura: 105

Temperatura de entrada = $9^{\circ}\text{C} = 282^{\circ}\text{K}$

Temperatura de salida = $9^{\circ}\text{C} = 282^{\circ}\text{K}$

Normalidad de entrada = 0.166

Normalidad de salida = 0.155

Temperatura del baño = $27,5^{\circ}\text{C}$

Tiempo: 25 minutos

Presión de operación: 530 mm Hg

1. Determinación del Número de moles que reaccionaron:

$$\frac{g}{l} \text{ de KOH entrada} = (N_b)(PM)$$

$$\frac{g}{l} \text{ de KOH entrada} = (0,166)(56) = 9,296$$

$$\frac{g}{l} \text{ de KOH salida} = (N_a)(PM)$$

$$\frac{g}{l} \text{ de KOH salida} = (0,155)(56) = 8,680$$

$$\beta = \frac{g}{l} \text{ de KOH que reaccionaron} = \left(\frac{g}{l}\right)_b - \left(\frac{g}{l}\right)_a$$

$$\beta = \frac{g}{l} \text{ de KOH que reaccionaron} = 9,296 - 8,680 = 0,616$$

El gasto de KOH alimentado para una marca de 105 de acuerdo a la figura 3.3, es:

$$Q = 1,76 \frac{l}{\text{min}},$$

por lo que el gasto en masa reaccionante (w_R) es:

$$w_R = Q\beta$$

$$W_R = (0.616 \frac{g}{l})(1.76 \frac{l}{min}) = 1.084 \frac{g}{min}$$

y el número de moles de KOH que reaccionaron será:

$$n_R = \frac{W_R}{PM}$$

$$n_R = \frac{1.084}{56} = 0.01936 \frac{moles}{min}$$

2. Cálculo de la Fracción Mol de HF a la Entrada

De acuerdo a la figura 3.1, para el HF a una $\Delta P = 4 \text{ mm HCl}$, el gasto volumétrico será:

$$Q = K_q \sqrt{T}$$

$$Q = (0.178)(16.955) = 3.018 \frac{l}{min}$$

Aplicando la ecuación:

$$PQ = ZnRT$$

donde: $P = (\text{atm})$

$$Q = \frac{l}{min}$$

$Z =$ factor de compresibilidad

$n =$ número de moles

$$R = 0.082 \frac{\text{atm} \cdot l}{\text{gmol} \cdot K}$$

$T = (^\circ K)$

tenemos que el número de moles por minuto de HF alimentadas son:

$$n_b = \frac{P Q}{Z R T}$$

$$n_{bHF} = \frac{(0.6973 \text{ atm})(1.83 \frac{1}{\text{min}})}{(0.99)(0.082 \frac{\text{atm l}}{\text{gmol } ^\circ\text{K}})(288^\circ\text{K})} = 0.054 \frac{\text{moles}}{\text{min}}$$

y el número de moles por minuto de N_2 será:

$$n_{bN_2} = \frac{(0.6973 \text{ atm})(3.018 \frac{1}{\text{min}})}{(0.99)(0.082 \frac{\text{atm l}}{\text{g mol } ^\circ\text{K}})(287.5^\circ\text{K})} = 0.08926 \frac{\text{moles}}{\text{min}}$$

De acuerdo a la ecuación (2.3), y_b será:

$$y_b = \frac{0.054}{0.054 + 0.089} = 0.377$$

3. Cálculo de la Fracción Mol de HF a la Salida

Como la reacción entre el HF y el KOH, está en relación mol de 1:1, las moles de KOH que reaccionaron serán iguales a las de HF, por lo tanto:

$$n_R = \text{moles de HF que reaccionaron} = 0.01936 \frac{\text{moles}}{\text{min}}$$

El gasto en masa de HF alimentado será:

$$W_{bHF} = (n_b)(PM)$$

$$W_{bHF} = (0.054)(20) = 1.08 \frac{\text{g}}{\text{min}}$$

El gasto en masa de HF que reaccionó es:

$$W_{RHF} = (n_R)(PM)$$

$$W_{RHF} = (0.01936 \frac{\text{moles}}{\text{min}})(20 \frac{\text{g}}{\text{gmol}}) = 0.3872 \frac{\text{g}}{\text{min}}$$

y el gasto en masa de HF a la salida será por lo tanto:

$$W_{aHF} = W_{bHF} - W_{RHF}$$

$$W_{aHF} = 1.08 - 0.3872 = 0.6928 \frac{g}{min}$$

De donde, el número de moles de HF a la salida será:

$$n_a = \frac{W_a}{PM}$$

$$n_{aHF} = \frac{0.6928}{20} = 0.03464 \frac{moles}{min}$$

Como el nitrógeno es un inerte, las moles de entrada son iguales a las moles de salida, por lo que de acuerdo a la ecuación (2.6)

$$y_a = \frac{0.03464}{0.03464 + 0.08926} = 0.279$$

Otra forma de calcular la fracción mol de salida es la siguiente:

De acuerdo a la figura 3.2, para un ΔP de salida de 24.5 mm HCl, se tiene:

$$Q = K_q \sqrt{T}$$

$$K_q = 0.2478$$

$$Q = (0.2478)(17.0) = 4.21 \frac{1}{min}$$

El número de moles de mezcla a la salida, asumiendo que el factor de compresibilidad Z sea muy cercano a la unidad, será:

$$n = \frac{P Q}{Z R T}$$

$$n = \frac{(0.6973)(4.21)}{(1)(0.082)(289)} = 0.12386 \frac{moles}{min}$$

El número de moles de HF a la salida será la diferencia entre el número de moles de la mezcla menos el número de moles de N_2 ,

$$n_{\text{aHF}} = 0.12386 - 0.08926 = 0.03460 \frac{\text{moles}}{\text{min}}$$

Esto es válido debido a que las condiciones de presión y temperatura a la entrada y a la salida son casi iguales.

4. Determinación del Número de Unidades de Transferencia

Utilizando la ecuación (1.77)

$$NUT_{ty} = \ln \frac{y_b}{y_a}$$

$$NUT_{ty} = \ln \frac{0.377}{0.279} = 0.3007$$

$$NUT_{ty} = 0.3007$$

5. Cálculo de la Conversión (ξ)

Si definimos la conversión obtenida como:

$$\xi = \frac{\text{moles de HF de entrada} - \text{moles de HF de salida}}{\text{moles de HF a la entrada}}$$

$$\xi = \frac{n_b - n_a}{n_b}$$

tenemos que:

$$\xi = \frac{0.054 - 0.03464}{0.054}$$

$$\xi = \frac{0.01936}{0.054} = 0.3585$$

$$\xi = 0.3585$$

6. Cálculo del Coeficiente Global de Transferencia de Masa ($K'_y a_V$)

Empleando la ecuación (2.9), tenemos:

$$K'_{y,v} = \frac{G'}{Z_T} \text{NUT}_{ty}$$

como:

$$Z_T = 45 \text{ cm}$$

$$G'_g = \frac{V}{S}$$

$$V = \frac{W_{\text{mezcla}}}{\overline{PM}}$$

$$W_{\text{mezcla}} = W_{\text{HF}} + W_{\text{N}_2} = 1.08 \frac{\text{g}}{\text{min}} + 2.499 \frac{\text{g}}{\text{min}} = 3.579 \frac{\text{g}}{\text{min}}$$

$$\overline{PM} = (20)(0.377) + (28)(0.623) = 7.54 + 17.44 = 24.98$$

$$V = \frac{3.579 \frac{\text{g}}{\text{min}}}{24.98 \frac{\text{g}}{\text{mol}}} = 0.1432 \frac{\text{g mol}}{\text{min}}$$

El área de la sección transversal de la torre es:

$$S = \pi r^2$$

$$S = \pi (5)^2 = 78.54 \text{ cm}^2$$

Y la masa-velocidad molar del gas es:

$$G'_g = \frac{V}{S} = \frac{0.1432 \frac{\text{g mol}}{\text{min}}}{78.54 \text{ cm}^2} = 0.001824 \frac{\text{g mol}}{\text{min cm}^2}$$

Por lo tanto el coeficiente es:

$$K'_{y,v} = \frac{G'_g}{Z_T} \text{NUT}_{ty}$$

$$K'_{y,v} = \frac{0.001824}{45} (0.3007) = 1.2181 \times 10^{-5} \frac{\text{g mol}}{\text{cm}^2 \text{ min } \Delta y}$$

$$K'_{y,v} = 7.3087 \times 10^{-4} \frac{\text{g mol}}{\text{cm}^2 \text{ hr } \Delta y}$$

II. Resultados

En las tablas 4-1, 4-2, 4-3, 4-4, 4-5 y 4-6, se resumen los resultados obtenidos para todas las corridas del sistema HF-N₂/KOH.

Los diversos resultados obtenidos experimentalmente, fueron tratados mediante el programa de computación basado en el método de mínimos cuadrados, y se ajustaron a diferentes curvas, obteniéndose así las ecuaciones correspondientes. Con el fin de comprobar la exactitud de estos ajustes, el mismo programa realizó el análisis de variancia correspondiente, obteniéndose los valores del coeficiente de correlación para cada ajuste. Y en base a estos, se obtuvo la curva que mejor se ajustaba a los datos experimentales, y por ende, la ecuación correspondiente.

Los datos alimentados a tal programa fueron:

- a) $K'_{y,v} \Delta$ contra T;
- b) $K'_{y,v} \Delta$ contra N;
- c) % ξ contra T; y
- d) % ξ contra N.

Para el primer y tercer casos, sólo se emplearon los datos de las corridas 11 a la 17, debido a que en ellas se mantuvieron constantes la fracción mol de HF, la relación de volúmenes de ambos fluidos (1:1), y la normalidad de KOH; y se varió la temperatura de los gases, cuyo efecto sobre el coeficiente global de transferencia de masa y sobre la conversión se deseaba cuantificar.

Para el segundo y cuarto casos, se emplearon los resultados obtenidos en las corridas 18 a la 24, ya que en ellas se man-

tuvieron constantes la fracción mol del HF a la entrada, la relación de volúmenes (1:1), y la temperatura de los gases; variándose la concentración del KOH, cuyo efecto sobre el coeficiente global de transferencia de masa y sobre la conversión se deseaba determinar.

Las ecuaciones correspondientes a cada caso son:

a) Para $K_y' a_v$ contra T,

$$K_y' a_v = -0.016717928 + 0.0086405037 \ln T \quad (4.1)$$

b) para $K_y' a_v$ contra N,

$$K_y' a_v = 0.43006309 (N)^{2.410452} \quad (4.2)$$

c) para % ξ contra T,

$$\% \xi = 42.403046 + 15.912874 \ln T \quad (4.3)$$

d) para % ξ contra N,

$$\% \xi = 125.40292 (N)^{0.20951929} \quad (4.4)$$

donde: T = (°C)

En las figuras 4.1, 4.2, 4.3 y 4.4, se representa gráficamente los resultados obtenidos y los calculados mediante las ecuaciones anteriores.

SISTEMA HF-N₂ /KOH

TABLA 4-1

HIDROXIDO DE POTASIO (KOH)

Corrida	Temperatura (°C)		Marca	Q(l/min)	Normalidad	
	Entrada	Salida			N _b (entrada)	N _a (salida)
1	9	9	105	1.76	0.166	0.155
2	9	9	119	1.86	0.165	0.154
3	9	9	130	2.20	0.162	0.153
4	11	12	158	2.66	0.311	0.294
5	10	10	577	9.60	0.270	0.267
6	10	10.5	446	7.40	0.215	0.210
7	11	12	562	9.32	0.215	0.211
8	9.5	10	375	6.26	0.215	0.209
9	10.5	10.5	262	5.36	0.215	0.209
10	9	9.5	654	10.84	0.215	0.211
11	9	9	446	7.40	0.215	0.2095
12	9	9	446	7.40	0.215	0.2087
13	9	9.3	446	7.40	0.215	0.2084
14	9	9.5	446	7.40	0.215	0.2082
15	9	9	446	7.40	0.215	0.2081
16	9	9.5	446	7.40	0.215	0.2080
17	9	9	446	7.40	0.215	0.2079
18	10	10	755	12.50	0.255	0.2523
19	10	10	755	12.50	0.268	0.2652
20	10	10.5	755	12.50	0.273	0.2702
21	10	10.5	755	12.50	0.276	0.2732
22	10	10.5	755	12.50	0.283	0.2801
23	10	10.5	755	12.50	0.294	0.2911
24	10	10	755	12.50	0.300	0.2971

TABLA 4-1 (continuación)

HIDROXIDO DE POTASIO (KOH)

Corrida	Entrada	g/l Salida	(reacción)	W_R (g/min)	Molés de reacción n_R (moles/min)
1	9.296	8.680	0.6160	1.08416	0.01936
2	9.240	8.624	0.6160	1.14576	0.02046
3	9.072	8.568	0.5040	1.10880	0.01980
4	17.416	16.464	0.9520	2.53232	0.04522
5	15.120	14.963	0.1570	1.51301	0.02702
6	12.040	11.785	0.2550	1.89203	0.03378
7	12.040	11.842	0.1980	1.85429	0.03311
8	12.040	11.737	0.3030	1.90096	0.03394
9	12.040	11.706	0.3340	1.79249	0.03200
10	12.040	11.817	0.2230	2.42676	0.04333
11	12.040	11.732	0.3080	2.28362	0.04077
12	12.040	11.692	0.3480	2.57758	0.04603
13	12.040	11.672	0.3680	2.72539	0.04866
14	12.040	11.663	0.3770	2.78887	0.04980
15	12.040	11.655	0.3850	2.85321	0.05095
16	12.040	11.653	0.3870	2.86702	0.05119
17	12.040	11.650	0.3900	2.88742	0.05156
18	14.280	14.130	0.1500	1.88342	0.03363
19	15.008	14.855	0.1530	1.91679	0.03423
20	15.288	15.133	0.1550	1.94588	0.03475
21	15.456	15.300	0.1560	1.95916	0.03498
22	15.848	15.690	0.1580	1.97585	0.03528
23	16.464	16.305	0.1590	1.98618	0.03546
24	16.800	16.640	0.1597	1.99672	0.03565

SISTEMA HF-N₂ / KOH

TABLA 4-2

ACIDO FLUORHIDRICO (HF)

Corrida	$\Delta P(\text{mm HCl})$	Temperatura (°C) (°K)		$\sqrt{T}(\text{°K})$	K_q	Q(l/min)
1	4	15	288	16.97	0.1080	1.83
2	5	16	289	17.00	0.1210	2.06
3	2	15.5	288.5	16.985	0.0760	1.29
4	3	12	285	16.88	0.0940	1.59
5	1	14.5	287.5	16.955	0.0566	0.96
6	4	19	292	17.085	0.1083	1.85
7	6.4	12	285	16.88	0.1380	2.33
8	2.8	23	296	17.204	0.0913	1.57
9	2.4	25.5	298.5	17.277	0.0776	1.34
10	8.4	15	288	16.97	0.1597	2.71
11	4.1	12	285	16.88	0.1096	1.85
12	4.1	15	288	16.97	0.1090	1.85
13	4	17	290	17.03	0.1086	1.85
14	4	19	292	17.085	0.1083	1.85
15	3.9	23	296	17.204	0.1075	1.85
16	3.9	25.5	298.5	17.277	0.1070	1.85
17	3.9	27	300	17.32	0.1068	1.85
18	1.8	20	293	17.12	0.0730	1.25
19	1.8	20	293	17.12	0.0730	1.25
20	1.8	20	293	17.12	0.0730	1.25
21	1.8	20	293	17.12	0.0730	1.25
22	1.8	20	293	17.12	0.0730	1.25
23	1.8	20	293	17.12	0.0730	1.25
24	1.8	20	293	17.12	0.0730	1.25

SISTEMA HF-N₂ / KOH

TABLA 4-2 (continuación)

Corr.	ACIDO FLURHIDRICO (HF) Entrada		Rección		Salida	
	n_b (moles/min)	w_b (g/min)	n_R (moles/min)	w_R (g/min)	w_a (g/min)	n_a (moles/min)
1	0.05400	1.080	0.01936	0.3872	0.6928	0.03464
2	0.06060	1.212	0.02046	0.4092	0.8028	0.04014
3	0.03800	0.760	0.01980	0.3960	0.3640	0.01820
4	0.04744	0.948	0.04522	0.9044	0.0444	0.00222
5	0.02839	0.568	0.02702	0.5403	0.0276	0.00138
6	0.05387	1.077	0.03378	0.6757	0.4018	0.02009
7	0.06952	1.390	0.03311	0.6622	0.7282	0.03641
8	0.04510	0.902	0.03395	0.6789	0.2231	0.01115
9	0.03817	0.763	0.03201	0.6401	0.1233	0.00616
10	0.08002	1.600	0.04335	0.8667	0.7336	0.03668
11	0.05519	1.104	0.04078	0.8156	0.2883	0.01442
12	0.05462	1.092	0.04603	0.9205	0.1719	0.00859
13	0.05424	1.085	0.04866	0.9733	0.1116	0.00558
14	0.05387	1.077	0.04980	0.9960	0.0815	0.00407
15	0.05314	1.063	0.05095	1.0190	0.0439	0.00219
16	0.05270	1.054	0.05119	1.0239	0.0301	0.00150
17	0.05244	1.048	0.05156	1.0312	0.0175	0.00088
18	0.03627	0.725	0.03363	0.6726	0.0529	0.00264
19	0.03627	0.725	0.03423	0.6845	0.0409	0.00205
20	0.03627	0.725	0.03474	0.6949	0.0306	0.00153
21	0.03627	0.725	0.03498	0.6997	0.0258	0.00129
22	0.03627	0.725	0.03528	0.7056	0.0199	0.00099
23	0.03627	0.725	0.03546	0.7093	0.0162	0.00081
24	0.03627	0.725	0.03565	0.7131	0.0124	0.00062

SISTEMA HF-N₂ / KOH

TABLA 4-3

NITROGENO (N₂)

Corrida	ΔP(mm HCl)	Temperatura		√T(°K)	K _q	Q(l/min)
		(°C)	(°K)			
1	12	14.5	287.5	16.955	0.1780	3.02
2	19	16.5	289.5	17.015	0.2260	3.84
3	24	15	288	16.97	0.2520	4.27
4	28	11.5	284.5	16.865	0.2720	4.58
5	93.1	14.5	287.5	16.955	0.5096	8.64
6	38	19	292	17.085	0.3248	5.55
7	61.8	12	285	16.88	0.4141	6.99
8	27.4	23	296	17.204	0.2738	4.71
9	19.9	25.5	298.5	17.277	0.2327	4.02
10	82.4	15	288	16.97	0.4791	8.13
11	39.1	12	285	16.88	0.3288	5.55
12	38.8	15	288	16.97	0.3270	5.55
13	38.5	17	290	17.03	0.3258	5.55
14	38	19	292	17.085	0.3248	5.55
15	37.2	23	296	17.204	0.3226	5.55
16	37	25.5	298.5	17.277	0.3212	5.55
17	36.6	27	300	17.32	0.3204	5.55
18	154	20	293	17.12	0.6571	11.25
19	154	20	293	17.12	0.6571	11.25
20	154	20	293	17.12	0.6571	11.25
21	154	20	293	17.12	0.6571	11.25
22	154	20	293	17.12	0.6571	11.25
23	154	20	293	17.12	0.6571	11.25
24	154	20	293	17.12	0.6571	11.25



SISTEMA HF - N₂ / KOH

TABLA 4-3 (continuación)

NITRÓGENO(N₂)

Corrida	n (moles/min)	W (g/min)
1	0.08926	2.4993
2	0.11290	3.1612
3	0.12626	3.5353
4	0.13711	3.8391
5	0.25555	7.1540
6	0.16163	4.5253
7	0.20856	5.8396
8	0.13531	3.7886
9	0.11452	3.2065
10	0.24005	6.7214
11	0.16559	4.6367
12	0.16387	4.5884
13	0.16274	4.5568
14	0.16163	4.5255
15	0.15944	4.4644
16	0.15810	4.4270
17	0.15731	4.4049
18	0.32650	9.1421
19	0.32650	9.1421
20	0.32650	9.1421
21	0.32650	9.1421
22	0.32650	9.1421
23	0.32650	9.1421
24	0.32650	9.1421

SISTEMA HF-N₂ / KOH

TABLA 4-4

MEZCLA (HF-N₂)

Corrida	ΔP (mm HCl)	Temperatura		\sqrt{T} (°K)	K _q	Q(l/min)
		(°C)	(°K)			
1	33.5	15	288	16.97	0.2861	4.85
2	46.8	16	289	17.00	0.3471	5.90
3	42.5	15.5	288.5	16.985	0.3282	5.57
4	50.5	12	285	16.88	0.3629	6.12
5	111.3	14.5	287.5	16.955	0.5664	9.60
6	69.5	19	292	17.085	0.4333	7.40
7	110	12	285	16.88	0.5524	9.32
8	50.8	23	296	17.204	0.3652	6.28
9	38.2	25.5	298.5	17.277	0.3104	5.36
10	144.3	15	288	16.97	0.6391	10.84
11	70.8	12	285	16.88	0.4386	7.40
12	70.6	15	288	16.97	0.4363	7.40
13	70.2	17	290	17.03	0.4348	7.40
14	69.5	19	292	17.085	0.4334	7.40
15	68.6	23	296	17.204	0.4304	7.40
16	68.4	25.5	298.5	17.277	0.4285	7.40
17	68.1	27	300	17.32	0.4275	7.40
18	185.7	20	293	17.12	0.7306	12.50
19	185.7	20	293	17.12	0.7306	12.50
20	185.7	20	293	17.12	0.7306	12.50
21	185.7	20	293	17.12	0.7306	12.50
22	185.7	20	293	17.12	0.7306	12.50
23	185.7	20	293	17.12	0.7306	12.50
24	185.7	20	293	17.12	0.7306	12.50

SISTEMA HF - N₂ / KOH

TABLA 4-4 (continuación)

MEZCLA (HF-N₂)

Corrida	HF	W(g/min)		Mezcla	Fracción mol de HF y _b
		N ₂			
1	1.080	2.499		3.579	0.377
2	1.212	3.161		4.373	0.350
3	0.760	3.535		4.295	0.231
4	0.948	3.839		4.787	0.257
5	0.567	7.154		7.721	0.100
6	1.077	4.525		5.602	0.250
7	1.390	5.839		7.229	0.250
8	0.902	3.788		4.690	0.250
9	0.763	3.206		3.969	0.250
10	1.600	6.721		8.321	0.250
11	1.104	4.636		5.740	0.250
12	1.092	4.588		5.680	0.250
13	1.085	4.557		5.642	0.250
14	1.077	4.525		5.602	0.250
15	1.063	4.464		5.527	0.250
16	1.054	4.427		5.481	0.250
17	1.048	4.405		5.453	0.250
18	0.725	9.142		9.867	0.100
19	0.725	9.142		9.867	0.100
20	0.725	9.142		9.867	0.100
21	0.725	9.142		9.867	0.100
22	0.725	9.142		9.867	0.100
23	0.725	9.142		9.867	0.100
24	0.725	9.142		9.867	0.100

SISTEMA HF - N₂ / KOH

TABLA 4-5

GASES DE SALIDA

Corrida	ΔP (mm HCl)	Temperatura		\sqrt{T} (°K)	K_q	Q(l/min)
		(°C)	(°K)			
1	24.5	16	289	17.00	0.2478	4.21
2	35.5	16.5	289.5	17.015	0.3063	5.21
3	32	16	289	17.00	0.2889	4.91
4	29.6	12.5	285.5	16.895	0.2770	4.68
5	91.6	15	288	16.97	0.5129	8.70
6	48.9	19.5	292.5	17.10	0.3656	6.25
7	83.1	12.5	285.5	16.895	0.4869	8.22
8	32.7	23	296	17.204	0.2924	5.03
9	23.9	26	299	17.292	0.2455	4.24
10	105.5	15.5	288.5	16.985	0.5530	9.39
11	47.1	12.5	285.5	16.895	0.3579	6.04
12	43.9	15.5	288.5	16.895	0.3446	5.85
13	42.4	17.5	290.5	17.015	0.3381	5.75
14	41.3	19	292	17.085	0.3332	5.69
15	57.6	23	296	17.204	0.3998	6.88
16	39.3	26	299	17.292	0.3242	5.60
17	38.9	27.5	300.5	17.335	0.3226	5.59
18	148.7	20	293	17.12	0.6628	11.34
19	148.1	20	293	17.12	0.6616	11.32
20	147.7	20	293	17.12	0.6605	11.31
21	147.8	20.5	293.5	17.132	0.6607	11.32
22	147.5	20.5	293.5	17.132	0.6601	11.31
23	147.4	20.5	293.5	17.132	0.6597	11.30
24	147.3	20.5	293.5	17.132	0.6594	11.29

SISTEMA HF-N₂ / KOH

TABLA 4-5 (continuación)

GASES DE SALIDA

Corrida	HF	W(g/min) N ₂	Mezcla	Fracción mol de HF Y _a
1	0.6928	2.4993	3.1921	0.279
2	0.8028	3.1612	3.9640	0.262
3	0.3640	3.5353	3.8993	0.126
4	0.0444	3.8391	3.8835	0.016
5	0.0276	7.1540	7.1816	0.005
6	0.4018	4.5253	4.9271	0.110
7	0.7282	5.8396	6.5678	0.148
8	0.2231	3.7886	4.0117	0.028
9	0.1233	3.2065	3.3298	0.051
10	0.7336	6.7214	7.4550	0.132
11	0.2883	4.6367	4.9250	0.080
12	0.1719	4.5884	4.7603	0.049
13	0.1116	4.5568	4.6684	0.033
14	0.0815	4.5255	4.6070	0.024
15	0.0439	4.4644	5.5083	0.013
16	0.0301	4.4270	4.4501	0.009
17	0.0175	4.4049	4.4224	0.005
18	0.0529	9.1421	9.1950	0.008
19	0.0409	9.1421	9.1830	0.006
20	0.0306	9.1421	9.1721	0.004
21	0.0258	9.1421	9.1679	0.004
22	0.0199	9.1421	9.1620	0.003
23	0.0162	9.1421	9.1583	0.002
24	0.0124	9.1421	9.1545	0.002

SISTEMA HF-N₂ / KOH

TABLA 4-6

RESULTADOS

Corrida	y_b	y_a	y_b/y_a	V(gmol/min)	G'_g (gmol/cm ² min)
1	0.377	0.279	1.3512	0.14326	0.001824
2	0.350	0.262	1.3358	0.17354	0.002209
3	0.231	0.126	1.8333	0.16424	0.002091
4	0.257	0.016	16.1635	0.18271	0.002326
5	0.100	0.005	18.6319	0.28380	0.003613
6	0.250	0.110	2.2727	0.21540	0.003251
7	0.250	0.148	1.6891	0.27800	0.003539
8	0.250	0.028	8.7719	0.18040	0.002296
9	0.250	0.051	4.9019	0.15260	0.001942
10	0.250	0.132	1.8867	0.32000	0.004074
11	0.250	0.080	3.1219	0.22079	0.002811
12	0.250	0.049	5.0142	0.21849	0.002782
13	0.250	0.033	7.5829	0.21698	0.002762
14	0.250	0.024	10.1636	0.21550	0.002744
15	0.250	0.013	18.3868	0.21258	0.002706
16	0.250	0.009	26.4667	0.21080	0.002684
17	0.250	0.005	45.0345	0.20975	0.002670
18	0.100	0.008	12.4401	0.36277	0.004619
19	0.100	0.006	16.0279	0.36277	0.004619
20	0.100	0.004	21.4334	0.36277	0.004619
21	0.100	0.004	25.3459	0.36277	0.004619
22	0.100	0.003	32.9055	0.36277	0.004619
23	0.100	0.002	40.3649	0.36277	0.004619
24	0.100	0.002	52.5348	0.36277	0.004619

SISTEMA HF-N₂ / KOH

TABLA 4-6 (continuación)

RESULTADOS

Corrida	NUT _{ty}	K' _y a _v (gmol/cm ³ hr Δy)	% ξ
1	0.3007	0.00073087	35.8518
2	0.2895	0.00085107	33.7623
3	0.6006	0.00167212	52.1052
4	2.7829	0.00861598	95.3204
5	2.9252	0.01407606	95.1517
6	0.8198	0.00355128	62.7115
7	0.5188	0.00244656	47.6293
8	2.1713	0.00664429	75.2614
9	1.5892	0.00418605	83.8502
10	0.6312	0.00342779	54.1573
11	1.1356	0.00425656	73.8763
12	1.6123	0.00600195	84.2638
13	2.0264	0.00746448	89.7146
14	2.3186	0.00848258	92.4372
15	2.9119	0.01050889	95.8654
16	3.2762	0.01172459	97.1426
17	3.8080	0.01356007	98.3257
18	2.5213	0.01552799	92.7069
19	2.7742	0.01708533	94.3496
20	3.0653	0.01887811	95.7814
21	3.2329	0.01991067	96.4352
22	3.4941	0.02151906	97.2567
23	3.6983	0.02277135	97.7649
24	3.9621	0.02440113	98.2837

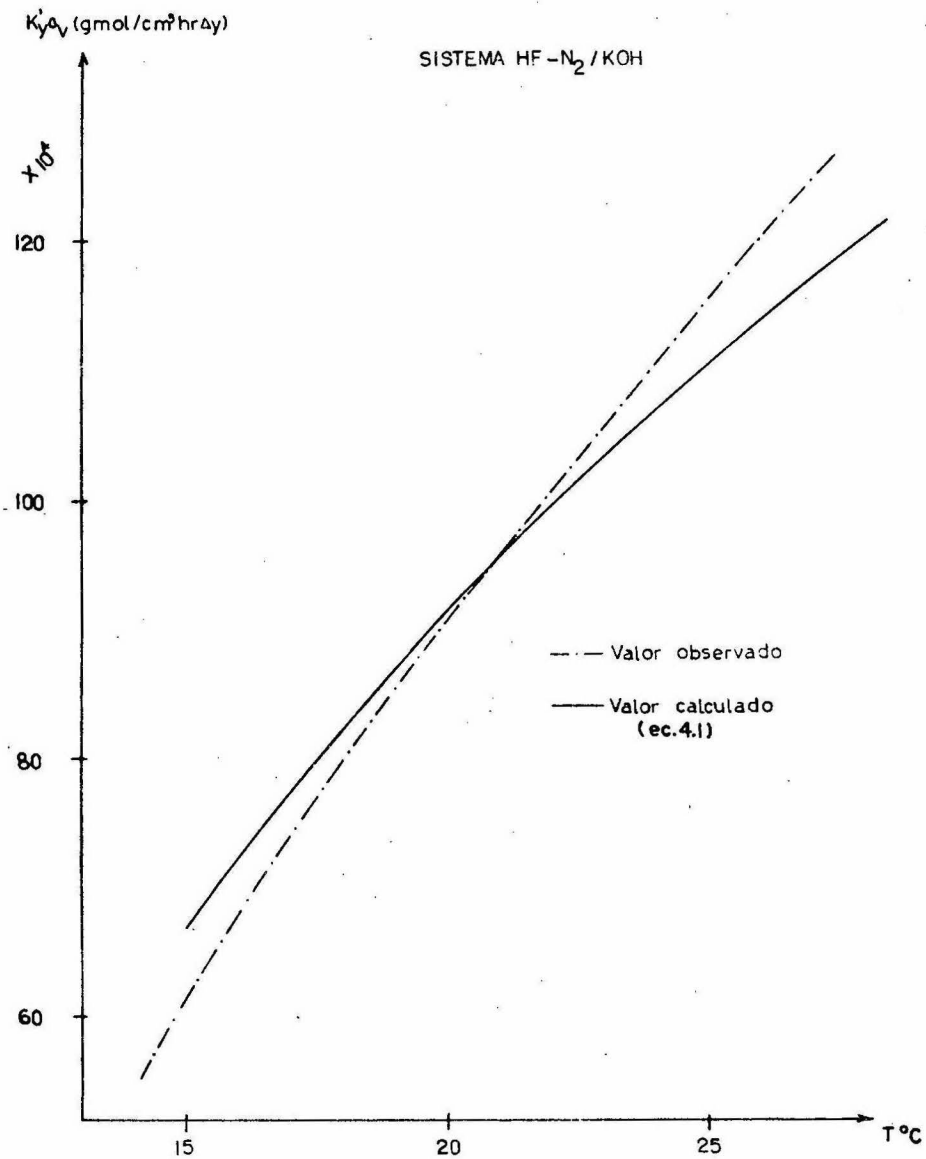


FIG. 4.1 Coeficiente global de transferencia de masa contra temperatura.

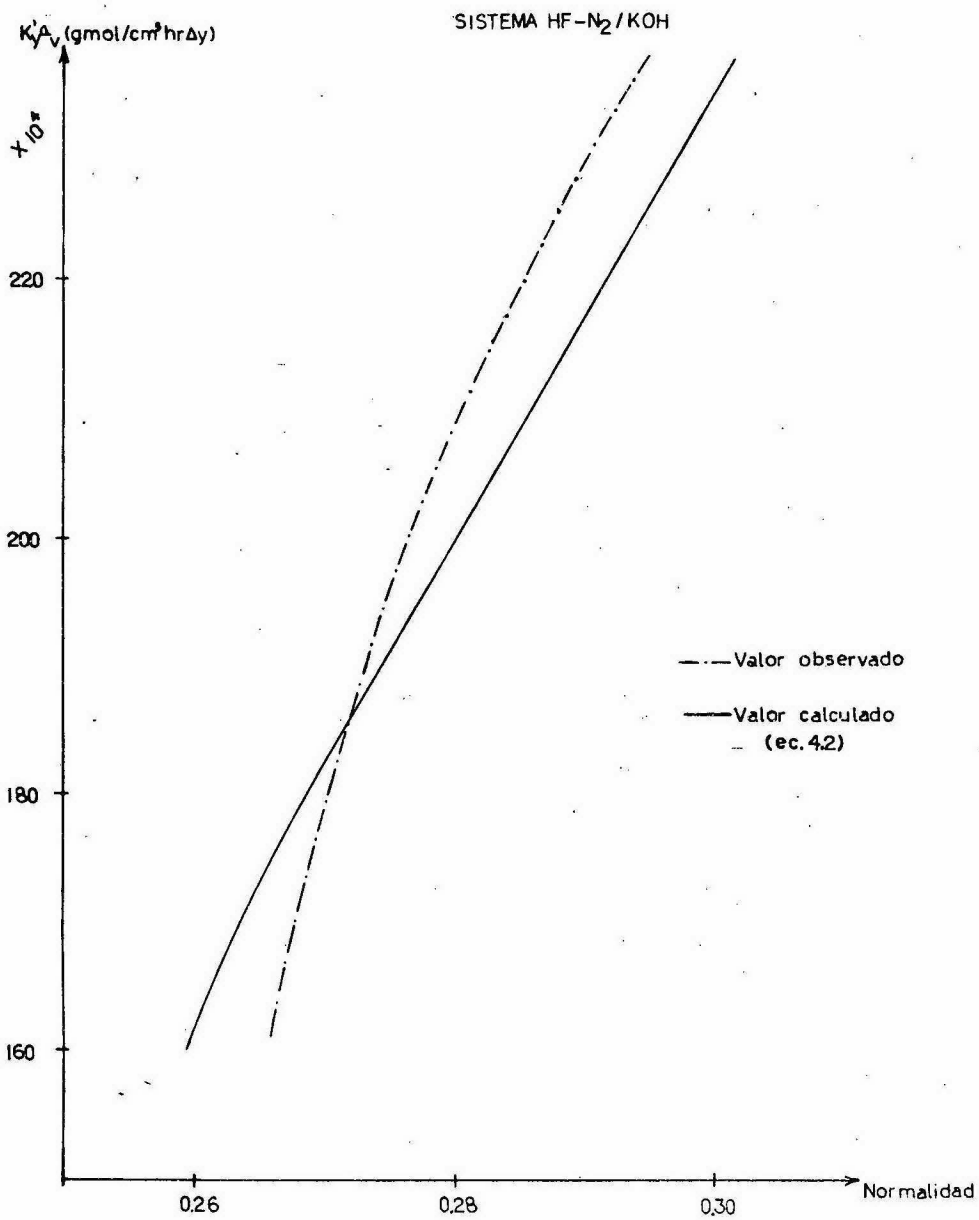


FIG. 4.2 Coeficiente global de transferencia de masa contra la normalidad.

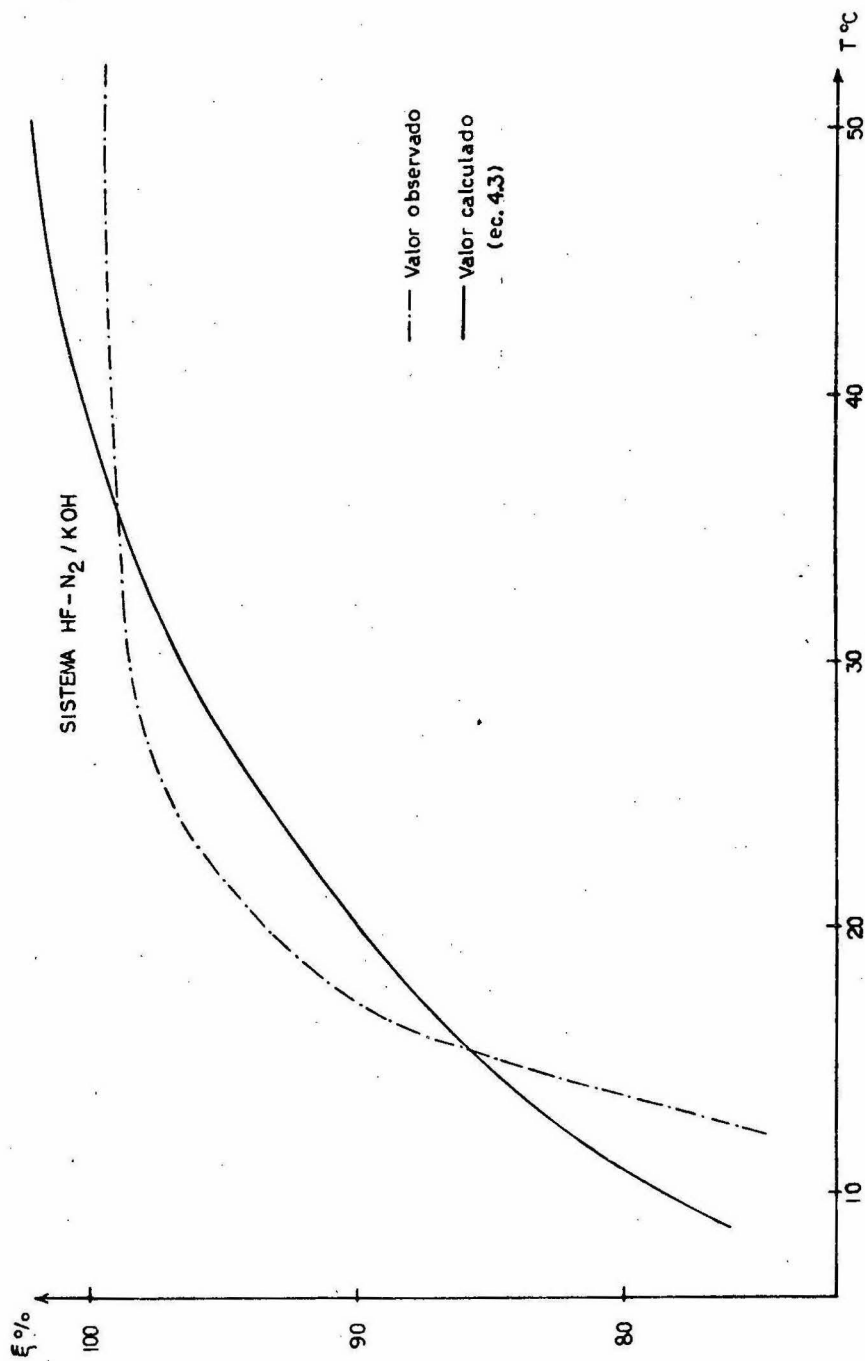


FIG.4.3 Porciento de conversión contra temperatura.

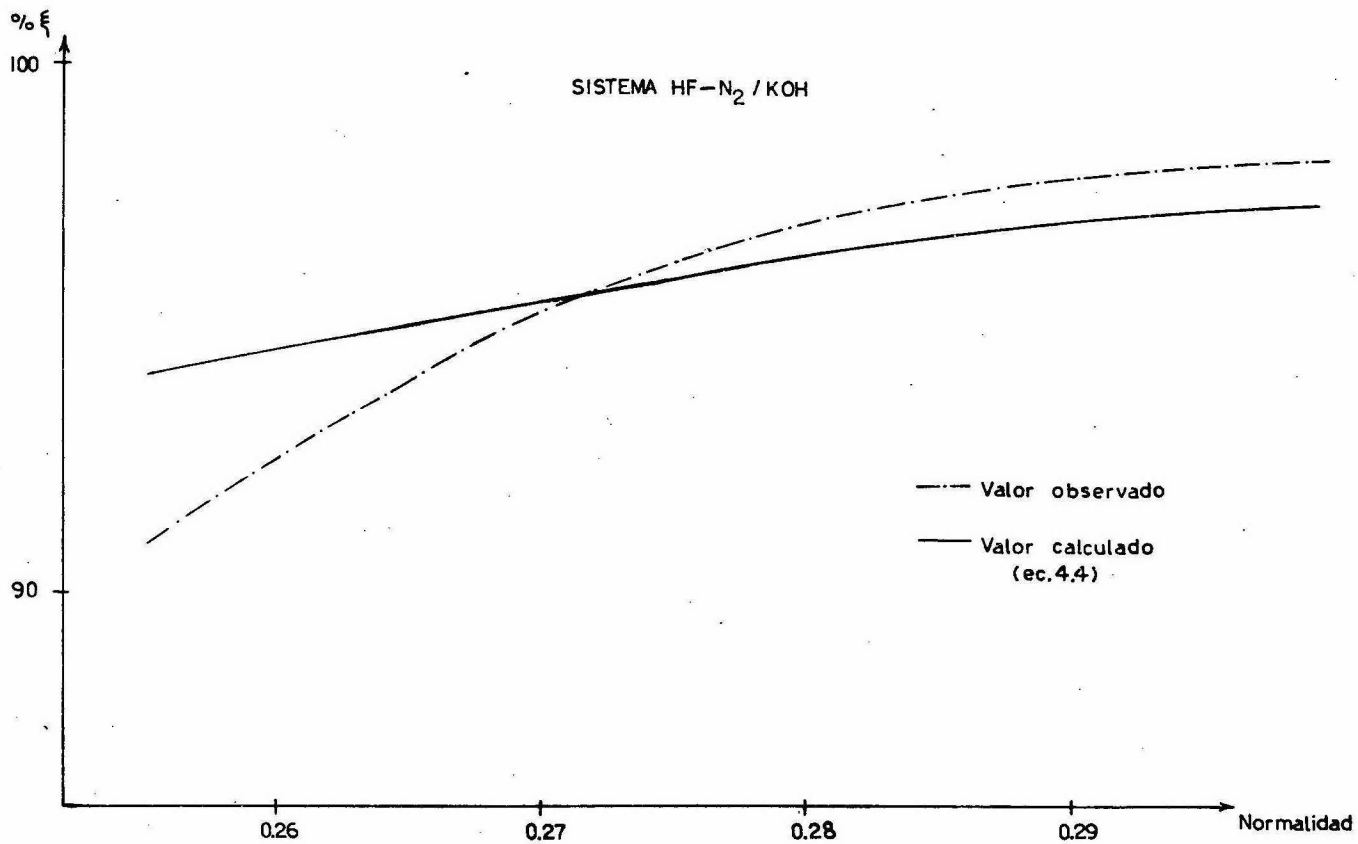


FIG.4.4 Porciento de conversión contra normalidad de KOH.

III. Resultados para el Sistema $\text{CO}_2\text{-N}_2$ / KOH

Utilizando las ecuaciones (1.56) y (1.61), la correspondiente curva de equilibrio para este sistema y un procedimiento de cálculo similar al ilustrado anteriormente, se encontró para las corridas que se indican, sus respectivos valores de los coeficientes globales de transferencia de masa:

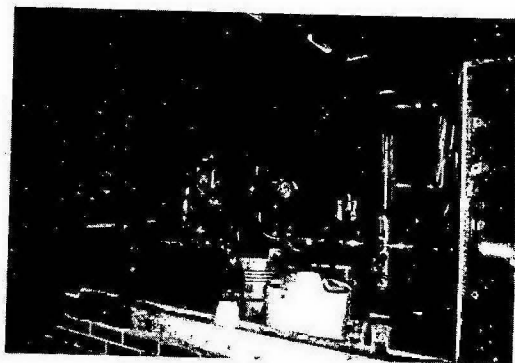
CORRIDA	$K'_y a_v$ (lbmol/hr pie ³ atm)
1	0.168
4	0.149
5	0.110
6	0.131
7	0.150

Los valores así obtenidos, se comparan a continuación con los calculados de acuerdo a la correlación Tepe y Dodge (22)

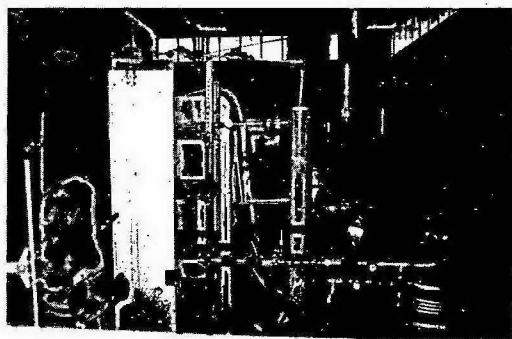
CORRIDA	$K'_y a_v$ (lbmol/hr pie ³ atm)	$K'_y a_v$ (lbmol/hr pie ³ atm) (Tepe y Dodge (22))
1	0.168	0.183
4	0.149	0.153
5	0.110	0.118
6	0.131	0.136
7	0.150	0.147

Como se observa, no existe una diferencia notable entre ambos resultados, lo que nos indica que tanto el equipo y método empleados en esta investigación son adecuados.

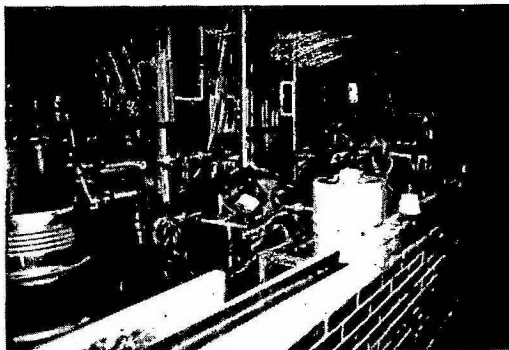
IV. Aspectos Gráficos de la Experimentación



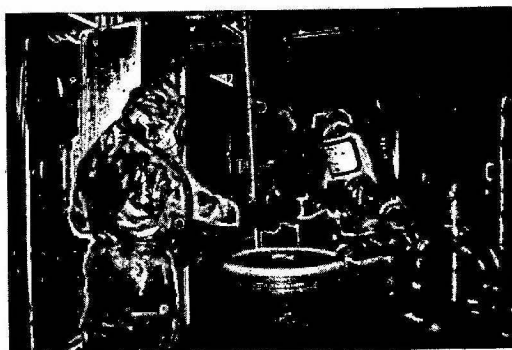
Inicio de la operación



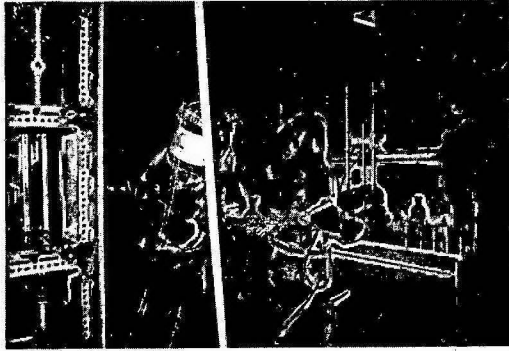
Aspecto general de la instala
ción y toma de lecturas



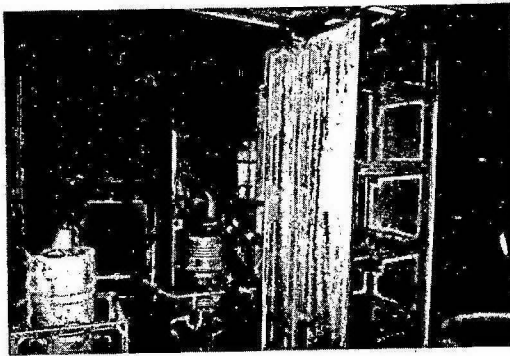
Realizando un muestreo



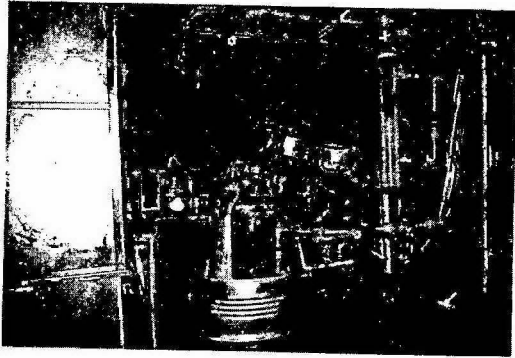
Paso de muestra



Titulación y toma de lecturas



Vista lateral del equipo



Fin de la operación

V. Observaciones

La seguridad en el manejo del ácido fluorhídrico representa quizá el factor más importante en cualquier sistema donde se le tenga presente, ya que obviamente, el elemento humano constituye la parte más valiosa de cualquier proceso.

En virtud de sus propiedades, para la manipulación del ácido fluorhídrico se cumplió con las normas de seguridad (18), tales como el empleo de equipo de protección personal; neutralizaciones - frecuentes tanto de los partes que constituyeron la unidad de absorción, así como también del equipo de protección; la determinación - periódica de fugas; la detección de HF en el aire, y la disponibilidad del equipo para prestar primeros auxilios.

Es conveniente utilizar manómetros diferenciales para la determinación de los gastos volumétricos en experiencias de laboratorio o planta piloto, debido a que presentan una gran sensibilidad a las fluctuaciones. Y el empleo de una solución en la "U" inerte a los gases que se manejan, es una medida adecuada para evitar errores en las lecturas por solubilidad o reacción química.

El conocimiento previo de los gastos que se manejan en una torre de absorción para el buen funcionamiento de la misma, es importante para evitar los frecuentes problemas de inundación o sobrecarga.

CONCLUSIONES

CONCLUSIONES

1) En base a la comparación establecida en la parte III del capítulo cuarto para el sistema $\text{CO}_2\text{-N}_2$ / KOH, se puede afirmar que el equipo trabajó satisfactoriamente.

2) La determinación de las pérdidas o caídas de presión en nuestro sistema, han sido omitidas en vista de que el enfoque de nuestro trabajo ha sido la determinación del coeficiente global de transferencia de masa, y no se tomó en cuenta ninguna variable cuya trascendencia fuera de tipo económico.

3) Debido a las propiedades del sistema estudiado, el empleo de empaque constituido por anillos de plástico, resultó ser satisfactorio y novedoso. En comparación con los materiales comunes: - porcelana, acero inoxidable, vidrio y otros, la utilización de - - anillos raschig de plástico resulta ser más ventajosa por su fácil manufactura y menor peso, lo que evitaría en una torre industrial instalaciones costosas por soportería.

También podemos decir - en base a las conversiones obtenidas -, que el área de transferencia que presentó este empaque fue satisfactorio.

4) Sólo fue necesario el empleo de una de las dos zonas empacadas, ya que cuando ambas se utilizaron, se observó una fracción - mol de HF muy próxima a cero en la salida, y con ello una conversión muy cercana al 100 %, lo que redundó en un número infinito de unidades de transferencia.

5) El empleo del serpentín de enfriamiento representó una medida razonable, ya que además de cumplir con la función específica de mantener condiciones isotérmicas sirvió para proporcionar mayor área de transferencia.

6) La relación de volúmenes de gas-líquido empleada, fue de 1:1. No se utilizó recirculación de los licores de salida, debido a que se estaba investigando el valor del coeficiente global de transferencia de masa. Si se hubiese empleado tal recirculación, la concentración del líquido de entrada no hubiera estado definida.

En operaciones industriales, la relación de volúmenes recomendable es de 2:1 ó 3:1 líquido-gas, además del empleo de recirculación, ya que se pretende una absorción total del componente deseado.

7) Manejando volúmenes iguales de ambos fluidos, manteniendo la misma concentración de KOH a la entrada y una misma fracción molar de HF en la alimentación, el coeficiente global de transferencia de masa, se ve incrementado con el aumento en la temperatura de operación. Tal efecto se ilustra en la figura 4.1. Así como también, al incrementarse la temperatura, se observa una mayor conversión; esto se muestra en la figura 4.3.

8) Manejándose volúmenes iguales de ambos fluidos, manteniendo la misma temperatura de operación y constante la fracción molar de HF en la alimentación, el coeficiente global de transferencia de masa aumenta al incrementarse la concentración de KOH, como lo muestra la figura 4.2. De igual manera, hay un aumento en la conversión, al aumentar la concentración del KOH, tal como se observa

en la figura 4.4.

9) El rango adecuado de temperaturas de operación de acuerdo a la figura 4.3, debe estar comprendido entre 10 y 60°C, considerando también la relación correcta de volúmenes gas-líquido.

10) Es recomendable operar el sistema a concentraciones superiores de 0.25 N de la solución de KOH, ya que se tienen conversiones altas; teniendo en consideración un límite razonable, para evitar el desperdicio de este reactivo.

11) El coeficiente global de transferencia de masa obtenido en este trabajo, está dado por las ecuaciones (4.1) y (4.2), y será válido en el diseño de torres de absorción que operen a condiciones semejantes en las cuales se obtuvo. Y para utilizarse a otras condiciones, será necesario aplicar un método de escalamiento o extrapolación adecuado.

NOMENCLATURA

- A : área interfacial, cm^2
 A_T : área total, cm^2
 AUT : altura de la unidad de transferencia, cm ; AUT_{tx} , global para la fase líquida; AUT_{ty} , global para la fase gaseosa; AUT_x , individual para la fase líquida; AUT_y , individual para la fase gaseosa.
 C_f : factor de caracterización del empaque para dos fases.
 C'_f : factor de caracterización del empaque para una fase.
 C_p : calor específico, ($\text{cal/g } ^\circ\text{C}$)
 C_{pv} : calor específico del vapor de agua, ($\text{cal/g } ^\circ\text{C}$)
 D : diámetro de la torre empacada o diámetro externo, cm
 G : masa-velocidad, (g/hr cm^2)
 G^s : velocidad de flujo molar, (gmol/hr cm^2)
 H : entalpia, (cal/g) o (cal/gmol)
 K : coeficiente individual de transferencia de masa, ($\text{gmol/cm}^2 \text{ hr}$ (unidad de fracción mol)); K_x , para la fase líquida; K_y , para la fase gaseosa.
 K' : coeficiente global de transferencia de masa, ($\text{gmol/cm}^2 \text{ hr}$ (unidad de fracción mol)); K'_x , correspondiente a la fase líquida; K'_y , para la fase gaseosa.
 K_q : constante de calibración para los medidores de flujo.
 K'_{xv} : coeficiente global de transferencia de masa para la fase líquida, basado en el área interfacial por unidad de volumen, ($\text{gmol/cm}^3 \text{ hr}$ (unidad de fracción mol)); K'_{yv} , correspondiente a la fase gaseosa.
 L : gasto molar de la fase líquida, (gmol/hr)
 \bar{L} : gasto molar de la fase líquida en base inerte, (gmol/hr)

- N : normalidad.
- N_j : velocidad de transferencia de masa, (gmol/hr cm^3)
- NUT : número de unidades de transferencia; NUT_{tx} , globales para la fase líquida; NUT_{ty} , globales para la fase gaseosa; NUT_x individuales para la fase líquida; NUT_y , individuales para la fase gaseosa.
- P : presión, (mm Hg), (mm HCl), (atmósferas), o (Kg_f/cm^2)
- PM : peso molecular, (g/gmol); $\overline{\text{PM}}$, promedio o de mezcla.
- Q : gasto volumétrico, (l/min) o (l/hr)
- R' : gasto en masa de gas absorbido, (g/hr)
- Re : número de Reynolds, adim.
- S : área de sección transversal, cm^2
- T : temperatura de la fase líquida, $^{\circ}\text{C}$ o $^{\circ}\text{K}$
- V : gasto molar de la fase gaseosa, (gmol/hr); o volumen, (cm^3 ó l)
- \overline{V} : gasto molar de la fase gaseosa en base inerte, (gmol/hr)
- W : gasto en masa, (g/min) o (g/hr)
- X : relación mol para la fase líquida, adim.
- Y : relación mol para la fase gaseosa, adim.
- Z : factor de compresibilidad para gases, adim.
- Z_T : altura total de empaque, cm.
-
- A_p : superficie específica del empaque: área de empaque seco por unidad de volumen de empaque, (cm^2/cm^3)
- A_v : área de la interfase por unidad de volumen de la sección empacada, (cm^2/cm^3)
- d : diámetro interno, cm
- dN : velocidad de absorción, (gmol/hr)
- d_p : diámetro efectivo, cm
- e : espesor, mm o cm
- h : altura o longitud, cm
- k : constante de velocidad de reacción. Para una reacción de primer orden, en (unidad de tiempo) $^{-1}$

- m : pendiente de la línea de equilibrio, dy/dx
 meq : miliequivalente; milésima parte de 1 equivalente químico
 n : número de moles por minuto.
 ppm : partes por millón, mg/l
 q : calor, (cal/hr); q_0 pérdidas de calor; q_s calor de solución + calor de reacción.
 r : radio de circunferencia, cm
 s : calor húmedo, (cal/g aire seco $^{\circ}C$)
 t : temperatura de la fase gaseosa, $^{\circ}C$ o $^{\circ}K$
 x : fracción mol del componente que se transfiere, en la fase líquida; adim.
 $\overline{(\Delta x)}_{ml}$: diferencia media logarítmica de concentraciones, en la fase líquida.
 y : fracción mol del componente que se transfiere, en la fase gaseosa; adim.
 $\overline{(1-y)}_{ml}$: diferencia media logarítmica de concentraciones, en la fase gaseosa; también especificada como $\overline{(\Delta y)}_{ml}$

Letras griegas:

- β : gramos/litro de KOH que reaccionaron
 γ : factor de velocidad relativa, adim.
 Δ : diferencia o incremento.
 ϵ : porosidad, adim.
 η : humedad de la corriente gaseosa, (g de agua/g de gas seco)
 θ : tiempo, minutos u horas.
 λ : calor latente de vaporización del agua, (cal/gmol)

μ : viscosidad, centipoises.

ξ : conversión, adim.

ρ : densidad, (g/l) o (g/ml)

Ψ : calor de reacción por mol de gas absorbido, (cal/gmol)

Indices superiores:

* : valor en el equilibrio

Sub-indices:

a : condición a la salida

b : condición a la entrada

g : referente a la fase gaseosa

HCl: referente al ácido clorhídrico

HF : referente al ácido fluorhídrico

i : referente a la interfase

j : referente al componente que se transfiere

KOH: referente al hidróxido de potasio

l : referente a la fase líquida

N₂ : referente al nitrógeno

p : referente al empaque

R : referente a lo reaccionado

w : referente al agua

0 : condición referente a la parte inferior de una torre de absorción

1 : condición referente a la parte superior de una torre de absorción.

Constantes:

- g_c : factor de conversión de la ley de Newton, $1,271 \times 10^8$
 $m\text{-Kg}/Kg_f \text{ hr}^2$ ó $4.18 \times 10^8 \text{ pie-lb}/lb_f \text{ hr}^2$
- R : constante general del estado gaseoso, $0.082 \text{ atm l/gmol } ^\circ K$
- π : relación que guarda toda circunferencia con su diámetro,
3,1416

Abreviaturas:

- adim : adimensional
- fn : función
- inun : inundación
- max : máximo (a)
- min : mínimo (a)
- nom : nominal
- op : operación

REFERENCIAS

- (1) Treybal, R.E. "Mass Transfer Operations"
Ed. Mc Graw-Hill, 2da. edición, 1968
- (2) Foust, A.S.; Wenzel, L.A. y otros. "Principios de Operaciones Unitarias"
Cía. Editorial Continental, S.A., 1964
- (3) Sherwood y Pigford. "Absorption and Extraction"
Ed. Mc Graw-Hill, 2da. edición, 1952
- (4) Leva, Max. "Tower Packings and Packed Tower Design"
The U.S. Stoneware Company, 2da. edición, 1953
- (5) Mc Cabe y Smith. "Operaciones Básicas de Ingeniería Química"
Ed. Reverté, S.A., 1968
- (6) Zenz, F.A. "Designing Gas-Absorption Towers"
Chem. Eng., Nov. 13, 1972, págs. 120-138
- (7) Chilton y Colburn.
Trans. A. Chem. Eng., 26, No. 178, 1931
- (8) Ergun.
Chem. Eng. Prog., 48, No. 89, 1952
- (9) Sawitowski, H.; Smith, W. "Métodos de Cálculo en los Procesos de Transferencia de Materia"
Ed. Alhambra, S.A., 1966

- (10) Whitman, W.G.
Chem. & Met. Eng., 29, No. 4, 1923
- (11) Hatta, S.
Techol. Repts. Tōhoku Imp. Univ., 8, No. 1, 1928-29
- (12) Hatta, S.
Techol. Repts. Tōhoku Imp. Univ., 10, No. 119, 1932
- (13) Davis, H.S. y Crandall, G.S.
J. Am. Chem. Soc., 52, No. 3757, 3769, de 1930
- (14) Danckwerts, P.V. "Gas-Liquid Reactions"
Ed. Mc Graw-Hill. 1ra. edición, 1970
- (15) Van Krevelen y Hofstijzer.
Rec. Trav. Chim. Pays. Bas., 67, No. 3, (IV), 1948
- (16) Van Krevelen y Hofstijzer. "Kinetics of Simultaneous Absorption and Chemical Reaction"
Chem. Eng. Prog., 44, No. 7, 1948
- (17) Danckwerts, P.V.
Am. Inst. Chem. Engrs. J., 1, No. 456, 1955
- (18) Petróleos Mexicanos. "Manejo, Transporte y Almacenamiento - de Acido Fluorhídrico Anhidro"
Norma D-III- 20, Nov., 1969
- (19) Berry, W.E. "Corrosion in Nuclear Applications"
Ed. John Wiley & Sons, 1971
- (20) "Criterios de Diseño para Abastecimiento de Agua Potable, - empleando Tubería de PVC". México, 1971

- (21) Smith, J.M. "Chemical Engineering Kinetics"
Ed. Mc Graw-Hill - Kōgakusha, 2da. edición, 1970
- (22) Tepe y Dodge. "Absorption of Carbon Dioxide by Sodium Hydroxide Solutions in a Packed Column"
Trans. Am. Inst. Chem. Eng., 39, No. 76, 1933
- (23) Ludwig, E.E. "Applied Process Design for Chemical and Petrochemical Plants"
Gulf Publishing Company, Vol. 2, 1964
- (24) Perry, Chilton y Kirkpatrick. "Chemical Engineer's Handbook"
Ed. Mc Graw-Hill, 4a. edición.
- (25) Bravo Suárez, Enrique. "Cálculo y Diseño de una Torre de Absorción" (tesis). U.N.A.M., Facultad de Química, México, 1961.
- (26) Olmedo Muñoz, A.; Caballero, G. y otros. "Estudio Experimental del Comportamiento de un Reactor Agitado" (tesis)
U.N.A.M., Facultad de Química, México, 1972