



**UNIVERSIDAD NACIONAL AUTÓNOMA
DE MÉXICO**

FACULTAD DE ESTUDIOS SUPERIORES CUAUTILÁN

**CARACTERIZACIÓN DE UNA TORRE EMPACADA PARA
ABSORCIÓN GASEOSA, DEL LEM IQ.**

TESIS

QUE PARA OBTENER EL TÍTULO DE:

INGENIERO QUÍMICO

PRESENTAN:

**HIDROGO MORALES HÉCTOR
HERNÁNDEZ CORTÉS DELFINA**

ASESORES:

**DR. FERNANDO OROZCO FERREYRA
Q. CELESTINO SILVA ESCALONA**



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.

DEDICATORIAS.

A mis padres **Pedro Hidrogo y Teresa Morales** por que a ellos les debo todo lo que soy.

Para **Daniel y Leslye Michell**

A la memoria del **Dr. Fernando Orozco Ferreira** por ser nuestro asesor. Por creer y confiar en nosotros al encomendarnos uno de sus proyectos, por guiarnos con su valiosa experiencia y sus conocimientos. Por ser un excelente maestro y amigo.

Recordando que su grandeza no se mide de la cabeza a los pies, sino de la cabeza al cielo.

Gracias profesor donde quiera que esté.

No lo olvidaremos.

Héctor y Delfina

AGRADECIMIENTOS.

A la **Universidad Nacional Autónoma de México** y a la **FES – Cuautitlán** por darnos la oportunidad de estudiar la carrera de Ingeniería Química y poder adquirir una formación profesional.

A los sinodales por el tiempo, comentarios y contribuciones para mejorar el presente trabajo.

Al Dr. Fernando Orozco por el apoyo, paciencia y dedicación por guiarnos en la elaboración de éste trabajo de tesis.

A la **Ing. Yolanda Martínez** por su valioso apoyo para el desarrollo de éste proyecto.

A la empresa **Sulzer Chemtech S. de R.L. de C.V.** por la donación del empaque para la realización de éste trabajo de tesis. Especialmente al **Ing. Guillermo Alva Archundia**, **Ing. Roger Mass** y al **Ing. Celso Pajaro** por su amabilidad y por brindarnos su apoyo para la obtención del empaque, el cual beneficia a todos los alumnos de la carrera de Ingeniería Química y en particular a la FES – Cuautitlán.

Héctor y Delfina

AGRADECIMIENTOS.

Primero quiero agradecer a Dios por haberme dado la oportunidad de realizarme como persona, ser mi compañía y permitirme concluir una de las metas más importante de mi vida.

A mis padres **Pedro Hidrogo Rodríguez** y **Teresa Morales Hernández** por contar siempre con su apoyo y comprensión a lo largo de mi formación académica. Por creer y confiar en mí. Por que gracias a sus ejemplos y enseñanzas, he cumplido uno de mis más grandes sueños. En especial a mi madre por que gracias a su cariño y fortaleza me enseñó a salir adelante en las adversidades. Me siento muy orgulloso de ustedes.

A mis hermanos por su valiosa motivación en los momentos difíciles, en especial a mi hermano **Enrique** por sus consejos y por ser un ejemplo a seguir. A mi hermano **Pedro** por que me brindo su ayuda cuando más lo necesite. Por que hemos compartido momentos alegres de nuestras vidas.

A mi hermana **Irma** y su esposo **Ramón** por su apoyo incondicional. Por su cariño y confianza en todo momento. Por estar siempre pendiente de mi familia. En particular a mi cuñado por ser una excelente persona.

Quiero agradecer especialmente a **Delfina** por su constancia y dedicación para la realización de éste trabajo. Por compartir su cariño y sus alegrías, sus triunfos y sus fracasos durante la carrera. Por estar en los momentos más importantes de mi vida.

Héctor Hidrogo

A Dios

Por la persona que soy, por que me dio el carácter, la fortaleza y claridad en cada momento para enfrentar las adversidades.

Por darme una segunda oportunidad para vivir y seguir el camino que me había trazado desde siempre.

Por dejarme perseverar hasta concluir con uno de mis mayores anhelos.

A mi familia, por creer en mí, por su apoyo económico, moral y espiritual para lograr el proyecto que siempre había soñado.

A mi papá **Lucio Hernández**: con sus consejos, apoyo y comprensión logre salir adelante aún en las circunstancias difíciles de mi vida.

A mi mamá **Estela Cortés**: por permitirme ser libre para crecer y tomar decisiones a mi criterio lo cual ayudó a fijarme mis propios retos.

A mis hermanos, por su ayuda incondicional, por los momentos tristes y felices que pasamos juntos.

A todas las personas que confiaron en mí, que brindaron su ayuda e influyeron en mi vida para seguir adelante.

A Dany y leslye

Por su paciencia, su cariño y comprensión.

Por que su existencia ha sido el principal impulso en la realización de mi carrera.

Agradezco especialmente a **Héctor**, con quien compartí momentos felices y tristes, cuando teníamos logros o tropiezos durante nuestra carrera.

Por su amor, paciencia y comprensión en algunos acontecimientos tristes de mi vida.

Por creer en mí y ser mi compañero de tesis, que con su dedicación y perseverancia logramos concluir este proyecto.

Delfina Hernández

Esta tesis se llevo a cabo en el Laboratorio Experimental Multidisciplinario de Ingeniería Química Nave 1000, de la Facultad de Estudios Superiores Cuautitlán Campo1; bajo la supervisión del Dr. Fernando Orozco Ferreyra.

ÍNDICE

	Pag.
Capítulo 1 Introducción	
1.1 Antecedentes.....	2
1.2 Objetivos.....	3
Capítulo 2 Generalidades	
2.1 Torres Empacadas.....	6
2.2 Empaques.....	6
2.2.1 Empacado al azar (aleatorio)	6
2.2.2 Empacado regular	10
2.3 Inundación y carga	11
2.4 Humidificación.....	13
2.4.1 Definición.....	13
2.4.2 Conceptos básicos.....	14
2.4.3 Ecuaciones de diseño para Humidificación	18
2.5 Absorción.....	19
2.5.1 Conceptos básicos.....	19
2.5.2 Selección del solvente para la absorción	24
2.5.3 Ecuaciones de diseño para Absorción.....	25
2.6 Absorción con reacción química.....	29
2.6.1 Absorción del CO ₂ en soluciones de monoetanolamina.....	29
Capítulo 3 Descripción del equipo y procedimiento experimental.	
3.1 Descripción del equipo	32
3.2 Modificaciones realizadas al equipo.....	33
3.3 Procedimiento experimental.....	35
3.3.1 Metodología para la determinación de las condiciones de las zonas estable, carga e inundación.....	35
3.3.2 Metodología para la Humidificación	36
3.3.3 Metodología para la Absorción	37
Capítulo 4 Desarrollo Experimental.	
4.1 Zona estable, carga e inundación.....	39

4.1.1 Modelo de cálculo para la determinación de las zonas estable, carga e inundación.....	39
4.2 Humidificación.....	41
4.2.1 Modelo de cálculo para la determinación del coeficiente global de Transferencia de masa.....	41
4.3 Absorción.....	46
4.3.1 Modelo de cálculo para la determinación del coeficiente global de Transferencia de masa.....	46
Capítulo 5 Análisis de resultados	
5.1 Análisis de resultados para inundación, carga y descarga.....	58
5.2 Análisis de resultados para Humidificación y Absorción.....	65
Capítulo 6 Conclusiones	88
Nomenclatura del trabajo	91
Apéndices:	
Apéndice A	
Fórmulas empleadas para propiedades físicas.....	94
Ecuación de la placa de orificio.....	94
Apéndice B	
Características y procedencia del CO ₂	98
Alcanolaminas para la remoción de CO ₂	100
Apéndice C	
Datos para la curva de equilibrio del sistema aire-vapor de agua.....	103
Apéndice D	
Datos de la solubilidad de CO ₂ en soluciones de MEA.....	105
Apéndice E	
Manual de operación de la torre de absorción.....	110
Bibliografía	121

CAPÍTULO 1

*“La ciencia es el capitán y la práctica es el soldado...
La persona que se enamora de la práctica sin la
ciencia es como el navegante que quiere manejar
su Nave sin brújula, y por consiguiente, no sabe a
donde va”*

Leonardo Da Vinci

CAPÍTULO 1. INTRODUCCIÓN

1.1 Antecedentes

El concepto de Operaciones Unitarias en la Ingeniería Química se basa en la filosofía de que muchas secuencias de etapas pueden reducirse a operaciones o reacciones simples que tienen fundamentos idénticos, sin importar que material vaya a procesarse. Este principio, lo expuso con claridad por primera vez A.D. Little en 1915 ⁽⁸⁾.

En todas las ramas de la industria existe la necesidad de optimizar los procesos con el fin de ahorrar energía, debido al impacto económico y ecológico que esto significa. Dicha tendencia fue iniciada por la primera crisis petrolera, y la necesidad de disponer de diseños y condiciones óptimas de operación ⁽³⁾.

Las columnas empacadas se han empleado exitosamente en rectificación, absorción y extracción líquido – líquido. Actualmente están tomando importancia como tecnología para protección ambiental, como por ejemplo para limpiar aire, emisiones gaseosas y agua ⁽³⁾.

En la mayoría de los casos, estos equipos se utilizan para transferencia de masa, sin embargo también se emplean en procesos de transferencia de calor por contacto directo de las fases ⁽⁴⁾.

Para establecer las características operacionales de una columna empacada, es necesario realizar experimentación que permita conocer las zonas de operación, así como también es conveniente el análisis de modelos matemáticos ^(2, 12, 25), que reproduzcan con un grado de certeza aceptable a los datos obtenidos experimentalmente.

El presente trabajo se enfoca al estudio hidrodinámico y a los procesos de transferencia de masa como absorción gaseosa y humidificación, para caracterizar la torre de absorción del Laboratorio Experimental Multidisciplinario de Ingeniería Química.

El equipo que se utilizará fue construido por la empresa Avante S. A. Ingenieros, en el año de 1984. Inicialmente la torre estaba empacada con anillos Raschig de cerámica de 1 pulgada. Este material es muy usado, existiendo en la actualidad empaque aleatorio de características superiores, por lo cual se decidió cambiarlo por otro más reciente como el empaque I – Ring No. 15 de acero inoxidable 304, que fue donado por la empresa Sulzer Chemtech, S de R.L. de C.V.

Para poder instalar el empaque (I – Ring) se desmontó el equipo, y al mismo tiempo se le dio mantenimiento, lavando la parte metálica con ácido muriático diluido para quitar la corrosión acumulada y se aplicó un recubrimiento con pintura epóxica, para disminuir la oxidación.

1.2 Objetivos

Objetivo General:

- Caracterizar la Torre de Absorción Gaseosa utilizando dos tipos de operaciones unitarias de separación, una de Humidificación (con un sistema Aire – Agua) y otra de Absorción Gaseosa (con un sistema CO₂ – Aire – Monoetanolamina).

Objetivos Particulares:

- Realizar un estudio hidrodinámico del lecho empacado, para determinar las condiciones óptimas de operación (estable, carga e inundación) de la Torre de Absorción del LEM de IQ.
- Determinar los coeficientes globales de transferencia de masa y la altura de una unidad de transferencia de masa para los dos tipos de operaciones (Humidificación y Absorción Gaseosa).

- Correlacionar los datos experimentales, para obtener una ecuación empírica que nos permita calcular coeficientes volumétricos globales de transferencia de masa y alturas globales de las unidades de transferencia, en los procesos de humidificación y Absorción Gaseosa.
- Elaborar el manual de operación y funcionamiento de la Torre Empacada para Absorción Gaseosa.

CAPÍTULO 2

“La Ingeniería Química es única entre las ramas de la ingeniería, debido a que sus leyes son generalmente no lineales inclusive en su formulación más simple posible”.

G. Astarita

CAPÍTULO 2. GENERALIDADES

2.1 Torres Empacadas

Las torres empacadas, utilizadas para el contacto continuo del líquido y del gas tanto en el flujo a contracorriente como a corriente en paralelo, son columnas verticales que se han llenado con empaque que proporciona un área de transferencia grande para facilitar el contacto entre el líquido y el gas.

La figura 2.1 muestra los componentes principales de una columna empacada. La columna consiste en una envolvente cilíndrica que contiene un plato de soporte para el material de empaque, boquillas para entrada y salida de gases y líquido, un dispositivo de distribución de líquido en la parte superior, diseñado para proporcionar la irrigación eficaz del empaque. Se pueden agregar dispositivos para proporcionar una redistribución del líquido que se puede reencauzar en su descenso. Es posible utilizar varios lechos en el mismo cuerpo de la columna. Debe tenerse cuidado en la selección de los adecuados materiales de construcción, de acuerdo con los productos químicos que se van a procesar.

La fase L (fase líquida) entra por la parte superior de la columna, y se distribuye sobre la superficie del empaque, mediante un distribuidor de líquido; así que éste, gracias a una distribución inicial buena, fluirá hacia abajo a través del empaque, exponiéndose por tanto, a una gran área superficial para contactar la fase G, que para absorción será un gas el cual entra y sube desde el fondo de la torre.

2.2 Empaque

2.2.1 Empacado al azar (aleatorio)

Los materiales de empaque se encuentran disponibles en una variedad de formas, teniendo características específicas con respecto a:

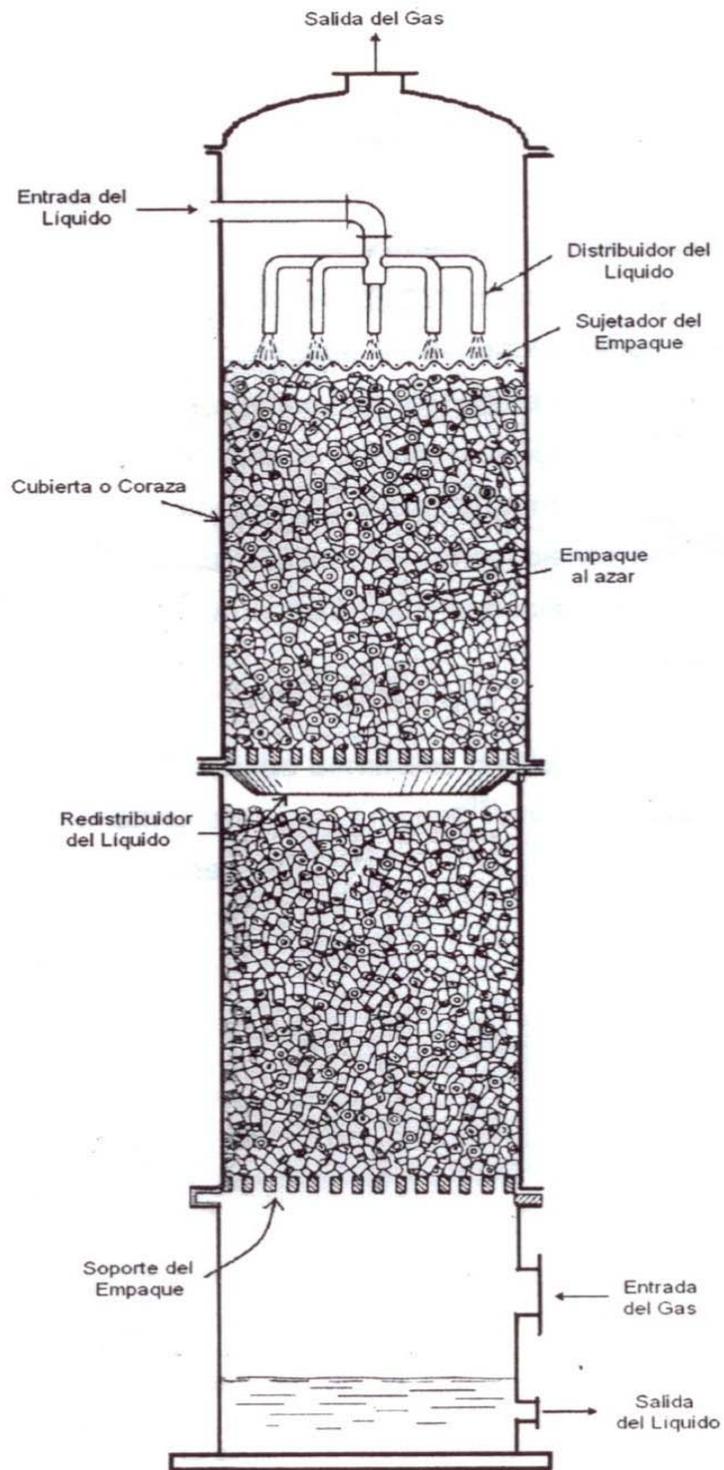


Figura 2.1. Componentes de una Torre Empacada.

1. Debe tener una gran superficie humedecible por unidad de volumen de espacio empacado, para que presente un área interfacial potencial grande para contacto de las fases.
2. Debe tener un gran volumen vacío. Esto permitirá fluir cantidades razonables de las fases sin que existan caídas serias de presión.
3. Debe ser resistente a la corrosión.
4. Ser químicamente inerte con respecto a los fluidos que se están procesando.
5. Ser estructuralmente fuerte para permitir el fácil manejo y la instalación.
6. Tener bajo precio.
7. Debe tener una baja densidad a granel. Para grandes torres empacadas, el peso del empaque puede llegar a ser muy considerable, lo que suscita problemas serios de soporte.

Los empaques son principalmente para empacarse en dos formas: al azar o aleatoriamente y en forma regular.

Los empaques al azar son aquellos que simplemente se arrojan en la torre durante la instalación y que se dejan caer en forma aleatoria.

En el pasado se utilizaron materiales fácilmente obtenibles; por ejemplo, piedras rotas, grava o pedazos de coque; aunque estos materiales resultan baratos, no son adecuados debido a la pequeña superficie y malas características con respecto al flujo de fluidos.

Los empaques al azar modernos consisten de formas diseñadas con ingeniería con el propósito de maximizar la relación superficie-volumen y minimizar la caída de presión. En la Figura 2.2 se presentan ejemplos de diferentes empaques al azar. Los primeros empaques al azar diseñados específicamente para torres de absorción fueron hechos de cerámica. El uso de cerámica ha disminuido debido a su fragilidad y los mercados actuales son dominados por metal o plástico.

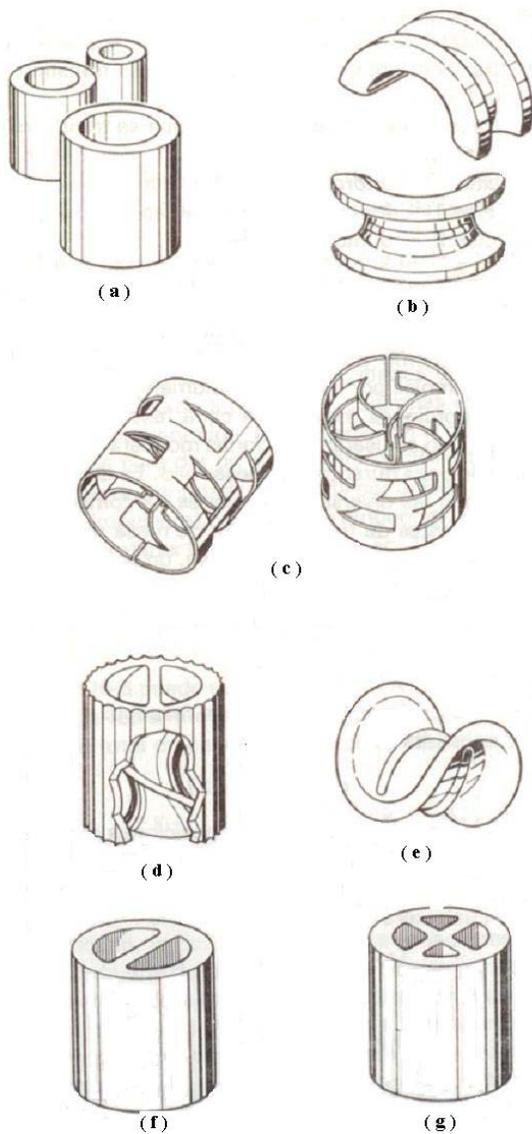


Figura 2.2. *Formas comunes de empaque. (a) Anillos Raschig. (b) Sillas Intalox. (c) Anillos Pall. (d) Anillo Ciclohelicoidal. (e) Sillas Berl. (f) Anillo Lessing. (g) Anillo de partición cruzada.*

Al usar empaques aleatorios, la relación entre el diámetro de la torre y el tamaño del empaque debe ser $10/1$ o mayor. Esto es para garantizar una buena distribución de líquido y gas. Por cada 3m (10pies) de altura de empaque, debe utilizarse una redistribución de líquido para evitar su canalización hacia los lados. En las torres de empaque aleatorio generalmente solo se usan diámetros de 1.0m (3.28pies) o menos.

Los empaques de metal no pueden utilizarse para fluidos altamente corrosivos, tales como gas ácido; los empaques de plástico no son adecuados para aplicaciones a alta

temperatura. Ambos empaques, de metal y de plástico, están limitados generalmente a una profundidad no soportada de 20 a 25 pies. A mayores profundidades, el peso puede deformar al empaque.

2.2.2 Empacado regular

Los empaques regulares pueden ser empaques al azar conectados en un arreglo ordenado, cuadrículas interconectadas o mallas de alambre tejido o entrelazado en forma de cilindros en arreglos tipo gasa. Usualmente tienen caídas de presión menores y son capaces de manejar mayores razones de flujo de solvente que los empaques al azar. Sin embargo, los empaques regulares son más caros de instalar y pueden no ser prácticos para columnas más chicas. La mayoría de los empaques están hechos de metal o plástico.

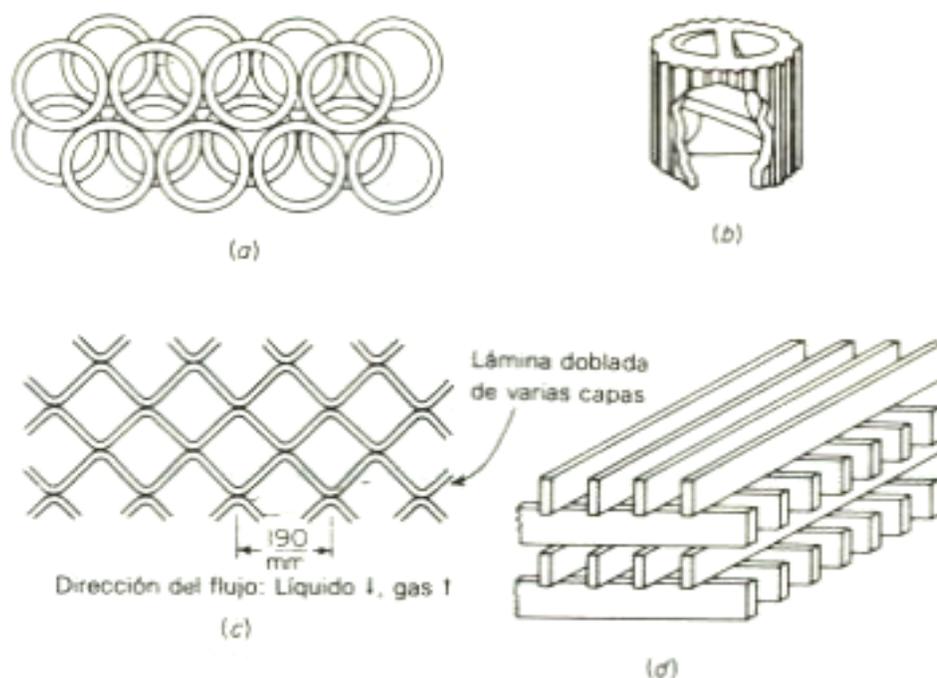
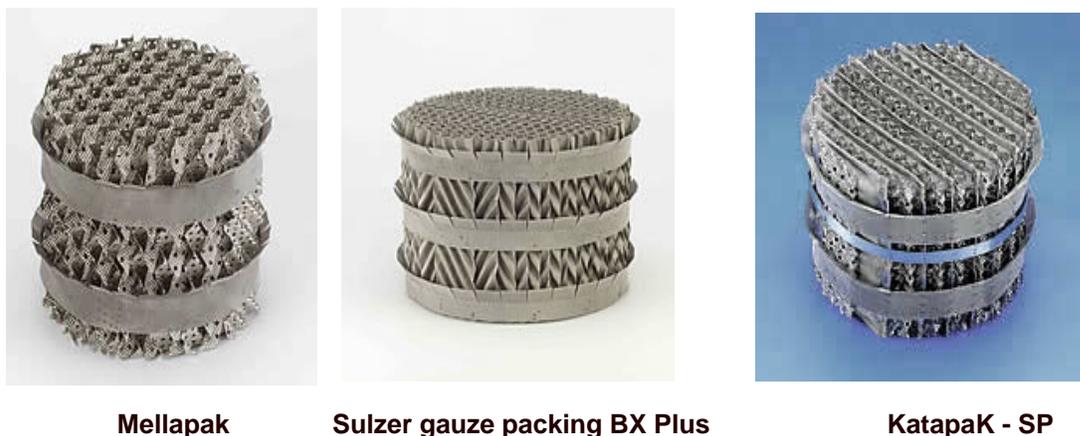


Figura 2.3. Empaque regular o amontonados.

Los empaques estructurados son empaques prefabricados, con materiales metálicos y arreglados en formas diversas en paquetes que se insertan en las columnas. En la figura 2.4

se muestran empaques característicos de este tipo. Por ejemplo, el Flexipac (también conocido como Mellapak) está hecho de hoja metálica corrugada, que puede estar o no perforada con pequeños orificios.



Mellapak

Sulzer gauze packing BX Plus

Katapak - SP

Figura 2.4. *Tipos de empaque estructurado.*

2.3 Inundación y carga.

La caída de presión en una torre empacada está influenciada tanto por las velocidades de flujo del líquido, como del gas.

La caída de presión que sufre la fase gaseosa a medida que fluye a través del empaque se ve modificada por el caudal de ambas fases. Lo anterior es de esperarse puesto que ambas fases estarán compitiendo por la sección transversal libre disponible para que las corrientes fluyan.

En una torre empacada con cierto tipo y tamaño de empaque y con un flujo conocido de líquido, existe un límite máximo para la velocidad del flujo de gas, llamado **velocidad de inundación**. La torre no puede operar con una velocidad de gas superior a esta. A velocidades gaseosas bajas, el líquido fluye hacia abajo a través del empaque casi sin influencia por el flujo ascendente de gas. Al llegar al gasto de gas llamado **punto de carga**, éste comienza a impedir el flujo descendente de líquido y al mismo tiempo aparecen acumulaciones localizadas en el empaque. La caída de presión del gas comienza a

incrementarse a velocidades cada vez mayores; a medida que el gasto del gas aumenta, la acumulación o retención de líquido también aumenta. En el punto de inundación el líquido ya no puede seguir fluyendo a través del empaque y sale expulsado con el gas.

Como puede verse en la figura 2.5. Para una velocidad constante del gas, la caída de presión aumenta al acrecentarse el caudal del líquido, como puede observarse por la línea G en la figura; la caída de presión es una combinación de la fricción en las superficies y del choque o impacto (drag) del flujo gaseoso contra el cuerpo de los empaques, predominando éste último para velocidades altas. Considérese la línea A, línea de gasto constante de líquido, hasta el punto 1 sobre esta curva, la característica de caída de presión es bastante similar a la del empaque seco (C). La pendiente de esta porción de la línea es aproximadamente la misma que para la de la curva seca; sin embargo, la caída de presión es mayor. Esta caída de presión más grande se debe al bloqueo de parte de los vacíos existentes, por el líquido; y también, a que las superficies se vuelven ásperas.

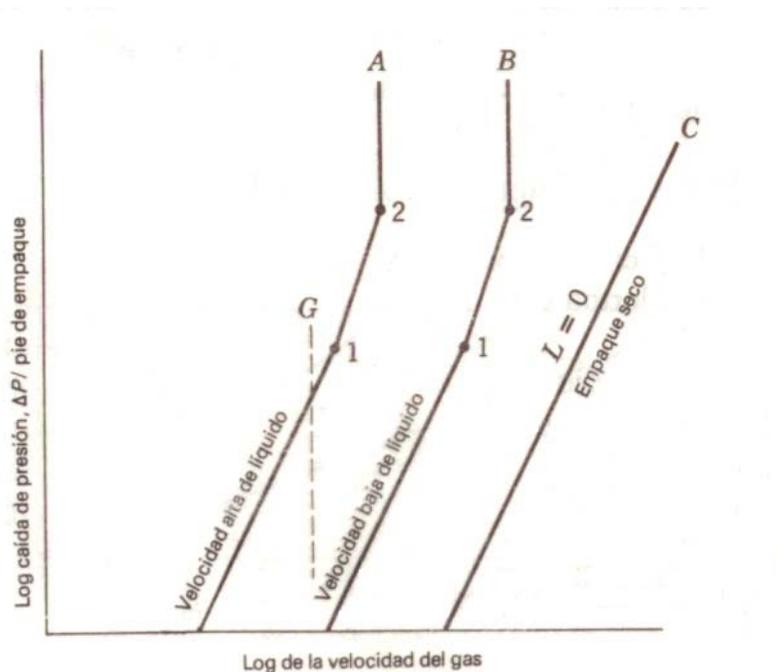


Figura 2.5. Caída de presión del gas típica para el flujo a contracorriente del líquido y el gas en empaques al azar.

En el punto 1 tiene lugar un cambio en la pendiente, lo que indica que la caída de presión aumenta más rápidamente al incrementarse la velocidad del gas, este punto se denomina punto de carga, cuando se pasa el punto 1, tiene lugar un segundo cambio en la pendiente de la línea de caída de presión (punto 2) y se le considera generalmente como el punto de inundación. En este punto el gas burbujea a través del líquido, es decir, la fase dispersa (líquido) cambia a fase continua y la fase continua (gas) cambia a fase dispersa; cada gasto de líquido tiene sus propios puntos de carga y de inundación.

La torre no puede trabajar por encima de la velocidad de inundación, que es una función de la velocidad del líquido, de las propiedades del fluido y de las características del empaque.

En una torre en funcionamiento real, la velocidad del gas es bastante inferior a la de inundación. La operación de las torres empacadas no es práctica por encima del punto de carga. En cuestión de simplicidad y de seguridad, las torres empacadas se diseñan utilizando velocidades del gas de un 50 a un 75 % de la velocidad de inundación para el gasto esperado del líquido. Este diseño asegurará normalmente una operación estable, por abajo de la carga, y proporcionará un humedecimiento en toda la superficie del empaque.

Los absorbedores y los desorbedores se diseñan para trabajar muy por debajo de la caída de presión asociada con la inundación; por lo general se diseñan para caídas de presión de 200 a 400 N/m² por metro de altura del empaque.

2.4 Humidificación

2.4.1 Definición

La **humidificación** es una operación unitaria en la que tiene lugar una transferencia simultánea de materia y calor que resulta cuando un gas se pone en contacto con un líquido puro, en el cual es prácticamente insoluble.

El término operaciones de humidificación, se utiliza para caracterizar en forma general a dichas operaciones, las cuales implican el contacto íntimo de las fases gas – líquido. Poseen el mismo principio básico de operación; entre ellas están:

1. Operaciones adiabáticas

- a) Humidificación y deshumidificación de gases.
- b) Enfriamiento de gases.
- c) Enfriamiento de líquidos.

2. Operaciones no adiabáticas

- a) Enfriamiento por evaporación.
- b) Deshumidificación de un gas.

2.4.2 Conceptos básicos

Los conceptos y definiciones descritos en la tabla 2.1 se presentan por lo general en forma gráfica en una carta de humedad o carta psicrométrica. Estas cartas son aplicables a un determinado sistema gas – vapor a una presión de referencia.

Tabla 2.1. *Conceptos básicos para operaciones de Humidificación.*

A = componente condensable, B = gas incondensable

Término	Símbolo	Significado	Expresión
Humedad Absoluta	Y'	La relación masa de vapor/masa de gas	$Y' = Y \frac{M_A}{M_B} = \frac{\bar{p}_A}{P - \bar{p}_A} \frac{M_A}{M_B}$
Humedad Molar	Y	La relación moles de vapor/moles de gas	$Y = \frac{\bar{p}_A}{p_B} = \frac{y_A}{y_B} = \frac{\bar{p}_A}{P - \bar{p}_A}$

Humedad Absoluta a Saturación	Y_S'	Contenido de vapor en el gas cuando el sistema ha alcanzado el equilibrio ($p_A = p_A^\circ$)	$Y_S = \frac{p_A^\circ}{P - p_A^\circ} \frac{\text{moles } A}{\text{moles } B}$ $Y_S' = Y_S \frac{M_A}{M_B} = \frac{p_A^\circ}{P - p_A^\circ} \frac{M_A}{M_B}$
% Humedad relativa	%HR	Llamada también saturación relativa, es la relación de la presión parcial del vapor a la presión vapor a la temperatura del sistema (t_G).	$\%HR = 100 \frac{y}{y_s} = 100 \frac{\bar{p}_A}{p_A^\circ}$
%Humedad absoluta	% Sat	Relación de la humedad a la humedad de saturación. También llamada porcentaje de humedad o de saturación.	$\%Sat = 100 \frac{Y}{Y_S} = 100 \frac{Y'}{Y_S'}$
Volumen húmedo	v_H	Es el volumen de masa unitaria de gas seco y de su vapor asociado a la temperatura y presión dominantes.	$v_H = \left(\frac{1}{M_B} + \frac{Y'}{M_A} \right) \frac{RT}{P}$ $\frac{\text{vol. mezcla}}{\text{masa gas seco}}$
Calor húmedo	C_S	Es la energía calorífica necesaria para aumentar la temperatura de la masa unitaria del gas seco y su vapor asociado 1°C , a P constante.	$C_S = C_B + C_A Y'$ $\frac{\text{energía}}{\text{masa gas seco } T}$

Temperatura de punto de rocío	t_R	Es la temperatura a la cual en una mezcla vapor – gas, el vapor comienza a condensarse cuando se enfría la fase gaseosa a presión constante.	
Temperatura de saturación adiabática	t_{as}	Temperatura que se obtendría si el gas fuera saturado en un proceso adiabático.	$t_{as} = t_G - (Y'_{as} - Y') \frac{\lambda_{as}}{C_s}$
Temperatura de bulbo seco	t_G	Temperatura de una mezcla vapor- gas en condiciones normales	
Temperatura de bulbo húmedo	t_w	Es la temperatura en estado estacionario alcanzada por una pequeña cantidad de líquido que se evapora en una gran cantidad de una mezcla vapor- gas no saturada. En condiciones apropiadamente controladas.	$t_w = t_G - \frac{\lambda_w (Y_w' - Y')}{h_G / k_{Y'}}$
Entalpía relativa	H'	Magnitud termodinámica. Energía asociada a un componente o mezcla de ellos a una P y T específica.	$H' = C_s (t_G - t_0) + Y' \lambda_0$

Tabla 2.2. Relaciones psicrométricas para el sistema aire (B) – agua (A) a 1atm de presión.

	Unidades Sistema Internacional (kg., m, N, °C)	Unidades inglesas de ingeniería (Btu, pie, lb, °F, lb/plg²)
M _A	18.02 kg/kmol	18.02 lb/lbmol
M _B	28.97 kg/ kmol	28.97 lb/ lbmol
Y'	$\frac{0.62138 \bar{p}_A}{1.0133 \times 10^5 - \bar{p}_A} \left[\frac{kg_A}{kg_B} \right]$	$\frac{0.62138 \bar{p}_A}{14.696 - \bar{p}_A} \left[\frac{lb_A}{lb_B} \right]$
Y' _s	$\frac{0.62138 p_A}{1.0133 (10^5) - p_A} \left[\frac{kg_A}{kg_B} \right]$	$\frac{0.62138 p_A}{14.696 - p_A} \left[\frac{lb_A}{lb_B} \right]$
v _H	$(0.00283 + 0.00456Y')(t_G + 273.15) \left[\frac{m^3_{mezcla}}{kg_B} \right]$	$(0.0252 + 0.00405Y')(t_G + 460) \left[\frac{pies^3_{mezcla}}{lb_B} \right]$
C _s	$1005 + 1884 Y' \left[\frac{J_{mezcla}}{kg_B \text{ } ^\circ C} \right]$	$0.24 + 0.45Y' \left[\frac{Btu_{mezcla}}{lb_B \text{ } ^\circ F} \right]$
t ₀	0°C	32°F
λ ₀	2502300 J/ kg	1075.8 Btu / lb
H'	$(1005 + 1884 Y')t_G + 2'502,300 Y' \left[\frac{J_{mezcla}}{kg_B} \right]$	$(0.24 + 0.45Y')(t_G - 32) + 1075.8Y' \left[\frac{Btu_{mezcla}}{lb_B} \right]$
$\frac{h_G}{k_{Y'}}$	950 J/ kg K	0.227 Btu / lb °F
C _{A,L}	4187 J / kg °C	1Btu / lb°F

2.4.3 Ecuaciones de diseño para Humidificación.

Considérese una torre de área transversal unitaria, con flujo a contracorriente del gas y del líquido, como se muestra en la figura 2.6.

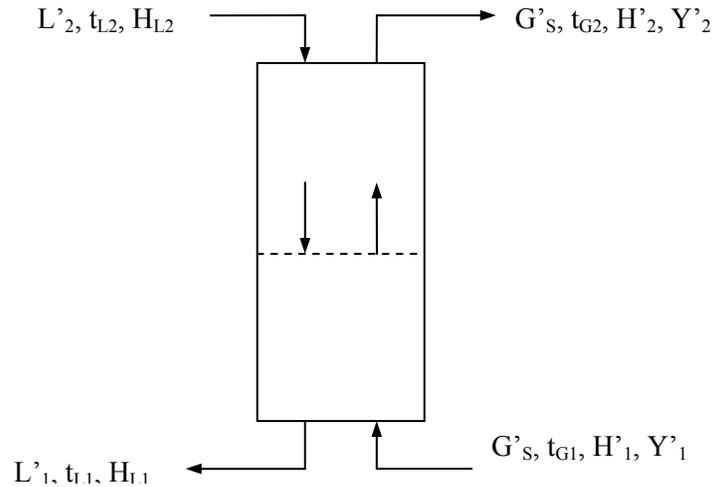


Figura 2.6. Equipo para el contacto continuo entre gas – líquido.

Balance de masa

$$L'_2 - L'_1 = G'_s (Y'_2 - Y'_1) \quad (2.1)$$

$$dL' = G'_s dY' \quad (2.2)$$

Balance de entalpía

$$L'_2 H_{L2} + G'_s H'_1 = L'_1 H_{L1} + G'_s H'_2 \quad (2.3)$$

Ecuación de la línea operante

Suponiendo que hay poca evaporación $L'_1 = L'_2 = L'$

$$L' C_{A,L} (t_{L2} - t_{L1}) = G'_s (H'_2 - H'_1) \quad (2.4)$$

Número de unidades globales de transferencia de masa del gas

$$N_{tOG} = \int_{H'_1}^{H'_2} \frac{dH'}{H'^* - H'} \quad (2.5)$$

La integral puede calcularse gráficamente.

Altura global de una unidad de transferencia de masa de gas

$$H_{tOG} = \frac{G'_s}{K_Y'a} \quad (2.6)$$

Altura de lecho empacado

$$Z = N_{tOG} H_{tOG} \quad (2.7)$$

2.5 Absorción

2.5.1 Conceptos básicos

Absorción. Es una operación en la cual una mezcla gaseosa se pone en contacto con un líquido, a fin de disolver de manera selectiva uno o más componentes del gas y obtener una solución de éstos en el líquido.

Equilibrio

Existe para todas las mezclas entre fases una condición llamada equilibrio, para la cual el intercambio total de propiedades (por lo general, masa o energía en los procesos químicos), es igual a cero.

Si cierta cantidad de un gas y un líquido relativamente no volátil se llevan al equilibrio, la concentración resultante del gas disuelto en el líquido recibe el nombre de solubilidad del gas a la temperatura y presión predominantes.

Los diferentes gases y líquidos presentan curvas de solubilidad distintas, las cuales en general se determinan experimentalmente para cada sistema. Si a una concentración dada de líquido la presión en el equilibrio es alta, se dice que el gas es relativamente insoluble en el líquido; por el contrario, si es baja, se dice que la solubilidad es elevada.

Los datos de solubilidad en el equilibrio para el soluto gaseoso en el disolvente líquido puede graficarse en unidades de relación mol, como la curva MN, por ejemplo. Para un absorbedor (transferencia de masa del gas al líquido), la línea de operación siempre cae arriba de la curva de solubilidad en el equilibrio, mientras que para un desorbedor (transferencia de masa del líquido al gas) la línea está por debajo, como en la figura 2.7b.

Fuerza impulsora

Cuando se ponen en contacto dos sustancias o fases que no están en equilibrio, se observa una tendencia al cambio que conduce a la condición de equilibrio. La diferencia entre la condición existente y la condición de equilibrio es la fuerza impulsora que origina este cambio. La diferencia puede expresarse en términos de las concentraciones de las sustancias.

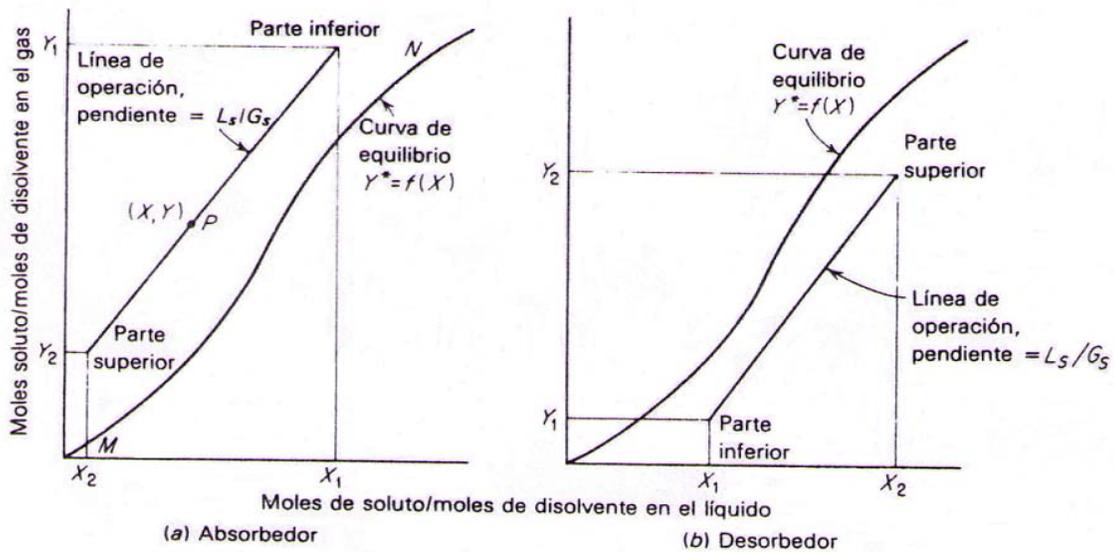


Figura 2.7. Líneas de operación para el absorbedor y desorbedor.

Relación mínima líquido – gas para absorbedores

En el diseño de absorbedores, la cantidad del gas que se va a tratar G o G_s , las concentraciones finales Y_1 y Y_2 y la composición del líquido entrante X_2 , generalmente se fijan por las necesidades del proceso pero la cantidad del líquido que se va a utilizar es sujeto de elección. Véase la figura 2.8. La línea de operación debe pasar a través del punto D y terminar en la ordenada Y_1 , si se usa tal cantidad de líquido para obtener la línea de operación DE , el líquido saliente tendrá la composición X_1 . Si se utiliza menos líquido, la composición del líquido saliente será obviamente mayor, como en el punto F ; pero, puesto que las fuerzas impulsoras para la difusión son menores, la absorción es más difícil.

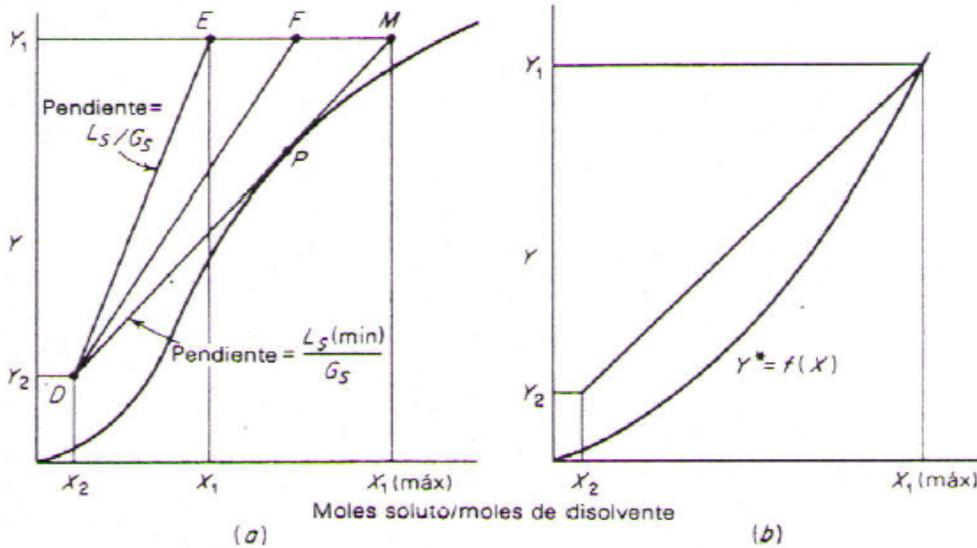


Figura 2.8. Relación mínima líquido – gas, absorción.

El tiempo de contacto entre el gas y el líquido debe ser mayor y el absorbedor debe ser lógicamente más alto. El líquido mínimo que puede utilizarse corresponde a la línea operante DM , que tiene la pendiente mayor para cualquier línea que toque la curva en el equilibrio, y es tangente a la curva en P . En P , las fuerzas impulsoras de difusión es cero, el tiempo de contacto requerido para el cambio de concentración deseado es infinito: por tanto; se obtiene una torre de altura infinita. Esto representa la relación limitante líquido-gas.

Con frecuencia, la curva en el equilibrio es cóncava hacia arriba como en la figura 2.8b; entonces, la relación mínima líquido- gas corresponde a una concentración del líquido saliente en equilibrio con el gas entrante.

H_t es el valor de la altura de una unidad de transferencia; es proporcional a la resistencia a la transferencia de masa y N_t es una medida del grado de dificultad de la separación.

Tabla 2.3. Ecuaciones para la determinación de la altura de un lecho empacado en función de la fuerza impulsora.

	Fuerza impulsora	Número de unidades de transferencia	Altura de una unidad de transferencia	Altura de lecho empacado
Contratransferencia	$y_i - y$	$N_{tG} = \int_{y_1}^{y_2} \frac{dy}{(y_i - y)}$	$H_{tG} = \frac{G}{k_y a_M}$	$Z = N_{tG} H_{tG} \quad (2.8)$
	$y^* - y$	$N_{tOG} = \int_{y_1}^{y_2} \frac{dy}{(y^* - y)}$	$H_{tOG} = \frac{G}{K_y a_M}$	$Z = N_{tOG} H_{tOG} \quad (2.9)$
	$x - x_i$	$N_{tL} = \int_{x_1}^{x_2} \frac{dx}{(x - x_i)}$	$H_{tL} = \frac{L}{k_x a_M}$	$Z = N_{tL} H_{tL} \quad (2.10)$
	$x - x^*$	$N_{tOL} = \int_{x_1}^{x_2} \frac{dx}{(x - x^*)}$	$H_{tOL} = \frac{L}{K_x a_M}$	$Z = N_{tOL} H_{tOL} \quad (2.11)$
Transferencia de A en B	$y - y_i$	$N_{tG} = \int_{y_2}^{y_1} \frac{(1-y)_{i,M} dy}{(1-y)(y - y_i)}$	$H_{tG} = \frac{G}{k_y a(1-y)_{i,M}}$	$Z = N_{tG} H_{tG} \quad (2.12)$
	$x_i - x$	$N_{tL} = \int_{x_2}^{x_1} \frac{(1-x)_{i,M} dx}{(1-x)(x_i - x)}$	$H_{tL} = \frac{L}{k_x a(1-x)_{i,M}}$	$Z = N_{tL} H_{tL} \quad (2.13)$
	$y - y^*$	$N_{tOG} = \int_{y_2}^{y_1} \frac{(1-y)_{*,M} dy}{(1-y)(y - y^*)}$	$H_{tOG} = \frac{G}{K_y a(1-y)_{*,M}}$	$Z = N_{tOG} H_{tOG} \quad (2.14)$

$x^* - x$	$N_{iOL} = \int_{x_2}^{x_1} \frac{(1-x)_{*,M} dx}{(1-x)(x^* - x)}$	$H_{iOL} = \frac{L}{K_x a (1-x)_{*,M}}$	$Z = N_{iOL} H_{iOL} \quad (2.15)$
-----------	--	---	------------------------------------

Para las ecuaciones 2.12 y 2.13, por definición:

$$(1-y)_{i,M} = \frac{(1-y_i) - (1-y)}{\ln \left[\frac{(1-y_i)}{(1-y)} \right]} \quad (1-x)_{i,M} = \frac{(1-x_i) - (1-x)}{\ln \left[\frac{(1-x_i)}{(1-x)} \right]} \quad (2.16)$$

Si puede emplearse el promedio aritmético en lugar del logarítmico con poco error, entonces puede reescribirse la expresión para determinar el número de unidades de transferencia de las ec. 2.12 y 2.13 como:

$$N_{iG} = \int_{y_2}^{y_1} \frac{dy}{y - y^*} + \frac{1}{2} \ln \frac{1-y_2}{1-y_1} \quad N_{iL} = \int_{x_2}^{x_1} \frac{dx}{x^* - x} + \frac{1}{2} \ln \frac{1-x_1}{1-x_2} \quad (2.17)$$

La altura de una unidad de transferencia de masa global se relaciona mediante las siguientes expresiones con las alturas individuales:

$$H_{iOG} = H_{iG} + \frac{mG}{L} H_{iL} \quad (2.18)$$

$$H_{iOL} = H_{iL} + \frac{L}{mG} H_{iG} \quad (2.19)$$

Coefficientes de transferencia de masa para torres empacadas.

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

rapidez del flujo de gas y de líquido y de las concentraciones totales del soluto en las corrientes entrantes y salientes. Debido a la imposibilidad de medir las concentraciones del soluto en la interfase gas – líquido, la rapidez resultante de la transferencia de masa sólo puede expresarse como coeficientes globales, y no como coeficientes individuales para cada uno de los fluidos. Puesto que el área interfacial entre el gas y el líquido no se mide directamente por dichos experimentos, la velocidad de difusión de la transferencia de masa no puede determinarse; la rapidez sólo puede determinarse como el producto de la velocidad de difusión y el área interfacial total. Dividiendo estas rapidezces entre el volumen del empaque, los resultados aparecen como “coeficientes volumétricos globales”, $K_x a$, $K_y a$, $K_G a$, etc., en donde a es la superficie interfacial por unidad de volumen empacado.

2.5.2 Selección del solvente para la absorción.

Si el propósito principal de la operación de absorción es producir una solución específica, el solvente queda determinado por la naturaleza del producto. Si el propósito principal es eliminar algún componente del gas, casi siempre existe la posibilidad de elección. Pero debe darse importancia a las siguientes propiedades:

1. ***Solubilidad del gas.*** La solubilidad del gas debe ser elevada, a fin de aumentar la rapidez de la absorción y disminuir la cantidad requerida de solvente. Con frecuencia, la reacción química del solvente con el soluto produce una solubilidad elevada del gas; pero, si se requiere recuperar el solvente para volverlo a utilizar, la reacción debe ser reversible.
2. ***Volatilidad.*** El solvente debe tener una presión baja de vapor, puesto que el gas saliente en una operación de absorción generalmente está saturado con el solvente y en consecuencia, puede perderse una gran cantidad.
3. ***Corrosión.*** Los materiales de construcción que se necesitan para el equipo no deben ser raros o costosos.

4. **Costo.** El solvente debe ser barato, de forma que las pérdidas no sean costosas y debe obtenerse fácilmente.
5. **Viscosidad.** Se prefiere que sea de viscosidad baja debido a la rapidez en la absorción, mejores características en la inundación de las torres de absorción, bajas caídas de presión en el bombeo y buenas características de transferencia de calor.
6. **Misceláneos.** Si es posible, el solvente no debe ser tóxico, ni inflamable, debe ser estable químicamente y tener un punto bajo de congelación.

2.5.3 Ecuaciones de diseño para absorción.

Considérese una torre empacada de sección transversal unitaria, en estado estacionario que implique el contacto a contracorriente de dos fases insolubles, como en la figura 2.9.

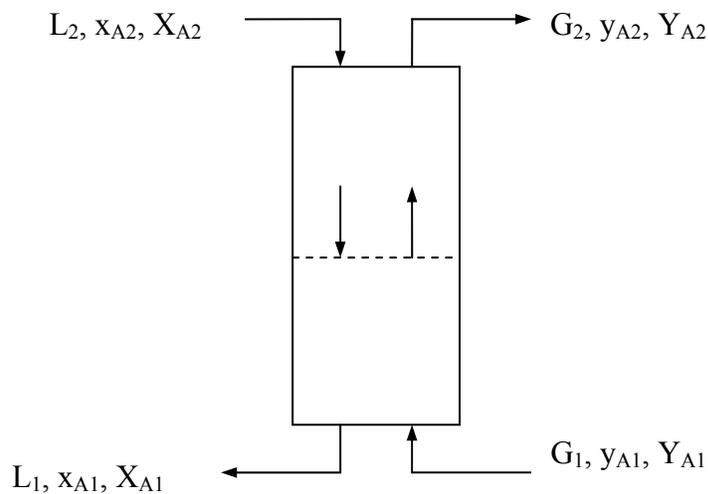


Figura 2.9. Absorbedor a contracorriente.

La corriente gaseosa en cualquier punto de la torre consta de G moles totales/tiempo (área de sección transversal de la torre); está formada por el soluto A que se difunde de

fracción mol y , presión parcial \bar{p} o relación mol Y , y de un gas que no se difunde, básicamente insoluble, G_S moles/tiempo (área). La relación entre ambos es

$$Y = \frac{y}{1-y} = \frac{\bar{p}}{p_t - \bar{p}} \quad (2.20)$$

$$G_S = G(1-y) = \frac{G}{1+Y} \quad (2.21)$$

En la misma forma, la corriente del líquido consta de L moles totales/tiempo (área) que contienen x fracción mol de un gas soluble, o relación mol X , y L_S moles/tiempo (área) de un solvente básicamente no volátil.

$$X = \frac{x}{1-x} \quad (2.22)$$

$$L_S = L(1-x) = \frac{L}{1+X} \quad (2.23)$$

Puesto que el gas disolvente y el líquido disolvente no cambian en cantidad cuando pasan a través de la torre, conviene expresar el balance de materia en función de éstos. El **balance total del componente A** puede representarse como

$$G_S Y_{A1} + L_S X_{A2} = G_S Y_{A2} + L_S X_{A1} \quad (2.24)$$

$$G_S (Y_{A1} - Y_{A2}) = L_S (X_{A1} - X_{A2}) \quad (2.25)$$

Al reordenar, se obtiene

$$\frac{L_S}{G_S} = \frac{Y_{A1} - Y_{A2}}{X_{A1} - X_{A2}} \quad (2.26)$$

La ecuación (2.26) es la representación de una línea recta, que pasa a través de los puntos (X_{A1}, Y_{A1}) y (X_{A2}, Y_{A2}) con una pendiente de L_S/G_S . Esta ecuación indica la

relación entre las concentraciones del líquido y el gas en cualquier punto a lo largo de la torre. Define las condiciones de operación dentro del equipo, se identifica como *ecuación de la línea de operación para las operaciones a contracorriente*.

La línea de operación es recta sólo cuando se grafica en unidades de relación mol. En fracciones mol o presiones parciales, la línea es curva, y su expresión analítica es:

$$G_s \left(\frac{y_1}{1-y_1} - \frac{y}{1-y} \right) = G_s \left(\frac{\bar{p}_1}{p_t - \bar{p}_1} - \frac{\bar{p}}{p_t - \bar{p}} \right) = L_s \left(\frac{x_1}{1-x_1} - \frac{x}{1-x} \right) \quad (2.27)$$

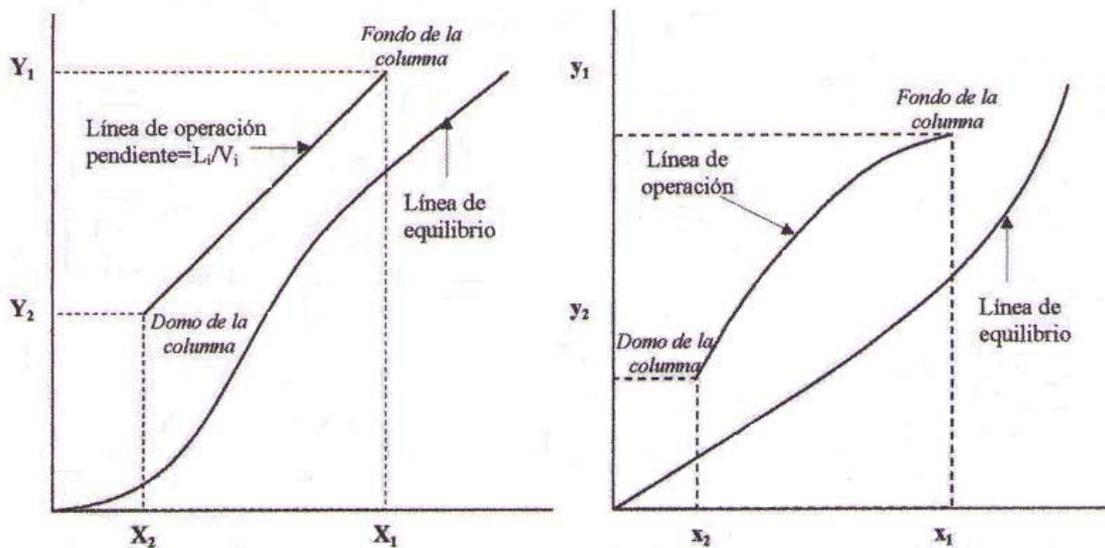


Figura 2.10. Línea de operación con relación mol (X, Y) y fracción mol (x, y).

Coefficientes globales y unidades de transferencia.

Con respecto a los casos en que la curva de distribución en el equilibrio es recta y la relación entre los coeficientes de transferencia de masa es constante. Son apropiados los coeficientes de transferencia de masa globales o totales. Las expresiones para la altura del empaque son:

$$Z = N_{iOG} H_{iOG} \quad (2.28)$$

El número de unidades globales de transferencia del gas, viene dado por la siguiente ecuación:

$$N_{iOG} = \int_{y_2}^{y_1} \frac{(1-y)_{*M} dy}{(1-y)(y-y^*)} \quad (2.29)$$

Empleando el promedio aritmético en lugar del logarítmico, la ecuación (2.29) se reduce a:

$$N_{iOG} = \int_{y_2}^{y_1} \frac{dy}{y-y^*} + \frac{1}{2} \ln \frac{1-y_2}{1-y_1} \quad (2.30)$$

$$N_{iOG} = \int_{Y_2}^{Y_1} \frac{dY}{Y-Y^*} + \frac{1}{2} \ln \frac{1+Y_2}{1+Y_1} \quad (2.31)$$

La altura global de una unidad de transferencia del gas, viene dada por la siguiente ecuación:

$$H_{iOG} = \frac{G}{F_{OG} a} = \frac{G}{K_y a (1-y)_{*M}} = \frac{G}{K_G a p_t (1-y)_{*M}} \quad (2.32)$$

En donde y^* (o Y^*) es la concentración del soluto en el gas correspondiente al equilibrio con la concentración del líquido x (o X), de tal forma que $y - y^*$ (o $Y - Y^*$) es simplemente la distancia vertical entre la línea de operación y la curva en el equilibrio. $(1 - y)_{*M}$ es el promedio logarítmico tanto de $1 - y$ como de $1 - y^*$. Estos métodos son convenientes, puesto que no se necesitan obtener las concentraciones en la interfase.

Generalmente, las ecuaciones se utilizan cuando la resistencia principal a la transferencia de masa se encuentra en el gas. Para los casos en que la resistencia principal a la transferencia de masa está en el líquido, es más conveniente utilizar

$$Z = N_{iOL} H_{iOL} \quad (2.33)$$

El número de unidades globales de transferencia del líquido, viene dado por la siguiente ecuación:

$$N_{iOL} = \int_{x_2}^{x_1} \frac{(1-x)_{*M} dx}{(1-x)(x^*-x)} \quad (2.34)$$

Empleando el promedio aritmético en lugar del logarítmico, la ecuación (2.29) se reduce a:

$$N_{iOL} = \int_{x_2}^{x_1} \frac{dx}{x^*-x} + \frac{1}{2} \ln \frac{1-x_1}{1-x_2} \quad (2.35)$$

$$N_{iOL} = \int_{X_2}^{X_1} \frac{dX}{X^*-X} + \frac{1}{2} \ln \frac{1+X_1}{1+X_2} \quad (2.36)$$

La altura global de una unidad de transferencia del líquido, viene dada por la siguiente ecuación:

$$H_{iOL} = \frac{L}{F_{OG} a} = \frac{L}{K_x a (1-x)_{*M}} = \frac{L}{K_L a c (1-x)_{*M}} \quad (2.37)$$

2.6. Absorción con reacción química.

2.6.1 Absorción del CO₂ en soluciones de monoetanolamina.

La eliminación de CO₂ del gas combustible e hidrogeno (H₂) ha sido practicada en muchos procesos industriales incluyendo la purificación de aceite y gas, endulzamiento de gas natural, manufactura de amoniaco, gasificación de carbón y producción de hidrogeno.

Las soluciones de alcanolaminas acuosas son extensamente usadas para la eliminación de CO₂ de la corriente de gas. Las alcanolaminas se caracterizan por que contienen dos grupos hidroxilo y grupos amino. El grupo hidroxilo de la alcanolamina

reduce la presión de vapor e incrementa la solubilidad en agua, mientras los grupos amino proveen la alcalinidad necesaria en la solución acuosa para reaccionar con el gas ácido.

La reacción química de la alcanolamina con CO₂ tiene dos efectos marcados en el proceso de absorción de gas. El primer efecto es el incremento en la solubilidad del gas ácido en la fase líquida. El segundo efecto es el incremento en la velocidad de absorción del gas ácido debido a la reacción del gas con las especies básicas. El incremento en la solubilidad permite una menor velocidad de flujo de fase líquida lo cual disminuye los costos de regeneración y bombeo y permite absorber preferente al gas ácido en relación a gases no ácidos, tales como metano o hidrogeno. Los cuales pueden también estar presentes en la corriente gaseosa. Además el incremento en la velocidad de absorción de los gases ácidos permite el diseño de columnas más pequeñas.

La solución acuosa de monoetanolamina es usada extensivamente para la remoción de CO₂ de corrientes de gas. Esto tiene distintas ventajas sobre otras alcanolaminas comerciales. Primero, es una base fuerte con una rápida velocidad de reacción, produciendo una baja concentración de CO₂.

La monoetanolamina es de bajo peso molecular y así aumenta la capacidad de absorción.

Las reacciones principales que ocurren en el sistema CO₂/alcanolaminas/H₂O son como a continuación se muestran:



CAPÍTULO 3

“El hombre no hubiese realizado lo posible si no hubiese intentado realizar repetidamente lo imposible”.

Max Weber

CAPÍTULO 3. DESCRIPCIÓN DEL EQUIPO Y PROCEDIMIENTO EXPERIMENTAL.

3.1 Descripción del equipo.

El equipo de absorción gaseosa que se utilizó es una columna de 6 pulg. (15.2cm) de diámetro interior y de una altura de 100 pulg. (254cm), la cual está constituida por dos secciones: una parte metálica (acero al carbón) con una longitud de 47.6 pulg. (121cm) y una parte acrílica con una longitud de 55.2 pulg. (132.6cm). La cual opera a contracorriente. Dicha columna está empacada con anillos I – Ring de 15mm de acero inoxidable 304. La sección empacada está dividida en tres partes: el lecho de la parte inferior tiene una altura de 51cm; el que se encuentra en la parte central tiene una altura de 51cm; el que está en la parte superior (tubo acrílico) tiene una altura de 123cm.



(a)



(b)



(c)



(d)

Figura 3.1. Internos de la torre: (a) Distribuidor. (b) y (c) Soporte del empaque. (d) Redistribuidor de fase líquida.

En el interior de la torre se tiene un distribuidor de fase líquida y dos redistribuidores tipo rejillas circulares como se muestran en la figura 3.1 con un diámetro de 13.6cm y 15cm, respectivamente, todos con un espesor de 1.5cm, los redistribuidores también sirven como soporte para el empaque.

La torre cuenta con tubería de ½ pulg. nominal (Para el flujo de la fase líquida) y tubería de 1 ½ y 2 pulg. nominal (Para el flujo del gas). La tubería de la fase gaseosa tiene una placa de orificio de acero inoxidable con un diámetro de 0.782 pulg., para manejar una presión máxima de 300 psig, y está colocada en tubería de 1 ½ pulg..

Se tienen tres tanques de metal (acero al carbón), con un diámetro de 49cm y una longitud de 60cm, para una capacidad de almacenamiento de líquido de 113 litros cada uno; dos de ellos para la fase líquida y el otro para hacer burbujear la fase gaseosa en un líquido, cada uno de los tanques cuenta con un medidor de nivel.

Para alimentar y descargar la fase líquida se tienen dos bombas centrifugas de ¼ Hp con interruptores de seguridad de 250 volts.

El equipo no cuenta con eliminador de arrastre.

3.2 Modificaciones realizadas al equipo

El equipo contaba con la siguiente instrumentación: dos rotámetros con un rango de medición de 0 a 1 GPM (0 a 4 LPM) de la marca Blue – White y dos manómetros, uno con un rango de medición de 0 a 1 kg_f / cm² colocado en la parte superior de la torre y el otro de 0 a 2 kg_f / cm² éste colocado en la línea de alimentación de la fase gaseosa.

Para poder operar el equipo con el nuevo empaque y poder llevar a cabo la parte experimental de este trabajo se tuvo que cambiar e instalar varios instrumentos de medición:

Dos manómetros diferenciales debido a que el equipo no contaba con ellos, uno de éstos se colocó en la placa de orificio el cual tiene un rango de medición de 0 a 50 pulg.

H₂O de la marca Dwyer, a este manómetro se le diseñó un sistema de calibración el cual nos permite liberar presión acumulada y condensados que se pudiesen llegar a formar en la línea de gas. Para determinar el rango de este instrumento se realizaron pruebas de medición con un manómetro diferencial de la misma escala proporcionado por el laboratorio.

El otro manómetro se colocó en el cuerpo de la torre (para verificar la caída de presión) con un rango de medición de 0 a 8 pulg. H₂O de marca Dwyer. Para proteger este manómetro, se instalaron filtros para aire en la parte superior e inferior de la torre, los cuales se conectaron a cada una de las entradas de alta y baja presión, respectivamente. Es decir, a la entrada y a la salida de la torre por donde fluye la fase gaseosa, con el fin de evitar el arrastre del líquido al manómetro, el cual podría dañarse si se mojara. La selección del rango de éste manómetro fue tomado por criterio ⁽³¹⁾.

Al realizar el estudio hidrodinámico en el equipo nos dimos cuenta que al trabajar al flujo máximo que marcaba el rotámetro, no se llegaba a la inundación, por lo que se tuvo que cambiar los rotámetros a un rango mayor de medición, tanto de la tubería de alimentación como de la tubería de salida, debido a que el nuevo empaque permite manejar mayores flujos de fase líquida. Los rotámetros que se instalaron son de un rango de medición de 1 a 17 GPM (4 a 64 LPM) de la marca Blue – White. El rango de estos rotámetros, se determinó midiendo la cantidad de flujo máximo de alimentación en función del tiempo (1min).

Fue necesario instalar un termómetro de mercurio con un rango de 0 a 50 °C para muestrear la temperatura de entrada de la fase líquida.

En cada sección de lecho empacado se colocaron unas rejillas de alambre debido a que el empaque es pequeño, así como también empaques de hule neopreno para evitar fugas en el equipo.

Finalmente el equipo quedó con los instrumentos de medición descritos en la tabla 3.1.

Tabla 3.1 Características de los instrumentos.

Instrumento	Rango de medición	Condiciones de operación
2 Rotámetros	1 a 17 GPM (4 a 64 LPM)	P _{MAX} 10.3 Bar (a 21°C) T _{MAX} 150°F (65°C)
1 Manómetro	0 a 1 kg/cm ²	P _{MAX} 14 lb/pulg ²
1 Manómetro diferencial	0 a 50 plg. H ₂ O	P _{MAX} 15 lb/pulg ² T _{MAX} 140°F (60°C) T _{MIN} 20°F (- 6°C)
1 Manómetro diferencial	0 a 8 plg. H ₂ O	
1 Termómetro de mercurio	0 a 50 °C	
2 Filtros tipo canasta	Sin especificaciones	P _{MAX} 10.3 Bar T _{MAX} 125°F (51.7°C)

3.3 Procedimiento Experimental

3.3.1 Metodología para la determinación de las condiciones de las zonas estable, carga e inundación.

El procedimiento experimental se dividió en dos análisis: hidrodinámico y de transferencia de masa.

El análisis hidrodinámica permitió evaluar la capacidad de la columna y determinar las condiciones de inundación, carga y descarga. Este análisis se realizó empleando un sistema aire – agua a contracorriente, a presión atmosférica de 585 mmHg y a temperatura entre 24 y 26 °C de la fase líquida.

El análisis de las condiciones de inundación, carga y descarga se dividió en dos pruebas: la primera consistió en medir las caídas de presión que se generan en la columna, mediante el manómetro diferencial MD1 representado en la figura 1E (manual de operación), cuando un flujo líquido se somete a diferentes flujos gaseosos. Este procedimiento se realizó para el empaque seco y para 4 flujos líquidos diferente. La segunda prueba experimental consistió en medir las caídas de presión, cuando un flujo

gaseoso se somete a diferentes flujos líquidos. Esto se realizó para 5 flujos gaseosos diferentes. Ambos procedimientos se realizaron hasta llegar al punto de inundación de la torre.

El flujo gaseoso se midió con la placa de orificio P1, midiendo las caídas de presión con el manómetro diferencial MD2 y registrando la presión manométrica. Se controló mediante la válvula V1, representada en la misma figura.

Para medir el flujo de líquido se empleó el rotámetro R1 y se reguló con la ayuda de las válvulas V8 y V9.

La temperatura de líquido se midió con el termómetro de mercurio que se encuentra colocado en la línea de alimentación a la torre.

3.3.2 Metodología para humidificación.

Para el análisis de transferencia de masa, en el proceso de humidificación, se empleó el sistema aire – agua, en el cual el agua (fase líquida) se transfiere por evaporación a la fase gaseosa (aire).

En el análisis de transferencia de masa, se realizaron muestreos de temperatura de bulbo húmedo y bulbo seco de la fase gaseosa a la entrada de la columna (en la línea de la válvula V7) y salida (línea MG) con termómetros de mercurio. Fijando flujos de fase líquida a diferentes valores y variando los flujos de fase gaseosa. Este procedimiento se realizó para las 20 corridas experimentales.

El flujo gaseoso se midió con la placa de orificio P1, midiendo las caídas de presión con el manómetro diferencial MD2 y registrando la presión manométrica. Se controló mediante la válvula V1, representada en la misma figura.

Para medir el flujo de líquido se empleó el rotámetro R1 y se reguló con la ayuda de la válvula V8 y V9.

La temperatura de líquido se midió con el termómetro de mercurio que se encuentra colocado en la línea de alimentación a la torre.

3.3.3 Metodología para absorción.

Para el análisis de transferencia de masa, se empleó el sistema CO₂/aire/solución acuosa de monoetanolamina en el proceso de absorción, en el cual el CO₂ es el soluto que se transfiere de la fase gaseosa a la fase líquida. La medición del flujo de dicho soluto se realizó con el rotámetro R3 y se controló con la válvula V19.

Inicialmente se preparó 100lt de una solución acuosa de monoetanolamina al 10% en peso, agregando 10kg de monoetanolamina y 90kg de agua, a una temperatura de 25 °C. Por otro lado la fase gaseosa con la que se llevo a cabo este proceso fue una mezcla de CO₂ + Aire al 5% v del gas ácido.

En el análisis de transferencia de masa, se realizaron muestreos de las concentraciones de CO₂ en la mezcla gaseosa a la entrada de la columna (en la línea de la válvula V7) y salida (línea MG), con un analizador de gases (Vaisala Carbocap GM70). Fijando flujos de fase gaseosa a diferentes valores y variando los flujos de fase líquida. Este procedimiento se realizó para las 12 corridas experimentales.

El flujo gaseoso se midió con la placa de orificio P1, midiendo las caídas de presión con el manómetro diferencial MD2 y registrando la presión manométrica. Se controló mediante la válvula V1, representada en la misma figura.

Para medir el flujo de líquido se empleó el rotámetro R1 y se reguló con la ayuda de la válvula V8 y V9.

La temperatura de líquido se midió con el termómetro de mercurio que se encuentra colocado en la línea de alimentación a la torre.

CAPÍTULO 4

“Un Ingeniero Químico es aquel profesional con experiencia en el diseño, construcción y operación de plantas en las cuales la materia sufre cambios físicos o químicos”.

British Institution of Chemical Engineers, 1922

CAPITULO 4. DESARROLLO EXPERIMENTAL.

4.1 Zona estable, carga e inundación.

4.1.1 Modelo de cálculo para la determinación de las zonas estable, carga e inundación.

Para llevar a cabo la determinación de las zonas estable, carga e inundación, se realizan los siguientes cálculos a partir de los datos obtenidos de caídas de presión en la torre, con el fin de realizar una gráfica que nos permita observar el delineamiento de dichas zonas, haciendo los cambio a las unidades correspondientes con factores de conversión, como se muestra a continuación:

Conversión del ΔP_{TORRE}

$$\Delta P_{TORRE} = 0.7 \text{ pu lg } .H_2O (249 .1) = 174 .37 \frac{N}{m^2}$$

Altura del lecho empacado = 2.25 m

$$\frac{\Delta P_{TORRE}}{Z} = \frac{174.37 \text{ N/m}^2}{2.25 \text{ m}} = 77.4978 \frac{\text{N/m}^2}{\text{m}}$$

Los flujos de fase gaseosa se calculan con la ecuación de la placa de orificio, a partir de los datos obtenidos del manómetro diferencial y los datos de la presión manométrica, los cuales se convierten a las unidades correspondientes para después sustituirlos en la ecuación:

$$P_{MAN} = 0.15 \frac{\text{kg}_f}{\text{cm}^2} (9.807 \times 10^4) = 14710 .5 \frac{N}{m^2}$$

$$\Delta P_{PLACA} = 7 \text{ pu lg } .H_2O (249 .1) = 1743 .7 \frac{N}{m^2}$$

Sustituyendo estos valores en la ecuación de la placa de orificio tenemos:

$$\rho_G Q = \left[3.017 \times 10^{-6} - 9.23 \times 10^{-7} \left(\frac{\Delta P}{P_{man}} \right) \right] \sqrt{\Delta P \left[\frac{(77980 .5 + P_{man}) M_G}{T + 273 .15} \right]}$$

$$\rho_G Q = \left[3.017 \times 10^{-6} - 9.23 \times 10^{-7} \left(\frac{1743 .7}{14710 .5} \right) \right] \sqrt{1743 .7 \left[\frac{(77980 .5 + 14710 .5) 29}{24 + 273 .15} \right]}$$

$$\rho_G Q = 0.01154 \frac{kg}{s}$$

Este flujo másico se divide entre el área de la sección transversal de la torre para tener la masa velocidad del gas.

$$\text{Diámetro de la torre} = 6 \text{ pulg.} = 0.1524 \text{ m} \quad A = \frac{\pi}{4} d^2 = \frac{\pi}{4} (0.1524 \text{ m})^2 = 0.01824 \text{ m}^2$$

$$G' = \frac{0.01154 \text{ kg/s}}{0.0182414 \text{ m}^2} = 0.633052 \frac{kg}{m^2 s}$$

Los flujos de fase líquida también se convierten a masa velocidad, como a continuación:

$$L = 14 \text{ LPM}$$

$$\rho_{H_2O} \text{ a } 25^\circ C = 0.9970 \text{ kg/lit}$$

$$14 \frac{\text{lit}}{\text{min}} \left(\frac{0.9970 \text{ kg}}{\text{lit}} \right) \left(\frac{1 \text{ min}}{60 \text{ s}} \right) = 0.23263 \text{ kg/s}$$

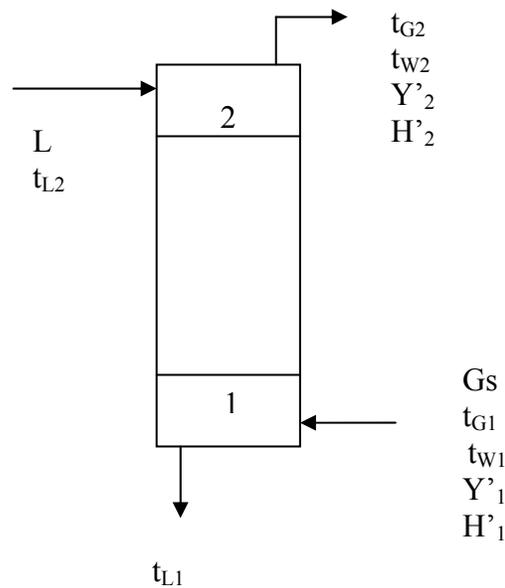
$$L' = \frac{0.2326 \text{ kg/s}}{0.0182414 \text{ m}^2} = 12.759 \text{ kg/m}^2 \text{ s}$$

Esto se realizó para todos los datos obtenidos de caídas de presión en la torre y para determinar los flujos de fase líquida y gaseosa.

4.2 Humidificación

4.2.1 Modelo de cálculo para la determinación del coeficiente global de T. de M.

Para determinar el coeficiente global de T. de M. se realizó un esquema del proceso el cual se ilustra a continuación.



Realizando un balance de entalpía (balance de energía) tenemos:

$$C_{A,L} L (t_{L2} - t_{L1}) = G_s (H'_2 - H'_1)$$

Ecuación de la Línea Operante

$$\frac{C_{A,L} L}{G_s} = \frac{H'_2 - H'_1}{t_{L2} - t_{L1}}$$

Primero se realizó un gráfico de entalpía de la fase gaseosa en función de la temperatura del líquido. En donde se grafica la curva de equilibrio con datos tomados de la carta psicrométrica para el sistema aire – agua a 585mm Hg. Y en ese mismo gráfico se traza también la línea operante.

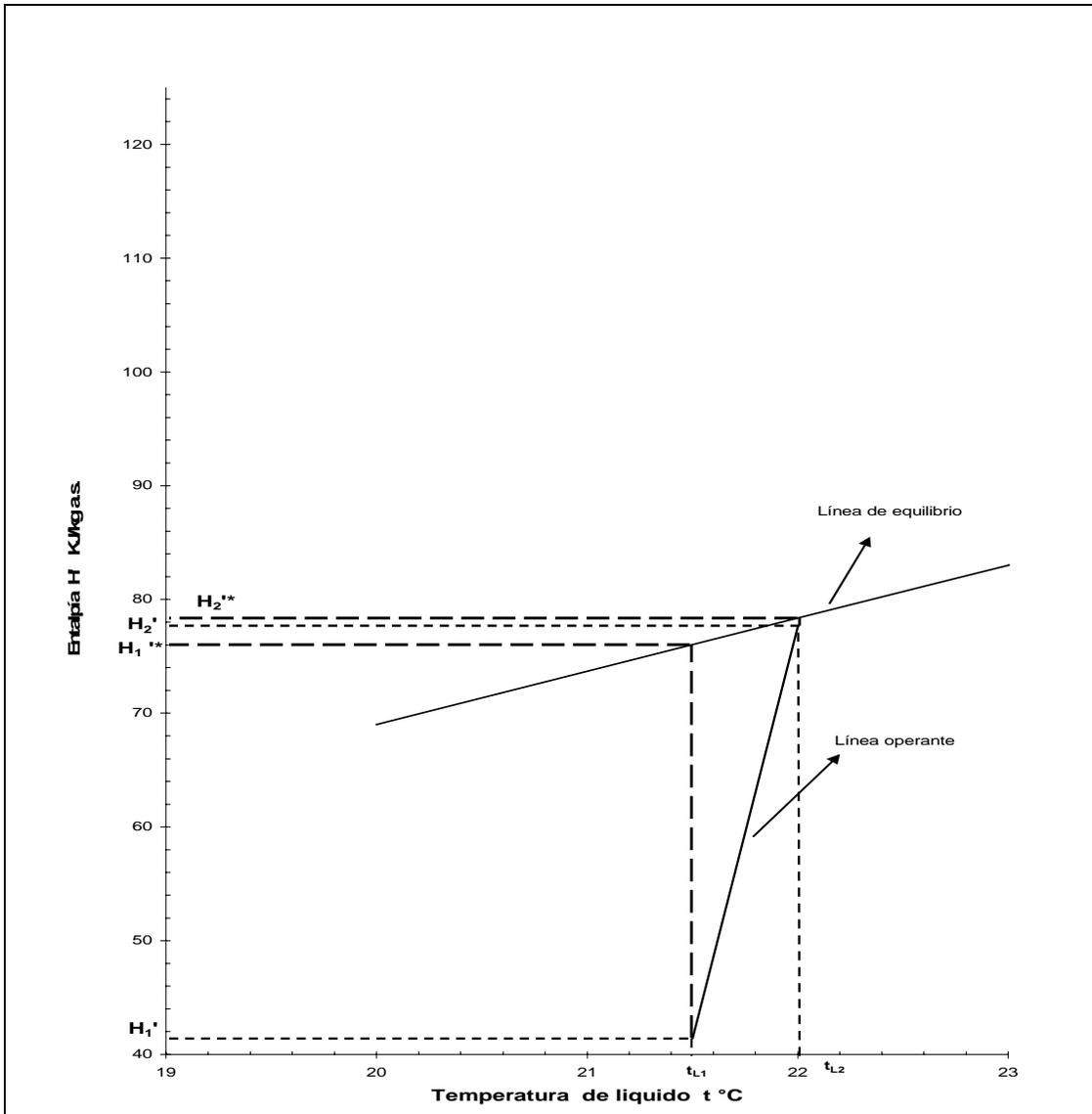


Figura 4.1. Representación gráfica de la línea operante para el proceso de humidificación. Trazo de las líneas de fuerzas impulsoras, sistema aire – agua.

Se realiza un cálculo con los datos obtenidos de la primera corrida realizada experimentalmente.

Para la fase gaseosa (aire).

$$\Delta P_{PLACA} = 9 \text{ pu lg. } H_2O$$

$$P_{MAN} = 0 \text{ kg/cm}^2$$

Entrada

$$t_{G1} = 26^{\circ}C$$

$$t_{W1} = 12^{\circ}C$$

salida

$$t_{G2} = 24^{\circ}C$$

$$t_{W2} = 22^{\circ}C$$

Cálculo del flujo másico del gas.

Los flujos de fase gaseosa se calculan con la ecuación de la placa de orificio, a partir de los datos obtenidos del manómetro diferencial y de la presión manométrica, los cuales se convierten a las unidades correspondientes para después sustituirlos en la ecuación:

$$\rho_G Q = \left[3.017 \times 10^{-6} - 9.23 \times 10^{-7} \left(\frac{\Delta P}{P_{man}} \right) \right] \sqrt{\Delta P \left[\frac{(77980 .5 + P_{man}) M_G}{T + 273 .15} \right]}$$

Donde:

$\rho_G Q$ = flujo másico del gas kg./s

ΔP = caída de presión en la placa de orificio Pa = N/m²

P_{man} = presión manométrica Pa = N/m²

M_G = peso molecular del gas kg_m/ kmol

T = temperatura absoluta °C

Conversión de la caída de presión en la placa a Pascales.

$$\Delta P_{PLACA} = 9 \text{ pu lg } .H_2O(249 .1) = 2241 .9 \text{ Pa}$$

Sustituyendo los valores en la ecuación

$$\rho_G Q = \left[3.017 \times 10^{-6} \right] \sqrt{2241 .9 \left[\frac{(77980 .5) M_G}{26 + 273 .15} \right]}$$

$$\rho_G Q = 0.01242 \text{ Kg / s}$$

$$\text{Masa velocidad del gas} = \frac{0.01242 \text{ kg} / \text{s}}{0.01824 \text{ m}^2} = 0.6808 \text{ kg} / \text{m}^2 \text{s}$$

Para la fase líquida (agua).

$$L = 12 \text{ LPM}$$

Entrada

$$t_{L2} = 22^\circ \text{C}$$

Salida

$$t_{L1} = 21.5^\circ \text{C}$$

Cálculo del flujo másico del líquido.

$$\text{Densidad del agua a } 22^\circ \text{C} = 0.99772 \text{ kg/lit}^{(5)}$$

$$L = \frac{12 \text{ Lt}}{\text{min}} \left(\frac{0.99772 \text{ kg}}{\text{Lt}} \right) \left(\frac{1 \text{ min}}{60 \text{ s}} \right) = 0.1995 \text{ kg} / \text{s}$$

$$\text{Masa velocidad del líquido} = \frac{0.1995 \text{ kg} / \text{s}}{0.01824 \text{ m}^2} = 10.939 \text{ kg} / \text{m}^2 \text{s}$$

Cálculo de la entalpía de la fase gaseosa.

A partir de las temperaturas de bulbo seco y bulbo húmedo, en la carta psicrométrica a 585mm Hg., obtenemos el valor de la humedad absoluta.

$$t_{G1} = 26^\circ \text{C}$$

$$Y'_1 = 0.006 \frac{\text{kgH}_2\text{O}}{\text{kgA.S}}$$

$$t_{w1} = 12^\circ \text{C}$$

$$t_{G2} = 24^\circ \text{C}$$

$$Y'_2 = 0.021 \frac{\text{kgH}_2\text{O}}{\text{kgA.S.}}$$

$$t_{w2} = 22^\circ \text{C}$$

Ecuación de la entalpía

$$H' = (1005 + 1884 Y')t_G + 2502300 Y'$$

$$H'_1 = \frac{[(1005 + (1884 * 0.006))26 + (2502300 * 0.006)]}{1000}$$

$$H'_1 = 41.43 \text{ KJ / kgA.S}$$

$$H'_2 = 77.61 \text{ KJ / kgA.S}$$

Cálculo del número de unidades globales de Transferencia del gas N_{tOG} , con la ecuación (2.5):

$$N_{tOG} = \int_{H'_1}^{H'_2} \frac{dH'}{H^{*'} - H'}$$

Tabla 4.1 Integración numérica de la ecuación (2.5). Estimación de N_{tOG} .

T °C	H'	H*'	$\frac{1}{H^{*'} - H'}$	dH'	$\left(\frac{1}{H^{*'} - H'}\right)_{prom}$	$dH' \left(\frac{1}{H^{*'} - H'}\right)_{prom}$
21.5	41.43	76.0	0.0289	6.57	0.03199	0.2102
21.6	48.0	76.5	0.0351	6.5	0.03974	0.2583
21.7	54.5	77.0	0.0444	6.0	0.05160	0.3096
21.8	60.5	77.5	0.0588	7.0	0.07700	0.5390
21.9	67.5	78.0	0.0952	10.11	0.6094	6.1610
22	77.61	78.5	1.1236			$\Sigma = 7.478$

$$N_{tOG} = \int_{H'_1}^{H'_2} \frac{dH'}{H^{*'} - H'} = 7.478$$

Cálculo de la altura global de una unidad de transferencia del gas H_{tOG} , con la ecuación (2.7):

$$H_{tOG} = \frac{Z}{N_{tOG}}$$

Altura del lecho empacado $Z = 2.25\text{m}$

$$H_{tOG} = \frac{2.25 \text{ m}}{7.478} = 0.3008 \text{ m}$$

Cálculo del coeficiente volumétrico global de transferencia de masa para la fase gaseosa $K_Y'a$, con la ecuación (2.6):

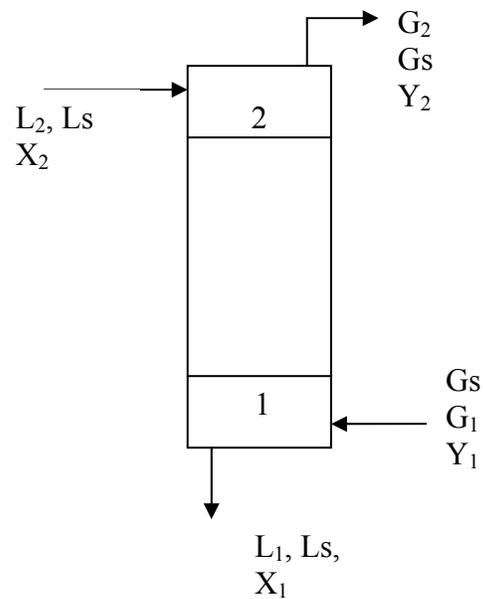
$$K_Y'a = \frac{G'_s}{H_{iOG}} = \frac{0.6808 \text{ kg} / \text{m}^2 \text{ s}}{0.3008 \text{ m}}$$

$$K_Y'a = 2.26 \text{ kg} / \text{m}^3 \text{ s}$$

4.3 Absorción

4.3.1 Modelo de cálculo para la determinación del coeficiente global de T de M.

Para determinar el coeficiente global de T. de M. se realizó un esquema del proceso el cual se ilustra a continuación.



Se toman los datos obtenidos experimentalmente de la primera corrida para realizar el cálculo.

Temperatura de mezcla gaseosa = 25.27°C

Flujo de CO₂ = 28 LPM

ΔP placa = 7 pulg. H₂O

Flujo de MEA = 12 LPM

Temperatura de MEA = 25°C

CO₂ entrada = 4.363 % v

CO₂ salida = 0.485 % v como el % v = % mol

Cálculo de las concentraciones en la fase gaseosa, a partir de los porcentajes de CO₂.

$$Y_1 = \frac{4.363 \text{ molCO}_2}{95.637 \text{ molAire}} = 0.0456 \frac{\text{kmolCO}_2}{\text{kmolAire}}$$

$$Y_2 = \frac{0.485 \text{ molCO}_2}{99.515 \text{ molAire}} = 0.00487 \frac{\text{kmolCO}_2}{\text{kmolAire}}$$

Como la solución acuosa a la entrada esta libre de CO₂: $X_2 = 0 \frac{\text{kmolCO}_2}{\text{kmolMEA}}$

Flujo de solución acuosa de MEA = 12 LPM

Densidad del agua a 25 °C = 0.9970 kg. /lt⁽⁵⁾

Densidad de la MEA a 25 °C = 1.0179 kg. /lt⁽¹⁸⁾

$$\rho_L = (0.90 * 0.9970) + (0.10 * 1.0179) = 0.99909 \text{ kg /lt}$$

Densidad de la solución acuosa = 0.99909 kg./lt \approx 1 kg./lt

Convirtiendo el flujo volumétrico de la fase líquida en flujo másico tenemos:

$$12 \frac{\text{lt sol MEA}}{\text{min}} \left(\frac{1 \text{ kg sol}}{\text{lt sol}} \right) = 12 \text{ kg sol MEA /min}$$

Sí la solución acuosa es al 10% en peso de monoetanolamina, entonces:

$$100 \text{ kg sol MEA} \text{ --- } 10 \text{ kg MEA}$$

$$12 \text{ kg sol MEA} \text{ ---- } X$$

$$X = 1.2 \text{ kg MEA}$$

En la solución acuosa tenemos: 1.2 kg. MEA y 10.8 kg. de agua.

$$L_s = 1.2 \text{ kgMEA}$$

$$\text{PM MEA} = 61.01 \text{ kg./kmol}$$

$$L_s = 1.2 \text{ kgMEA} \left(\frac{1}{61.01} \right) = 0.01967 \text{ kmolMEA}$$

$$L_s = 0.01967 \text{ kmolMEA}$$

Flujo de fase gaseosa (mezcla aire – CO₂)

$$\text{Flujo de CO}_2 = 28 \text{ LPM}$$

$$\text{Densidad del CO}_2 = 1.8417 \text{ kg./m}^3 = 1.8417 \times 10^{-3} \text{ kg./lt.}$$

Convirtiendo el flujo volumétrico a flujo másico del CO₂:

$$28 \frac{\text{ltCO}_2}{\text{min}} \left(\frac{1.8417 \times 10^{-3} \text{ kg}}{\text{lt}} \right) = 0.05156 \text{ kgCO}_2/\text{min}$$

Cálculo de G₁ con la ecuación de la placa de orificio.

El flujo de fase gaseosa se calcula a partir de los datos obtenidos del manómetro diferencial y de la presión manométrica, los cuales se convierten a las unidades correspondientes para después sustituirlos en la ecuación:

$$\rho_G Q = \left[3.017 \times 10^{-6} - 9.23 \times 10^{-7} \left(\frac{\Delta P}{P_{man}} \right) \right] \sqrt{\Delta P \left[\frac{(77980 .5 + P_{man}) M_G}{T + 273 .15} \right]}$$

$$\Delta P_{PLACA} = 7 \text{ pu lg. H}_2\text{O} = 1743 .7 \text{ Pa}$$

$$P_{MAN} = 0 \text{ kg/cm}^2$$

$$T = 25 .27^\circ\text{C}$$

$$M_G = (0.04563 * 44) + (0.9563 * 29) = 29.65 \text{ kg /kmol}$$

Sustituyendo en la ecuación tenemos: $G_1 = 0.01109 \text{ kgmezcla /s}$

$$0.01109 \frac{\text{kgmezcla}}{\text{seg}} \left(\frac{60}{1} \right) = 0.6654 \text{ kgmezcla /min}$$

$$G_s = (0.6654 - 0.05156) \text{ kg /min} = 0.6138 \text{ kgaire /min}$$

$$0.6138 \text{ kgaire} \left(\frac{1}{29} \right) = 0.02116 \text{ kmolaire}$$

$$G_s = 0.02116 \text{ kmolaire}$$

Balance de materia de los no transferibles (aire y MEA)

$$L_s X_2 + G_s Y_1 = L_s X_1 + G_s Y_2$$

$$G_s (Y_1 - Y_2) = L_s (X_1 - X_2)$$

$$\frac{L_s}{G_s} = \frac{Y_1 - Y_2}{X_1 - X_2} \quad \text{Ecuación línea operante}$$

Despejando X_1 de la ecuación de la línea operante tenemos:

$$X_1 = \frac{Y_1 - Y_2}{\left(\frac{L_s}{G_s} \right)} + X_2$$

Cálculo de la concentración del líquido a la salida.

Sustituyendo los valores de las concentraciones de la fase gaseosa y los flujos de las fases líquida y gaseosa, en la ecuación anterior tenemos:

$$X_1 = \frac{0.0456 - 0.00487}{\left(\frac{0.01967}{0.02116}\right)} + 0$$

$$X_1 = 0.0438 \frac{\text{kmolCO}_2}{\text{kmolMEA}}$$

Coordenadas de la línea operante

$$X_1 = 0.0438 \text{ kmolCO}_2/\text{kmolMEA}$$

$$X_2 = 0 \text{ kmolCO}_2/\text{kmolMEA}$$

$$Y_1 = 0.0456 \text{ kmolCO}_2/\text{kmolaire}$$

$$Y_2 = 0.00487 \text{ kmolCO}_2/\text{kmolaire}$$

Se realiza un gráfico con las concentraciones de la fase gaseosa (Y) y líquida (X). Donde se traza la curva de equilibrio y la línea operante.

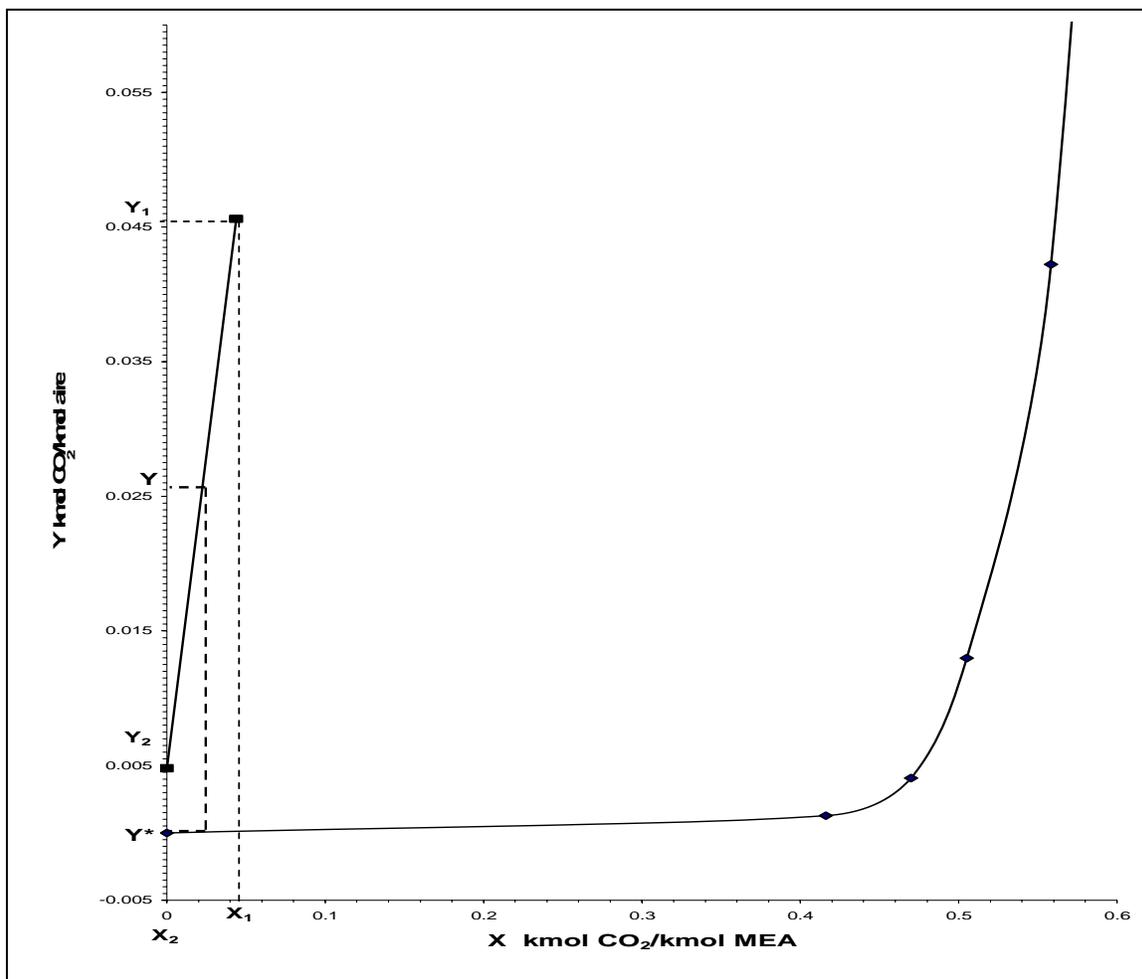


Figura 4.2. Distribución al equilibrio del CO_2 expresada en términos de relación molar. Trazo de las líneas de fuerzas impulsoras para un punto de la línea operante del proceso de absorción, a 25°C y 585 mm Hg .

Cálculo del número de unidades globales de Transferencia del gas N_{tOG} , con la ecuación (2.31):

$$N_{tOG} = \int_{Y_2}^{Y_1} \frac{dY}{Y - Y^*} + \frac{1}{2} \ln \frac{1 + Y_2}{1 + Y_1}$$

Tabla 4.2 Evaluando la integral de la ecuación (2.31). Estimación de N_{tOG} .

Y	Y*	Y - Y*	$\frac{1}{Y - Y^*}$	ΔY	$\left(\frac{1}{Y - Y^*}\right)_m$	$\Delta Y \left(\frac{1}{Y - Y^*}\right)_m$
0.00487	0	0.00487	205.3	0.00613	148.2	0.9092
0.011	2×10^{-5}	0.01098	91.07	0.007	73.3	0.5136
0.018	4×10^{-5}	0.01796	55.6	0.006	48.7	0.2925
0.024	6.5×10^{-5}	0.0239	41.8	0.007	37.09	0.2596
0.031	8.5×10^{-5}	0.03091	32.3	0.006	29.7	0.1783
0.037	1.15×10^{-4}	0.03688	27.1	0.007	24.9	0.1746
0.044	1.3×10^{-4}	0.04387	22.7	0.0016	22.3	0.0358
0.0456	1.35×10^{-4}	0.0456	21.9			$\Sigma = 2.3636$

$$N_{tOG} = 2.3636 + \frac{1}{2} \ln \frac{1 + 0.00487}{1 + 0.0456}$$

$$N_{tOG} = 2.3437$$

Cálculo de la altura de una unidad global de transferencia del gas H_{tOG} , con la ecuación (2.28):

$$Z = N_{tOG} H_{tOG}$$

Altura del lecho empacado $Z = 2.25 \text{ m}$

$$H_{tOG} = \frac{Z}{N_{tOG}} = \frac{2.25 \text{ m}}{2.3437} = 0.960 \text{ m}$$

Cálculo del coeficiente volumétrico global de transferencia de masa para la fase gaseosa $K_y a$, con la ecuación (2.32):

$$H_{tOG} = \frac{G}{K_y a (1 - y)_M}$$

$$K_y a = \frac{G}{H_{OG} (1 - y)_{*M}}$$

$$(1 - y)_{*M} = \frac{(1 - y) - (1 - y^*)}{\ln \frac{1 - y}{1 - y^*}} \quad \text{Media logarítmica}$$

$$y = \frac{0.0456}{1 + 0.0456} = 0.0436 \quad y^* = \frac{0.000135}{1 + 0.000135} = 0.000135$$

$$(1 - y)_{*M} = \frac{(1 - 0.0436) - (1 - 0.000135)}{\ln \frac{1 - 0.0436}{1 - 0.000135}} = 0.9765$$

$$G = 0.6654 \frac{\text{kg}}{\text{min}} \left(\frac{1}{29.65} \right) = 0.02244 \text{ kmol/min}$$

$$0.02244 \frac{\text{kmol}}{\text{min}} \left(\frac{60 \text{ min}}{\text{hr}} \right) = 1.3465 \text{ kmol/hr}$$

$$G = \frac{1.3465 \text{ kmol/hr}}{0.01824 \text{ m}^2} = 73.821 \text{ kmol/m}^2 \text{ h}$$

$$K_y a = \frac{73.821 \text{ kmol/m}^2 \text{ h}}{(0.960 \text{ m})(0.9765)}$$

$$K_y a = 78.74 \text{ kmol/h m}^3 (\text{frac. mol})$$

En otras unidades resulta:

$$K_y a = 0.648 \text{ kg/m}^3 \text{ s} (\text{frac. mol})$$

Modelo de cálculo para determinar el coeficiente volumétrico global de transferencia de masa para la fase líquida.

Retomando la línea operante del balance de materia realizado en la parte anterior tenemos:

$$\frac{L_s}{G_s} = \frac{Y_1 - Y_2}{X_1 - X_2} = \frac{0.0456 - 0.00487}{0.0438 - 0}$$

Se realiza un gráfico con las concentraciones de la fase gaseosa (Y) y líquida (X). Donde se traza la curva de equilibrio y la línea operante.

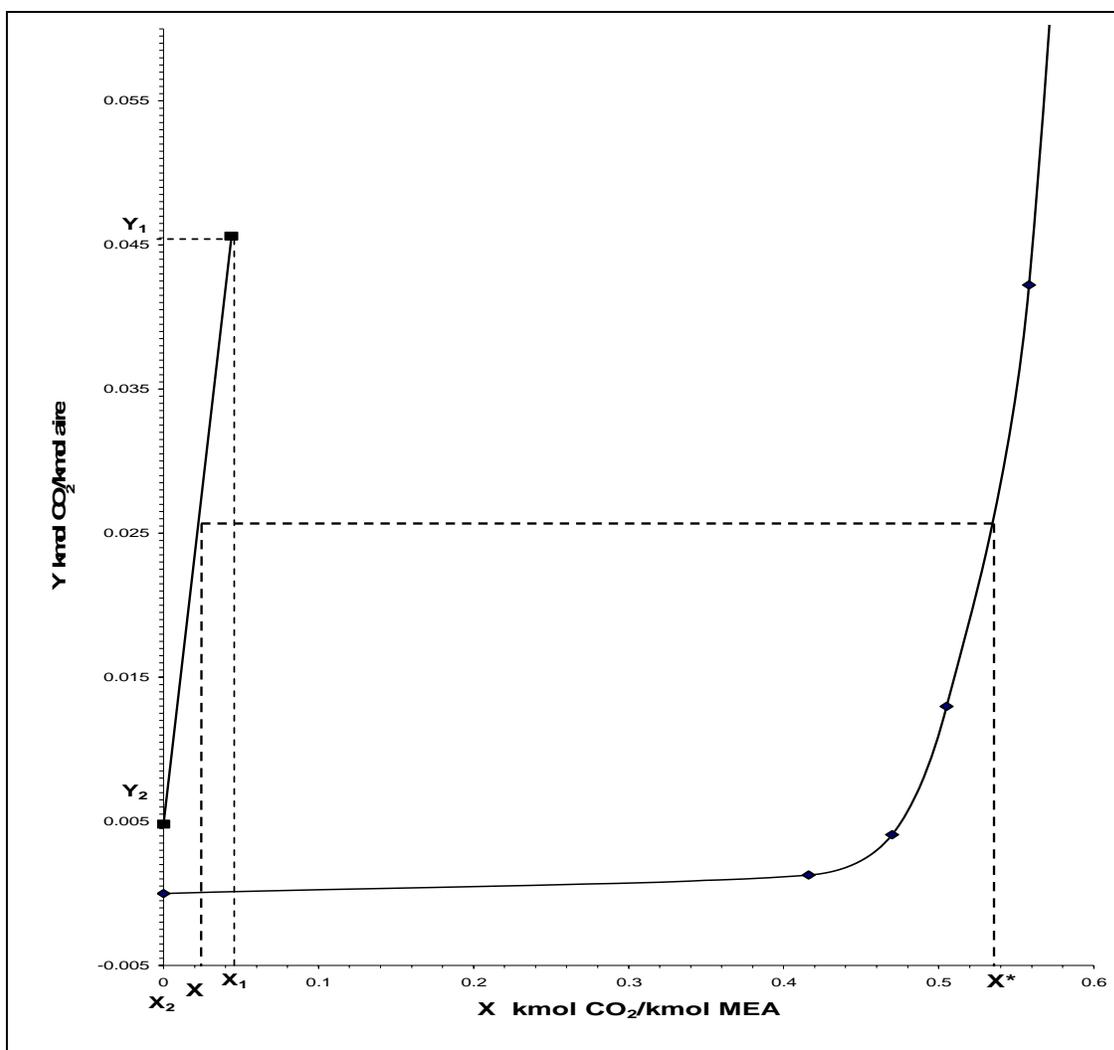


Figura 4.3 Distribución al equilibrio del CO_2 expresada en términos de relación molar. Trazo de las líneas de fuerzas impulsoras para un punto de la línea operante del proceso de absorción, a $25^\circ C$ y 585 mm Hg .

$$L = 12 \text{ kg sol MEA/min}$$

$$M_L = (0.90 * 18) + (0.10 * 61.01) = 22.301 \text{ kg / kmol}$$

$$L = 12 \frac{\text{kg}}{\text{min}} \left(\frac{\text{kmol}}{22.301 \text{ kg}} \right) \left(\frac{60 \text{ min}}{\text{hr}} \right) = 32.285 \text{ kmol/hr}$$

$$L = \frac{32.285 \text{ kmol/hr}}{0.01824 \text{ m}^2} = 1770.01 \text{ kmol/hr m}^2$$

Cálculo del número de unidades globales de Transferencia del líquido N_{iOL} , con la ecuación (2.36):

$$N_{iOL} = \int_{X_2}^{X_1} \frac{dX}{X^* - X} + \frac{1}{2} \ln \frac{1+X_1}{1+X_2}$$

Tabla 4.3 Evaluando la Integral de la ecuación (2.36). Estimación de N_{iOG} .

X	X*	$\frac{1}{X - X^*}$	ΔX	$\left(\frac{1}{X - X^*} \right)_m$	$\Delta X \left(\frac{1}{X - X^*} \right)_m$
0	0.475	2.105	0.0055	2.063	0.01134
0.0055	0.50	2.022	0.0055	2.013	0.01107
0.011	0.51	2.004	0.005	1.994	0.00997
0.016	0.52	1.984	0.005	1.974	0.00987
0.021	0.53	1.964	0.006	1.956	0.001173
0.027	0.54	1.949	0.005	1.949	0.009745
0.032	0.545	1.949	0.005	1.94	0.0097
0.037	0.555	1.930	0.0068	1.924	0.001308
0.0438	0.565	1.918			$\Sigma = 0.07595$

$$N_{iOL} = 0.07595 + \frac{1}{2} \ln \frac{1+0.0438}{1+0}$$

$$N_{iOL} = 0.0974$$

Cálculo de la altura de una unidad global de transferencia del líquido H_{iOL} , con la ecuación (2.33):

$$Z = N_{iOL} H_{iOL} \qquad Z = 2.25 \text{ m}$$

$$H_{iOL} = \frac{Z}{N_{iOL}} = \frac{2.25m}{0.0974} = 23.104m$$

Cálculo del coeficiente volumétrico global de transferencia de masa para la fase líquida $K_x a$, con la ecuación (2.37):

$$H_{iOL} = \frac{L}{K_x a (1-x)_{*M}}$$

$$x = \frac{X}{1+X} = \frac{0.0438}{1+0.0438} = 0.0419$$

$$x^* = \frac{X^*}{1+X^*} = \frac{0.565}{1+0.565} = 0.3610$$

$$(1-x)_{*M} = \frac{(1-x) - (1-x^*)}{\ln \frac{1-x}{1-x^*}}$$

$$(1-x)_{*M} = \frac{(1-0.0419) - (1-0.361)}{\ln \frac{1-0.0419}{1-0.361}} = 0.7880$$

$$K_x a = \frac{L}{H_{iOL} (1-x)_{*M}} = \frac{1770.01 \text{ kmol/hr m}^2}{(23.104m)(0.7880)} = 97.223 \text{ kmol/hr m}^3$$

$$K_x a = 97.223 \text{ kmol /h m}^3 (\text{frac .mol})$$

En otras unidades resulta:

$$K_x a = 0.602 \text{ kg /m}^3 \text{ s} (\text{frac .mol})$$

Cálculo del porcentaje de absorción.

$$\left(\frac{CO_2 \text{ absorbido}}{CO_2 \text{ entrada}} \right) 100$$

$$\left(\frac{4.363 - 0.485}{4.363} \right) 100 = 88.8\%$$

CAPÍTULO 5

“Hemos llegado a la conclusión de que el ingeniero químico como tal, en realidad, no existe”.

*A. Duckham, Presidencial Address,
British Institution of Chemical Engineers, 1924.*

CAPÍTULO 5. ANÁLISIS DE RESULTADOS

5.1. Análisis de resultados para la zona estable, carga e inundación.

Aquí se presentan en forma tabular y gráfica, los datos experimentales de la hidrodinámica (empleando el sistema aire – agua) para el empaque I – Ring.

En la siguiente tabla se reportan los datos de caída de presión en el empaque I – Ring, obtenidos experimentalmente, cuando se trabaja a flujos de fase gaseosa constantes en diferentes valores, y se fueron variando los flujos de fase líquida.

Tabla 5.1. Datos experimentales de las caídas de presión del estudio hidrodinámico (sistema aire – agua) de la torre de absorción a condiciones atmosféricas.

$G' \text{ kg./m}^2 \text{ s}$	$L \text{ (LPM)}$	$L' \text{ kg. / m}^2 \text{ s}$	$\Delta P_{\text{TORRE}} \text{ pulg. H}_2\text{O}$	$\Delta P_{\text{TORRE}} \text{ N/m}^2$
0.5175	10	9.1154	0.6	149.46
	14	12.7616	0.7	174.37
	20	18.2309	0.9	224.19
	24	21.8771	1.2	298.92
	28	25.5233	2.4	597.84
	32	29.1695	6	1494.6
$G' \text{ kg./m}^2 \text{ s}$	$L \text{ (LPM)}$	$L' \text{ kg. / m}^2 \text{ s}$	$\Delta P_{\text{TORRE}} \text{ pulg. H}_2\text{O}$	$\Delta P_{\text{TORRE}} \text{ N/m}^2$
0.6341	10	9.1131	0.9	224.19
	14	12.7616	1.1	274.01
	20	18.2309	1.3	323.83
	24	21.8771	1.8	448.38
	28	25.5233	3.6	896.76
	30	27.3464	6	1494.6
$G' \text{ kg./m}^2 \text{ s}$	$L \text{ (LPM)}$	$L' \text{ kg. / m}^2 \text{ s}$	$\Delta P_{\text{TORRE}} \text{ pulg. H}_2\text{O}$	$\Delta P_{\text{TORRE}} \text{ N/m}^2$
0.7756	10	9.1131	1.2	298.92
	14	12.7616	1.4	348.74
	18	16.4078	1.6	398.56
	20	18.2309	1.8	448.38
	22	20.0540	2.2	548.02

Tabla 5.1 (Continuación)				
	24	21.8771	3.2	797.12
	28	25.5233	6	1494.6
G' kg./m² s	L (LPM)	L' kg. / m² s	ΔP_{TORRE} pulg. H₂O	ΔP_{TORRE} N/m²
0.8736	10	9.1131	1.4	348.74
	14	12.7616	1.6	398.56
	16	14.5847	2	498.2
	20	18.2309	3.6	896.76
	24	21.8771	6	1494.6
G' kg./m² s	L (LPM)	L' kg. / m² s	ΔP_{TORRE} pulg. H₂O	ΔP_{TORRE} N/m²
0.9982	10	9.1131	1.6	398.56
	14	12.7616	1.9	473.29
	18	16.4078	3.8	946.58
	22	20.0540	6	1494.6

Tabla 5.2. Logaritmos de las caídas de presión y de los flujos de fase líquida.

$G' = 0.51754 \text{ kg./m}^2 \text{ s}$			
L' kg. / m² s	$\Delta P/Z$ N/m²/m	Log L'	Log $\Delta P_{TORRE}/Z$
9.1154	66.426	0.9597	1.8223
12.7616	77.497	1.1059	1.8892
18.2309	99.640	1.2608	1.9984
21.8771	132.853	1.3399	2.1233
25.5233	265.706	1.4069	2.4244
29.1695	664.266	1.4649	2.8223
$G' = 0.63412 \text{ kg./m}^2 \text{ s}$			
L' kg. / m² s	$\Delta P/Z$ N/m²/m	Log L'	Log $\Delta P_{TORRE}/Z$
9.1131	99.640	0.9596	1.9984
12.7616	121.782	1.1059	2.0855
18.2309	143.924	1.2608	2.1581
21.8771	199.280	1.3399	2.2994
25.5233	398.560	1.4069	2.6004
27.3464	664.266	1.4369	2.8223
$G' = 0.77562 \text{ kg./m}^2 \text{ s}$			
L' Kg. / m² s	$\Delta P/Z$ N/m²/m	Log L'	Log $\Delta P_{TORRE}/Z$
9.1131	132.853	0.9596	2.1233
12.7616	154.995	1.1059	2.1903
16.4078	177.137	1.2150	2.2483

Tabla 5.2 (Continuación)			
18.2309	199.280	1.2608	2.2994
20.0540	243.564	1.3022	2.3866
21.8771	354.275	1.3399	2.5493
25.5233	664.266	1.4069	2.8223
$G' = 0.87361 \text{ kg./m}^2 \text{ s}$			
$L' \text{ Kg. / m}^2 \text{ s}$	$\Delta P/Z \text{ N/m}^2/\text{m}$	$\text{Log } L'$	$\text{Log } \Delta P_{\text{TORRE}}/Z$
9.1131	154.995	0.9596	2.1903
12.7616	177.137	1.1059	2.2483
14.5847	221.422	1.1639	2.3452
18.2309	398.560	1.2608	2.6004
21.8771	664.266	1.3399	2.8223
$G' = 0.99821 \text{ kg./m}^2 \text{ s}$			
$L' \text{ Kg. / m}^2 \text{ s}$	$\Delta P/Z \text{ N/m}^2/\text{m}$	$\text{Log } L'$	$\text{Log } \Delta P_{\text{TORRE}}/Z$
9.1131	177.137	0.9596	2.2483
12.7616	210.351	1.1059	2.3229
16.4078	420.702	1.2150	2.6239
20.0540	664.266	1.3022	2.8223

En la siguiente tabla se reportan los datos de caída de presión en el empaque I – Ring, obtenidos experimentalmente, cuando se trabajó a flujos de fase líquida constantes en diferentes valores, y se fueron variando los flujos de fase gaseosa.

Tabla 5.3. Datos experimentales de las caídas de presión del estudio hidrodinámico (sistema aire – agua) de la torre de absorción a condiciones atmosféricas.

$L' = 0 \text{ LPM} = 0 \text{ kg./m}^2 \text{ s}$							
	$\Delta P \text{ placa}$ <i>Pulg. H₂O</i>	$P_{\text{MAN.}}$ <i>Kg_f/cm²</i>	$\Delta P \text{ placa}$ <i>Pa</i>	$P_{\text{MAN.}}$ <i>Pa</i>	$T \text{ aire prom.}$ <i>°C</i>	G'_s <i>kg./m² s</i>	$\Delta P \text{ Torre}$ <i>Pulg. H₂O</i>
1	7	0.15	1743.7	14710.5	24	0.6330	0.7
2	11	0.25	2740.1	24517.5		0.8362	0.9
3	13	0.3	3238.3	29421		0.9311	1
4	15	0.35	3736.5	34324.5		1.0231	1.1
5	17	0.4	4234.7	39228		1.1130	1.2
6	19	0.45	4732.9	44131.5		1.2013	1.3
7	21	0.5	5231.1	49035		1.2883	1.4
8	23	0.55	5729.3	53938.5		1.3743	1.5
9	26	0.65	6476.6	63745.5		1.5167	1.7

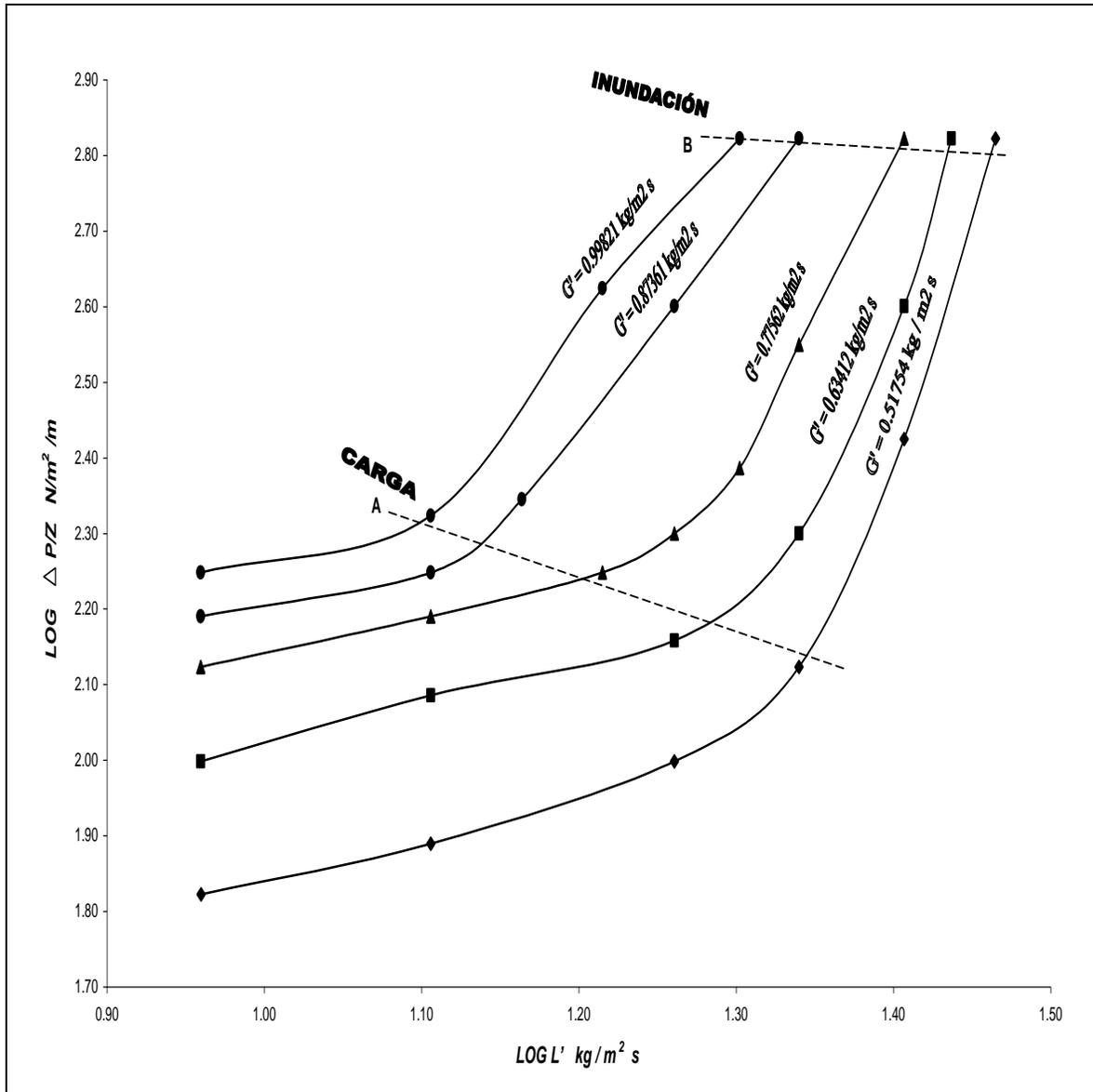
Tabla 5.3 (Continuación)							
$L' = 14 \text{ LPM} = 12.7591 \text{ kg./m}^2 \text{ s}$							
10	5	0.1	1245.5	9807	25	0.5184	0.7
11	7	0.15	1743.7	14710.5		0.6319	1.1
12	11	0.25	2740.1	24517.5		0.8348	2
13	15	0.35	3736.5	34324.5		1.0214	3.2
14	17	0.4	4234.7	39228		1.1112	4
15	19	0.45	4732.9	44131.5		1.1993	6
$L' = 18 \text{ LPM} = 16.4046 \text{ kg./m}^2 \text{ s}$							
16	5	0.1	1245.5	9807	25	0.5184	1
17	7	0.15	1743.7	14710.5		0.6319	1.6
18	9	0.2	2241.9	19614		0.7363	2.2
19	11	0.25	2740.1	24517.5		0.8348	2.9
20	13	0.3	3238.3	29421		0.9295	3.8
21	15	0.35	3736.5	34324.5		1.0214	6
$L' = 22 \text{ LPM} = 20.0501 \text{ kg./m}^2 \text{ s}$							
22	5	0.1	1245.5	9807	26	0.5175	1.5
23	7	0.15	1743.7	14710.5		0.6309	2.3
24	9	0.2	2241.9	19614		0.7350	3.1
25	11	0.25	2740.1	24517.5		0.8334	4.1
26	13	0.3	3238.3	29421		0.9280	6
$L' = 26 \text{ LPM} = 23.6955 \text{ kg./m}^2 \text{ s}$							
27	5	0.1	1245.5	9807	26	0.5175	1.9
28	7	0.15	1743.7	14710.5		0.6309	2.8
29	9	0.2	2241.9	19614		0.7351	3.8
30	11	0.25	2740.1	24517.5		0.8335	6

Tabla 5.4. Logaritmos de las caídas de presión y de los flujos de fase gaseosa.

$L' = 0 \text{ LPM} = 0 \text{ kg./m}^2 \text{ s}$				
	$G'_s \text{ kg./m}^2 \text{ s}$	$\Delta P_{\text{TORRE}} / Z$ $N/m^2 / m$	$\text{Log } G'_s$	$\text{Log } \Delta P / Z$
1	0.6330	77.4978	-0.1985	1.8892
2	0.8362	99.6400	-0.0776	1.9984
3	0.9311	110.7111	-0.0309	2.0441
4	1.0231	121.7822	0.0099	2.0855
5	1.1130	132.8533	0.0465	2.1233
6	1.2013	143.9244	0.0796	2.1581
7	1.2883	154.9956	0.1100	2.1903

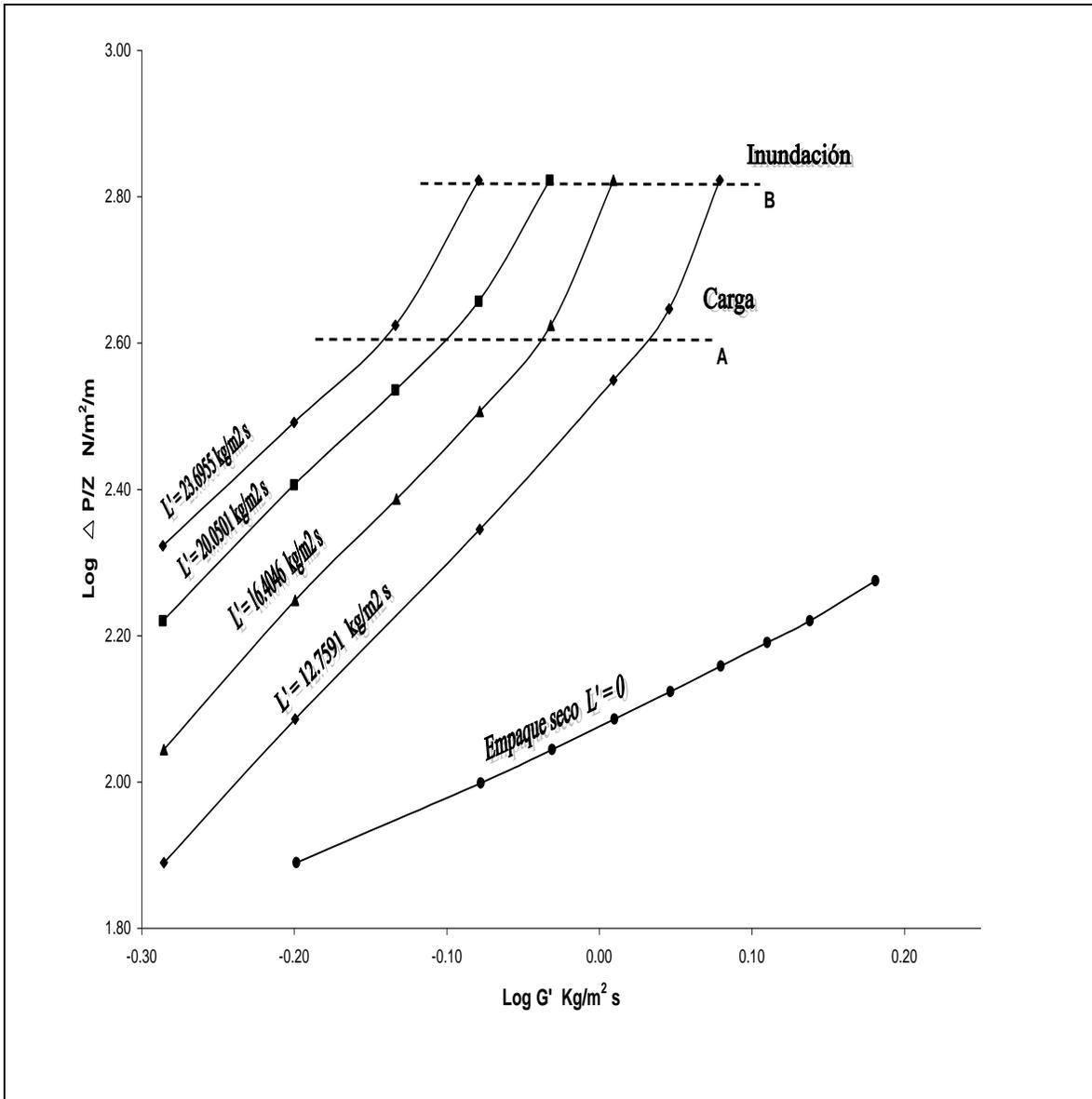
Tabla 5.4 (Continuación)				
8	1.3743	166.0667	0.1380	2.2202
9	1.5167	188.2089	0.1809	2.2746
$L' = 14 \text{ LPM} = 12.7591 \text{ kg./m}^2 \text{ s}$				
10	0.5184	77.4978	-0.2853	1.8892
11	0.6319	121.7822	-0.1992	2.0855
12	0.8348	221.4222	-0.0783	2.3452
13	1.0214	354.2756	0.0092	2.5493
14	1.1112	442.8444	0.0458	2.6462
15	1.1993	664.2667	0.0789	2.8223
$L' = 18 \text{ LPM} = 16.4046 \text{ kg./m}^2 \text{ s}$				
16	0.5184	110.7111	-0.2853	2.0441
17	0.6319	177.1378	-0.1992	2.2483
18	0.7363	243.5644	-0.1329	2.3866
19	0.8348	321.0622	-0.0783	2.5065
20	0.9295	420.7022	-0.0317	2.6239
21	1.0214	664.2667	0.0092	2.8223
$L' = 22 \text{ LPM} = 20.0501 \text{ kg./m}^2 \text{ s}$				
22	0.5175	166.0667	-0.2860	2.2202
23	0.6309	254.6356	-0.2000	2.4059
24	0.7350	343.2044	-0.1336	2.5355
25	0.8334	453.9156	-0.0790	2.6569
26	0.9280	664.2667	-0.0324	2.8223
$L' = 26 \text{ LPM} = 23.6955 \text{ kg./m}^2 \text{ s}$				
27	0.5175	210.3511	-0.2860	2.3229
28	0.6309	309.9911	-0.2000	2.4913
29	0.7350	420.7022	-0.1336	2.6239
30	0.8334	664.2667	-0.0790	2.8223

A continuación se presentan de manera gráfica los datos de la tabla 5.2. En esta gráfica se muestra el logaritmo de la caída de presión por unidad de altura de lecho empacado $\text{Log } \Delta P/Z$, como una función del logaritmo de la masa velocidad de la fase líquida $\text{Log } L'$, a flujo de fase gaseosa constante, delineando la zona estable, carga e inundación para la torre de Absorción Gaseosa.



Gráfica 1. Caída de presión del gas para el flujo a contracorriente del líquido y el gas para el empaque I – Ring, a flujos de gas constantes.

A continuación se presentan de manera gráfica los datos de la tabla 5.4. En esta gráfica se muestra el logaritmo de la caída de presión por unidad de altura de lecho empacado $\text{Log } \Delta P/Z$, como una función del logaritmo de la masa velocidad de la fase gaseosa $\text{Log } G'_s$, a flujo de fase líquida constante, delineando la zona estable, carga e inundación para la torre de Absorción Gaseosa.



Gráfica 2. Caída de presión del gas para el flujo a contracorriente del líquido y el gas para el empaque I – Ring, a flujos de líquido constantes.

En la gráfica 2 podemos observar que a una velocidad fija del líquido, la caída de presión del gas aumenta al aumentar el flujo del gas, debido principalmente a la reducción de la sección transversal que puede utilizarse para el flujo del gas como resultado de la presencia del líquido.

En la región por debajo de A, la cantidad de líquido contenido en el lecho empacado, es constante con respecto a los cambios en la velocidad del gas, aunque aumenta con el

flujo del líquido. En la región entre A y B, la retención del líquido aumenta rápidamente con el flujo del gas, el área libre para el flujo del gas se reduce y la caída de presión aumenta más rápidamente. Esto se conoce como zona de carga.

Cuando el flujo del gas aumenta hasta B a un flujo fijo del líquido, una capa del líquido, a través de la cual burbujea el gas, aparece en la parte superior del empaque. Al mismo tiempo, el arrastre del líquido por el gas aumenta con rapidez y la torre se inunda.

Entonces, la caída de presión del gas aumenta muy rápidamente. Con lo cual disminuye la eficiencia de contacto entre las fases y se ve afectado el fenómeno de transferencia de masa. Por lo que no es conveniente trabajar u operar el equipo en esta región. Cada velocidad del líquido tiene sus propios puntos de carga e inundación.

5.2. Análisis de resultados para humidificación y absorción.

Humidificación

En la siguiente tabla se muestran las temperaturas de bulbo seco y bulbo húmedo del aire de entrada y salida, y las temperaturas de entrada y salida del líquido.

Tabla 5.5. Datos experimentales de las corridas del proceso de humidificación.

$L' = 12 \text{ LPM} = 10.93 \text{ kg./m}^2 \text{ s}$								
Corrida	$G's$ $\text{kg./m}^2 \text{ s}$	Temp. de aire de entrada ($^{\circ}\text{C}$)		Temp. de aire de salida ($^{\circ}\text{C}$)		Temp. de agua ($^{\circ}\text{C}$)		Humedad Absoluta $Y' \left[\frac{\text{kgH}_2\text{O}}{\text{kgAS.}} \right]$
		t_G	t_w	t_G	t_w	$t_{Lent.}$	$t_{Lsal.}$	
1	0.6808	26	12	24	22	22	21.5	Entrada
2	0.7527	26	12	24	22	22	21.5	0.006 a 26/12 $^{\circ}\text{C}$
3	0.8169	27	12	24	22	22	21.5	0.0055 a 27/12 $^{\circ}\text{C}$
4	0.8775	27	12	24	22	22	21.5	Salida
5	0.9342	27	12	24	22	22	21.5	0.021 a 24/22 $^{\circ}\text{C}$

Tabla 5.5 (Continuación)

<i>L' = 14 LPM = 12.75 kg./m² s</i>								
<i>Corrida</i>	<i>G's</i> <i>kg./m²s</i>	<i>Temp. de aire de entrada</i> <i>(°C)</i>		<i>Temp. de aire de salida</i> <i>(°C)</i>		<i>Temp. de agua (°C)</i>		<i>Humedad Absoluta</i> $Y' \left[\frac{kgH_2O}{kgAS.} \right]$
		<i>t_G</i>	<i>t_w</i>	<i>t_G</i>	<i>t_w</i>	<i>t_{Lent.}</i>	<i>t_{Lsal}</i>	
6	0.6797	27	12	24	23	23.5	23	Entrada
7	0.7514	27	12	24	23	23.5	23	0.005 a 28/12°C
8	0.8156	28	12	24	23	23.5	23	Salida
9	0.8761	28	12	24	23	23.5	23	0.021 a 24/23°C
<i>L' = 16 LPM = 14.5 kg./m² s</i>								
<i>Corrida</i>	<i>G's</i> <i>kg./m² s</i>	<i>Temp. de aire de entrada</i> <i>(°C)</i>		<i>Temp. de aire de salida</i> <i>(°C)</i>		<i>Temp. de agua (°C)</i>		<i>Humedad Absoluta</i> $Y' \left[\frac{kgH_2O}{kgAS.} \right]$
		<i>t_G</i>	<i>t_w</i>	<i>t_G</i>	<i>t_w</i>	<i>t_{Lent.}</i>	<i>t_{Lsal}</i>	
10	0.5984	28	12	24	23	23.5	23	Entrada
11	0.6786	28	12	24	23	23.5	23	0.005 a 28/12°C
12	0.7502	28	12	24	23	23.5	23	Salida
13	0.8156	28	12	24	23	23.5	23	0.021 a 24/23°C
<i>L' = 18 LPM = 16.4 kg./m² s</i>								
<i>Corrida</i>	<i>G's</i> <i>kg./m² s</i>	<i>Temp. de aire de entrada</i> <i>(°C)</i>		<i>Temp. de aire de salida</i> <i>(°C)</i>		<i>Temp. de agua (°C)</i>		<i>Humedad Absoluta</i> $Y' \left[\frac{kgH_2O}{kgAS.} \right]$
		<i>t_G</i>	<i>t_w</i>	<i>t_G</i>	<i>t_w</i>	<i>t_{Lent.}</i>	<i>t_{Lsal}</i>	
14	0.5986	28	12	24	23	24	23.5	Entrada
15	0.6788	28	12	24	23	24	23.5	0.005 a 28/12°C
16	0.7504	28	12	24	23	24	23.5	Salida
17	0.8158	28	12	24	23	24	23.5	0.021 a 24/23°C
<i>L' = 20 LPM = 18.22 kg./m² s</i>								
<i>Corrida</i>	<i>G's</i> <i>kg./m² s</i>	<i>Temp. de aire de entrada</i> <i>(°C)</i>		<i>Temp. de aire de salida</i> <i>(°C)</i>		<i>Temp. de agua (°C)</i>		<i>Humedad Absoluta</i> $Y' \left[\frac{kgH_2O}{kgAS.} \right]$
		<i>t_G</i>	<i>t_w</i>	<i>t_G</i>	<i>t_w</i>	<i>t_{Lent.}</i>	<i>t_{Lsal}</i>	
18	0.5985	28	12	25	22	22.5	22	Entrada
19	0.6787	28	12	25	22	22.5	22	0.005 a 28/12°C
20	0.7505	28	12	25	22	22.5	22	Salida
								0.021 a 25/22°C

En la siguiente tabla se muestran los coeficientes volumétricos globales de transferencia de masa para la fase gaseosa $K_Y'a$, el número de unidades N_{IOG} y la altura de una unidad de transferencia de masa H_{IOG} .

Tabla 5.6. Coeficientes volumétricos globales de transferencia de masa para la fase gaseosa.

$L' = 12 \text{ LPM} = 10.93 \text{ kg./m}^2 \text{ s}$				
Corrida	$G's \text{ kg./m}^2 \text{ s}$	N_{IOG}	$H_{IOG} (m)$	$K_Y'a \text{ kg./m}^3 \text{ s}$
1	0.6808	7.478	0.30088	2.26
2	0.7527	7.477	0.30092	2.5
3	0.8169	7.479	0.30084	2.71
4	0.8775	7.478	0.30088	2.91
5	0.9342	7.476	0.30096	3.1
$L' = 14 \text{ LPM} = 12.75 \text{ kg./m}^2 \text{ s}$				
Corrida	$G's \text{ kg./m}^2 \text{ s}$	N_{IOG}	$H_{IOG} (m)$	$K_Y'a \text{ kg./m}^3 \text{ s}$
6	0.6797	6.084	0.3698	1.83
7	0.7514	6.085	0.3697	2.03
8	0.8156	6.083	0.3698	2.2
9	0.8761	6.084	0.3698	2.37
$L' = 16 \text{ LPM} = 14.5 \text{ kg./m}^2 \text{ s}$				
Corrida	$G's \text{ kg./m}^2 \text{ s}$	N_{IOG}	$H_{IOG} (m)$	$K_Y'a \text{ kg./m}^3 \text{ s}$
10	0.5984	6.872	0.3274	1.82
11	0.6786	6.871	0.3274	2.07
12	0.7502	6.873	0.3273	2.29
13	0.8156	6.874	0.3273	2.49
$L' = 18 \text{ LPM} = 16.4 \text{ kg./m}^2 \text{ s}$				
Corrida	$G's \text{ kg./m}^2 \text{ s}$	N_{IOG}	$H_{IOG} (m)$	$K_Y'a \text{ kg./m}^3 \text{ s}$
14	0.5986	3.065	0.7341	0.81
15	0.6788	3.066	0.7338	0.92
16	0.7504	3.063	0.7345	1.02
17	0.8158	3.067	0.7336	1.11
$L' = 20 \text{ LPM} = 18.22 \text{ kg./m}^2 \text{ s}$				
Corrida	$G's \text{ kg./m}^2 \text{ s}$	N_{IOG}	$H_{IOG} (m)$	$K_Y'a \text{ kg./m}^3 \text{ s}$
18	0.5985	4.398	0.5115	1.16
19	0.6787	4.397	0.5117	1.32
20	0.7505	4.396	0.5118	1.46

Tabla 5.7. Datos para la correlación del coeficiente volumétrico global $K_Y'a$ en el proceso de humidificación.

$G's$ $kg./m^2 s$	L' $kg./m^2 s$	$K_Y'a$ $kg./m^3 s$ <i>Experimental</i>	$Log G's$	$Log L'$	$Log K_Y'a$
0.6808	10.93	2.26	-0.1670	1.0386	0.3541
0.6797	12.75	1.83	-0.1677	1.1055	0.2625
0.5984	14.5	1.82	-0.2230	1.1614	0.2601
0.5986	16.4	0.81	-0.2229	1.2148	-0.0915
0.5985	18.22	1.16	-0.2229	1.2605	0.0645
0.7527	10.93	2.5	-0.1234	1.0386	0.3979
0.7514	12.75	2.03	-0.1241	1.1055	0.3075
0.6786	14.5	2.07	-0.1684	1.1614	0.3160
0.6788	16.4	0.92	-0.1683	1.2148	-0.0362
0.6787	18.22	1.32	-0.1683	1.2605	0.1206
0.8169	10.93	2.71	-0.0878	1.0386	0.4330
0.8155	12.75	2.2	-0.0886	1.1055	0.3424
0.7502	14.5	2.29	-0.1248	1.1614	0.3598
0.7504	16.4	1.02	-0.1247	1.2148	0.0086
0.7505	18.22	1.46	-0.1246	1.2605	0.1644
0.8775	10.93	2.91	-0.0568	1.0386	0.4639
0.8761	12.75	2.37	-0.0574	1.1055	0.3747
0.8156	14.5	2.49	-0.0885	1.1614	0.3962
0.8158	16.4	1.11	-0.0884	1.2148	0.0453
0.9342	10.93	3.1	-0.0296	1.0386	0.4914

Para obtener la correlación se propusieron las siguientes ecuaciones:

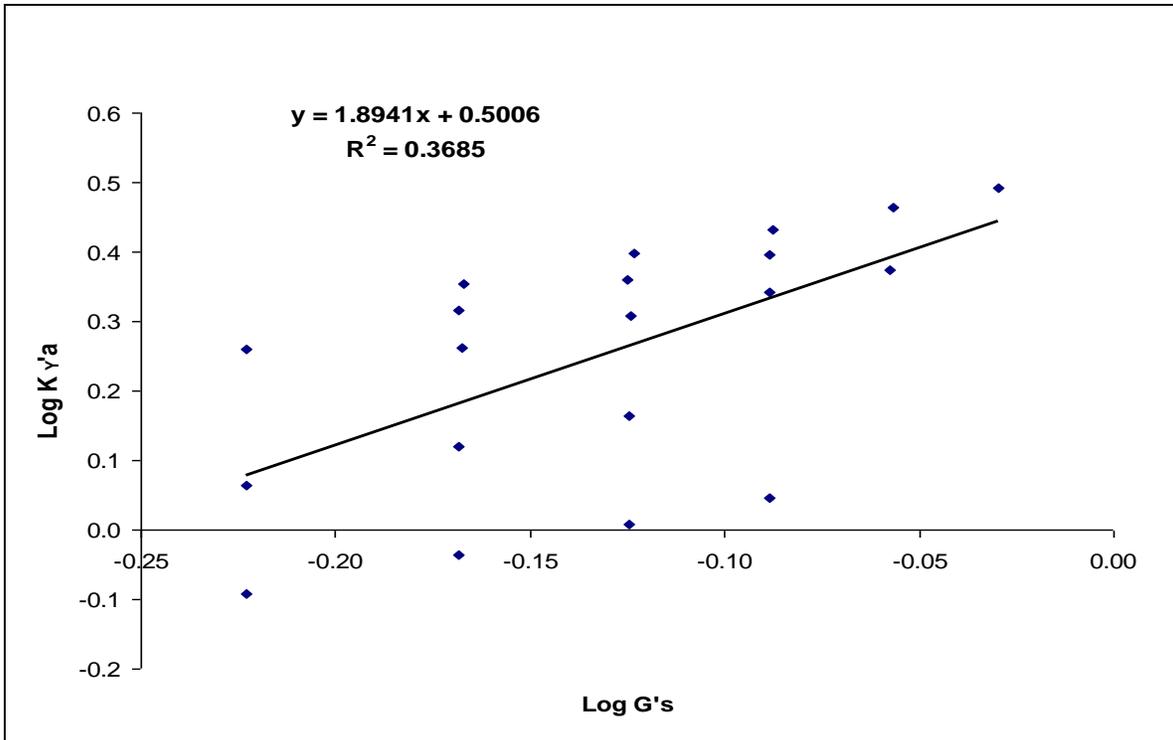
$$K_Y'a = \alpha G_s^\beta$$

$$K_Y'a = \alpha L'^\gamma$$

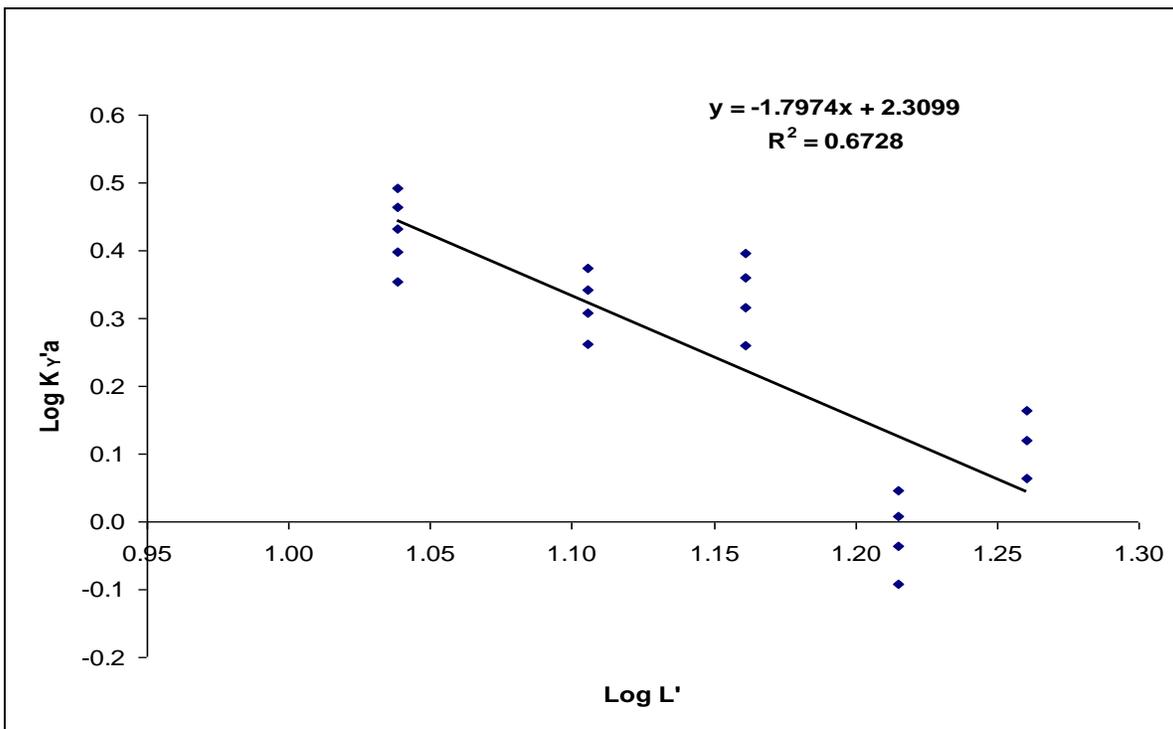
$$\text{Log}K_Y'a = \beta \text{Log}G_s + \text{Log}\alpha$$

$$\text{Log}K_Y'a = \gamma \text{Log}L' + \text{Log}\alpha$$

A partir de las ecuaciones anteriores se realizaron los gráficos 3 y 4: uno de $\text{Log}K_Y'a$ en función del $\text{Log}G_s$ y el otro de $\text{Log}K_Y'a$ en función del $\text{Log}L'$, con los datos de la tabla 5.7.



Gráfica 3. Regresión lineal de los datos experimentales de todas las corridas (coeficiente de T de M en función del flujo de gas).



Gráfica 4. Regresión lineal de los datos experimentales de todas las corridas (coeficiente de T de M en función del flujo de líquido).

Utilizando los datos obtenidos de la regresión lineal de las gráficas 3 y 4, se obtienen las siguientes ecuaciones:

$$\text{Log}K_Y 'a = 1.8941 \text{Log}G'_s + 0.5006$$

$$\text{Log}K_Y 'a = -1.7974 \text{Log}L' + 2.3099$$

Sumando y reordenando las ecuaciones anteriores tenemos:

$$K_Y 'a = \frac{25.4G'_s{}^{0.947}}{L'^{0.8987}} \quad (5.1)$$

En donde:

$$G'_s \text{ [kg./m}^2\text{ s}$$

$$L' \text{ [kg./m}^2\text{ s}$$

$$K_Y 'a \text{ [kg./m}^3\text{ s}$$

Ecuación empírica para determinar coeficientes volumétricos globales de transferencia de masa $K_Y 'a$ en los rangos de G'_s de 0.6 a 0.932 kg./m² s y L' de 10.96 a 18.10 kg./m² s, para el empaque I – Ring.

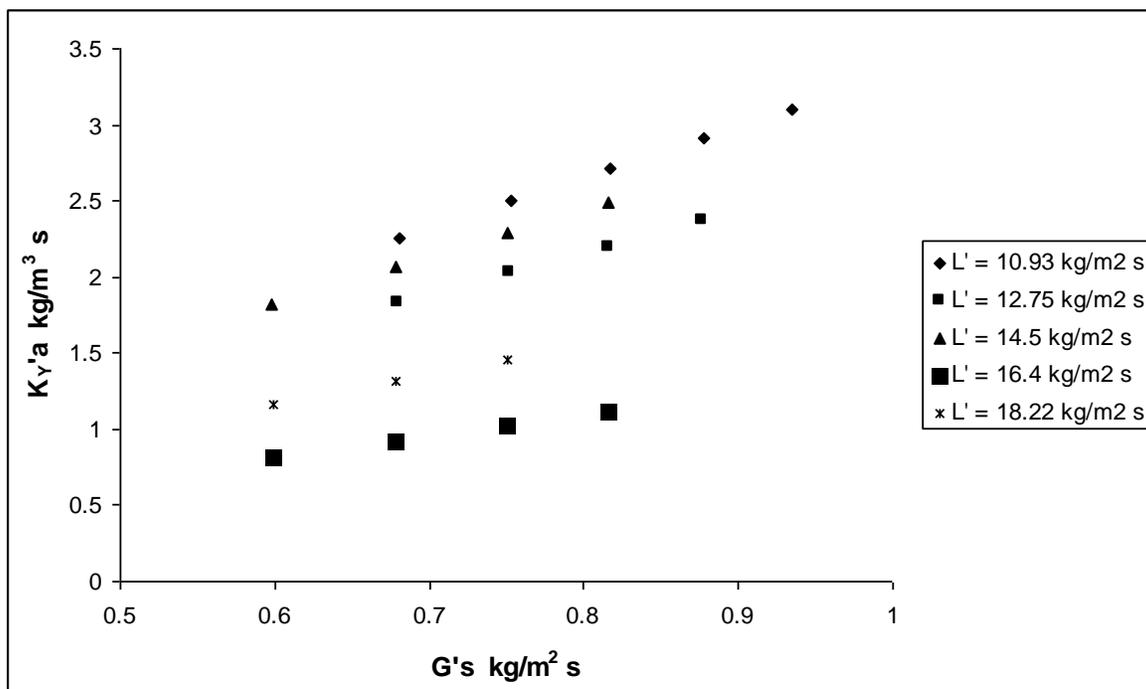
En la siguiente tabla se muestran los coeficientes volumétricos globales de transferencia de masa $K_Y 'a$ calculados con la ecuación empírica, determinando el error con respecto al experimental.

Tabla 5.8. Datos de los coeficientes volumétricos globales de transferencia de masa calculados a partir de la ecuación empírica.

G'_s kg./m ² s	L' kg./m ² s	$K_Y 'a$ kg./m ³ s Experimental	$K_Y 'a$ kg./m ³ s Calculado	Error (Exp. -Cal.)/Exp.
0.6808	10.93	2.26	2.057	0.0897
0.6797	12.75	1.83	1.789	0.0226
0.5984	14.5	1.82	1.412	0.2240
0.5986	16.4	0.81	1.265	-0.5614
0.5985	18.22	1.16	1.150	0.0083
0.7527	10.93	2.5	2.262	0.0950

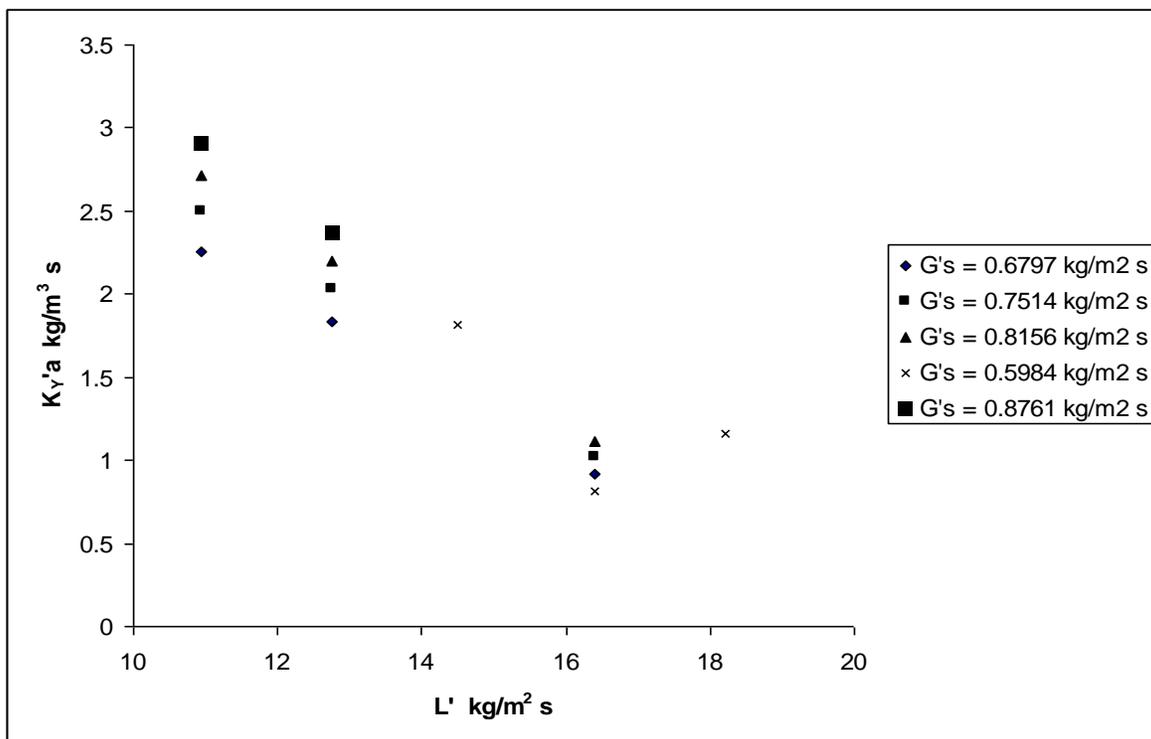
0.7514	12.75	2.03	1.967	0.0311
0.6786	14.5	2.07	1.591	0.2314
0.6788	16.4	0.92	1.425	-0.5486
0.6787	18.22	1.32	1.296	0.0182
0.8169	10.93	2.71	2.445	0.0978
0.8155	12.75	2.2	2.125	0.0339
0.7502	14.5	2.29	1.749	0.2360
0.7504	16.4	1.02	1.567	-0.5359
0.7505	18.22	1.46	1.425	0.0237
0.8775	10.93	2.91	2.616	0.1009
0.8761	12.75	2.37	2.275	0.0402
0.8156	14.5	2.49	1.894	0.2395
0.8158	16.4	1.11	1.696	-0.5276
0.9342	10.93	3.1	2.776	0.1045

La siguiente gráfica muestra el comportamiento del coeficiente volumétrico global $K_y'a$ al aumentar la velocidad del gas para el empaque I – Ring.



Gráfica 5. Comportamiento del coeficiente volumétrico global de transferencia de masa respecto al flujo de gas, con diferentes flujos líquidos en el empaque I – Ring.

La siguiente gráfica muestra el comportamiento del coeficiente volumétrico global $K_Y'a$ al aumentar la velocidad del líquido para el empaque I – Ring.



Gráfica 6. Comportamiento del coeficiente volumétrico global de transferencia de masa respecto al flujo de líquido, con diferentes flujos de gas en el empaque I – Ring.

Como se puede observar en los resultados obtenidos experimentalmente en el proceso de humidificación tabulados en la tabla 5.5, las temperaturas del líquido y del gas, no tienen una variación considerable, por tanto, hay una variación mínima en las humedades absolutas del aire en cada una de las corridas, por lo que la pendiente de la línea operante varía muy poco.

Analizando la tabla 5.6, se observa que el coeficiente volumétrico global de transferencia de masa está en función de los flujos de líquido y el gas, ya que en cada serie de corridas hay una mínima variación del número de unidades globales y de la altura global de una unidad de transferencia del gas a diferentes cambios en los flujos de ambas fases. Esto debido a que no existe una variación en la inclinación de la línea operante.

Analizando las gráficas 5 y 6, se observa que al aumentar el flujo de fase gaseosa el coeficiente volumétrico global de transferencia de masa aumenta, a flujos de líquido constantes, en cambio al aumentar los flujos de fase líquida, éstos disminuyen a flujos de gas constantes. Esto también se ve reflejado en la correlación empírica obtenida a partir de los datos experimentales.

Por lo que la correlación nos indica que $K_Y'a$ se incrementa al aumentar la velocidad del gas y disminuye al aumentar la velocidad del líquido y la primera es la que ejerce mayor influencia. El aumento en el coeficiente nos indica que hay poca resistencia a transferencia de masa.

Absorción

En la siguiente tabla se muestran las temperaturas de entrada del líquido y el gas, y el porcentaje de CO₂ en el gas a la entrada y salida.

Tabla 5.9. Datos experimentales de las corridas del proceso de Absorción de CO₂.

$G_1 = 0.6654$ kg./min.					
Corridas	L (kg./min.)	Temp. MEA Entrada	Entrada % CO₂	Temp. Gas Entrada	Salida % CO₂
1	12	25	4.363	25.27	0.485
2	14	2505	4.363	25.2	0.464
3	16	25	4.363	25.18	0.455
$G_2 = 0.5647$ kg./min					
4	12	24.5	4.688	23.17	0.495
5	14	24.5	4.688	23.17	0.488
6	16	24	4.688	23.17	0.447
7	18	24	4.688	23.2	0.5
$G_3 = 0.5034$ kg./min					
8	12	25	4.882	24.82	0.486
9	14	25	4.882	24.82	0.505
10	16	25	4.882	24.82	0.475
11	18	25	4.882	24.9	0.513
$G_4 = 0.6153$ kg./min.					
12	12	25	3.904	25.14	0.405

En la tabla siguiente se muestra los coeficientes globales de transferencia de masa, y los números de unidades y la altura de una unidad de transferencia para la fase gaseosa, calculados a partir de los datos experimentales.

Tabla 5.10. *Coeficientes de transferencia de masa globales para la fase gaseosa.*

<i>Corrida</i>	<i>G</i> <i>kmol/m² h</i>	<i>L</i> <i>kmol/m² h</i>	<i>N_{iOG}</i>	<i>H_{iOG} (m)</i>	<i>K_{y,a}</i> <i>kmol/ h m³ (frac. mol)</i>
1	73.8213	1770.120	2.3437	0.96	78.74
2		2065.140	2.3361	0.9631	78.26
3		2360.160	2.4517	0.9177	82.11
4	62.5548	1770.120	2.4045	0.9357	68.47
5		2065.140	2.3788	0.9458	67.71
6		2360.160	2.5	0.9	71.17
7		2655.181	2.507	0.8973	71.39
8	55.7621	1770.120	2.4804	0.9071	63.03
9		2065.140	2.4902	0.9035	63.27
10		2360.160	2.636	0.8535	66.99
11		2655.181	2.5531	0.8812	64.87
12	68.4320	1770.120	2.4336	0.9245	75.51

Tabla 5.11. *Datos para la correlación del coeficiente global de transferencia de masa para la fase gaseosa en el proceso de absorción gaseosa.*

<i>G</i> <i>kmol/m² h</i>	<i>L</i> <i>kmol/m² h</i>	<i>K_{y,a}</i> <i>kmol/ h m³ (frac. mol)</i> <i>Experimental</i>	<i>log G</i>	<i>log L</i>	<i>log K_{y,a}</i>
73.8213	1770.120	78.74	1.8681	3.2289	1.8962
	2065.140	78.26	1.8681	3.2959	1.8935
	2360.160	82.11	1.8681	3.3538	1.9144
62.5548	1770.120	68.47	1.7962	3.2289	1.8355
	2065.140	67.71	1.7962	3.2959	1.8306
	2360.160	71.17	1.7962	3.3538	1.8523
	2655.181	71.39	1.7962	3.4050	1.8536
55.7621	1770.120	63.03	1.7463	3.2289	1.7995
	2065.140	63.27	1.7463	3.2959	1.8012
	2360.160	66.99	1.7463	3.3538	1.8260
	2655.181	64.87	1.7463	3.4050	1.8120
68.4320	1770.120	75.51	1.8352	3.2289	1.8780

Para obtener la correlación se propusieron las siguientes ecuaciones:

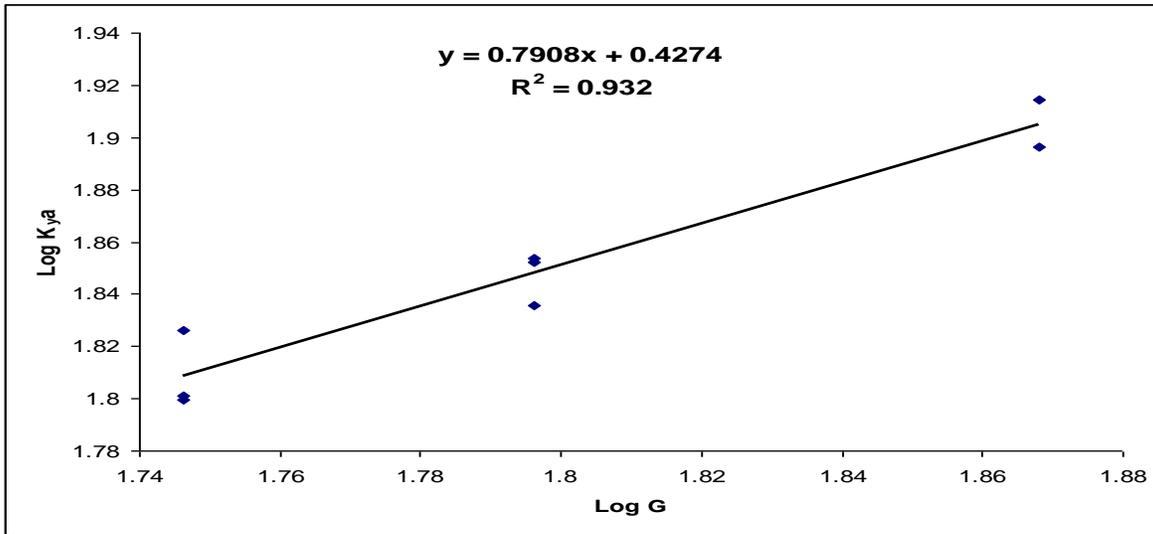
$$K_y a = \alpha G^\beta$$

$$K_y a = \alpha L^\gamma$$

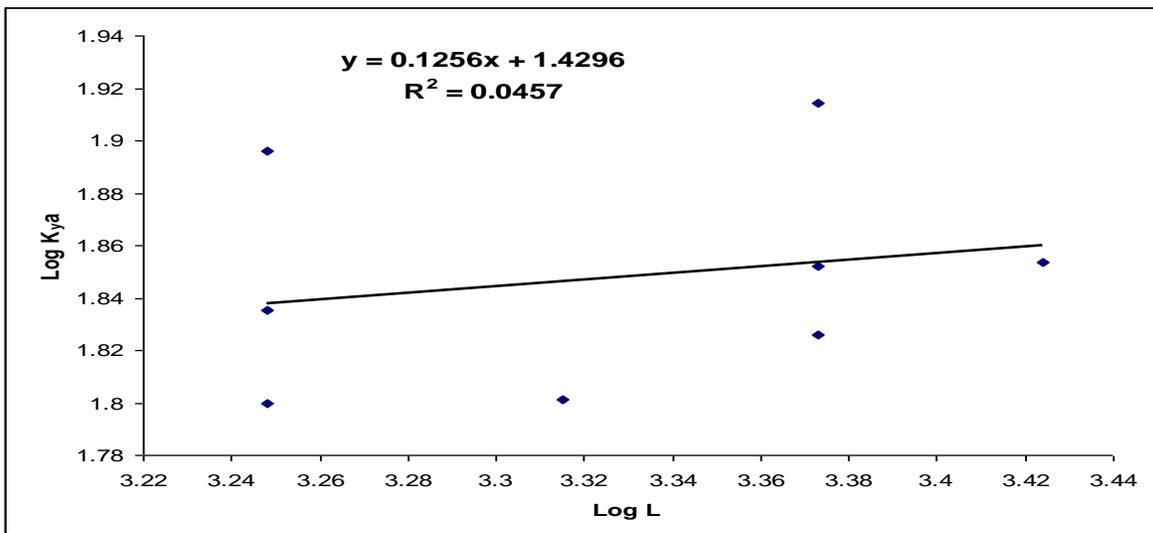
$$\text{Log} K_y a = \beta \text{Log} G + \text{Log} \alpha$$

$$\text{Log} K_y a = \gamma \text{Log} L + \text{Log} \alpha$$

A partir de las ecuaciones anteriores se realizaron los gráficos 7 y 8: uno de $\text{Log} K_y a$ en función del $\text{Log} G$ y el otro de $\text{Log} K_y a$ en función del $\text{Log} L$, utilizando los datos de la tabla 5.11.



Gráfica 7. Regresión lineal de los datos experimentales de todas las corridas (coeficiente de T de M en función del flujo de gas).



Gráfica 8. Regresión lineal de los datos experimentales de todas las corridas (coeficiente de T de M en función del flujo de líquido).

Utilizando los datos de la regresión lineal de las gráficas 7 y 8, se obtuvieron las siguientes ecuaciones:

$$\text{Log}K_y a = 0.7908 \text{Log}G + 0.4274$$

$$\text{Log}K_y a = 0.1256 \text{Log}L + 1.4296$$

Sumando y ordenando términos de las ecuaciones anteriores tenemos:

$$K_y a = 8.482 G^{0.3954} L^{0.0628} \quad (5.2)$$

En donde:

$$G \left[\frac{\text{kmol}}{\text{m}^2 \text{h}} \right]$$

$$L \left[\frac{\text{kmol}}{\text{m}^2 \text{h}} \right]$$

$$K_y a \left[\frac{\text{kmol}}{\text{m}^3 \text{h}} \left(\frac{\text{frac. mol}}{\text{frac. mol}} \right) \right]$$

Que es la ecuación empírica para determinar coeficientes volumétricos globales de transferencia de masa $K_y a$ en los rangos de G de 55.76 a 73.82 $\text{kmol}/\text{m}^2 \text{h}$. y L de 1770.12 a 2655.18 $\text{kmol}/\text{m}^2 \text{h}$, para el empaque I – Ring.

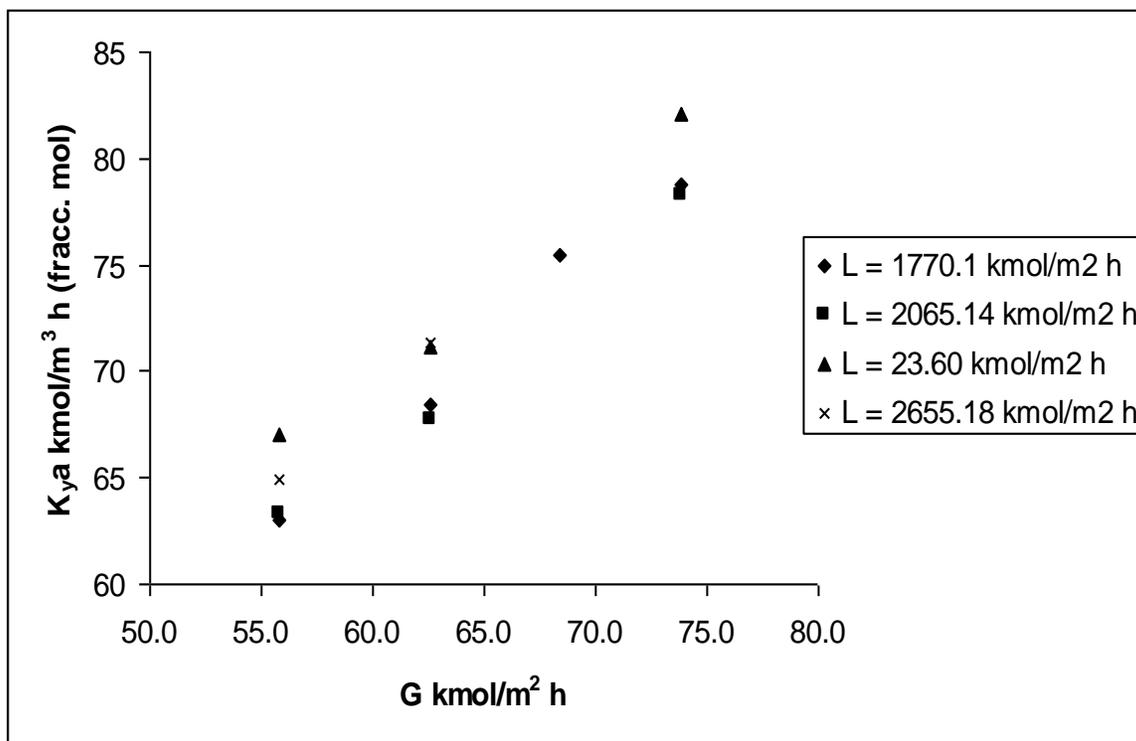
En la siguiente tabla se muestran los coeficientes volumétricos globales de transferencia de masa $K_y a$ calculados con la ecuación empírica, determinando el error con respecto al experimental.

Tabla 5.12. Datos de los coeficientes volumétricos globales de transferencia de masa calculados a partir de la ecuación empírica.

G $\text{kmol}/\text{m}^2 \text{h}$	L $\text{kmol}/\text{m}^2 \text{h}$	$K_y a$ $\text{kmol}/\text{h m}^3$ (frac. mol) <i>Experimental</i>	$K_y a$ $\text{kmol}/\text{h m}^3$ (frac. mol) <i>Calculado</i>	<i>Error</i> (Exp. - Cal.)/Exp.
73.8213	1770.120	78.74	74.33	0.05603
	2065.140	78.26	75.05	0.04101
	2360.160	82.11	75.68	0.07827
62.5548	1770.120	68.47	69.62	-0.01675
	2065.140	67.71	70.29	-0.03816

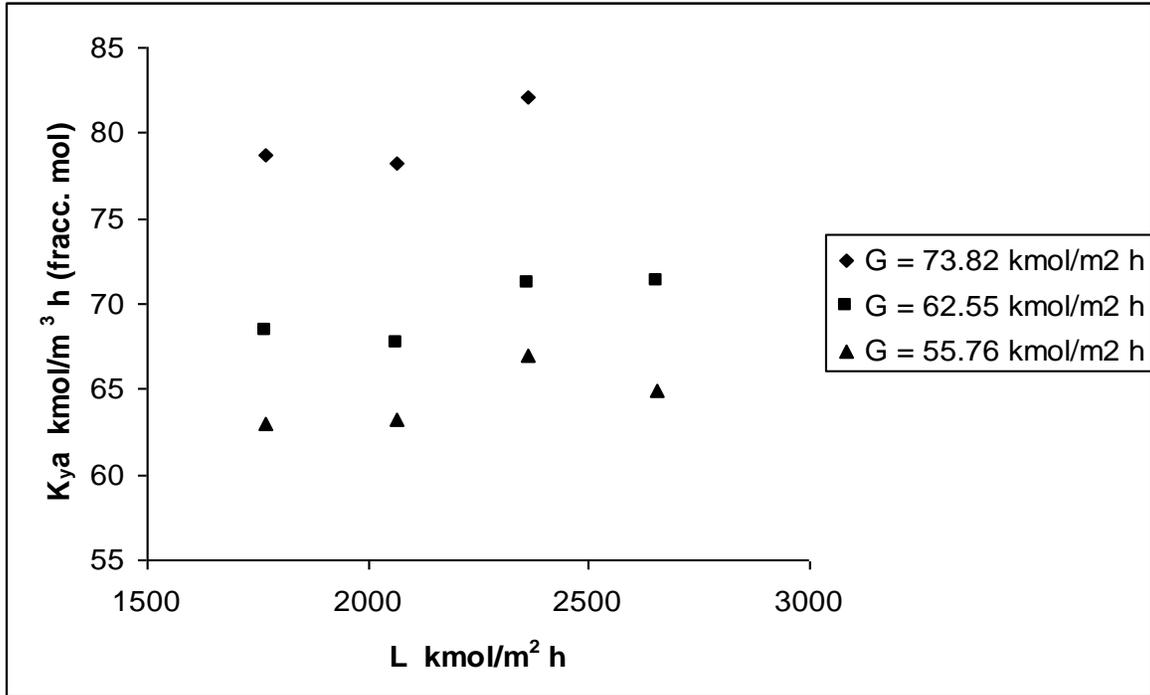
	2360.160	71.17	70.89	0.00399
	2655.181	71.39	71.41	-0.00031
55.7621	1770.120	63.03	66.52	-0.05543
	2065.140	63.27	67.17	-0.06165
	2360.160	66.99	67.74	-0.01114
	2655.181	64.87	68.24	-0.05194
68.4320	1770.120	75.51	72.13	0.04472

La siguiente gráfica muestra el comportamiento del coeficiente global de transferencia de masa $K_y a$ experimental al aumentar la velocidad del gas en el empaque I – Ring.



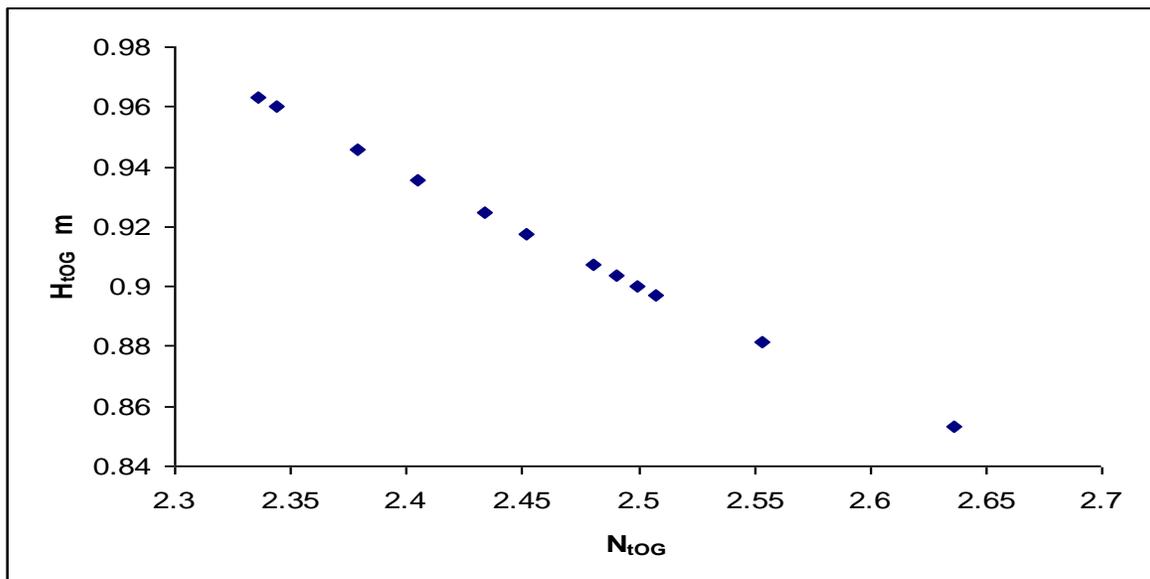
Gráfica 9. Comportamiento del $K_y a$ respecto al flujo de gas, con diferentes flujos líquidos en el empaque I – Ring.

La siguiente gráfica muestra el comportamiento del coeficiente $K_y a$ experimental al aumentar la velocidad del líquido en el empaque I – Ring.



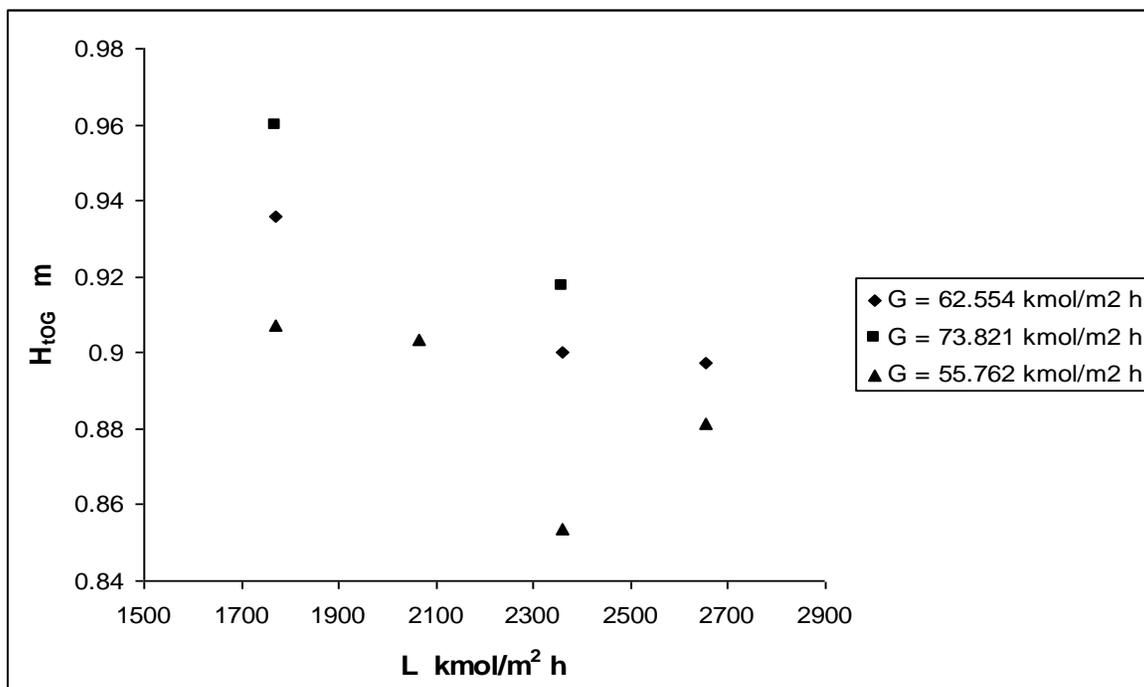
Gráfica 10. Comportamiento del K_{ya} respecto al flujo de líquido, con diferentes flujos de gas en el empaque I – Ring.

La siguiente gráfica muestra el comportamiento del H_{tOG} experimental en función del número de unidades de transferencia N_{tOG} en el empaque I – Ring.



Gráfica 11. Comportamiento del H_{tOG} respecto al N_{tOG} , con diferentes flujos de líquido y gas en el empaque I – Ring.

La siguiente gráfica muestra el comportamiento del H_{tOG} experimental al aumentar la velocidad del líquido en el empaque I – Ring.



Gráfica 12. Comportamiento del H_{tOG} respecto al flujo de líquido, con diferentes flujos de gas en el empaque I – Ring.

En la tabla siguiente se muestra los coeficientes globales de transferencia de masa, los números de unidades y alturas de una unidad de transferencia para la fase líquida, calculados a partir de los datos experimentales.

Tabla 5.13. Coeficientes de transferencia de masa globales para la fase líquida.

Corrida	G $kmol/m^2 h$	L $kmol/m^2 h$	N_{tOL}	H_{tOL} (m)	$K_x a$ $kmol/h m^3$ (frac. mol)
1	73.8213	1770.120	0.0974	23.104	97.223
2		2065.140	0.0926	24.29	107.57
3		2360.160	0.08102	27.77	107.28
4	62.5548	1770.120	0.0973	23.118	97.128
5		2065.140	0.08306	27.087	96.412
6		2360.160	0.0732	30.734	96.925
7		2655.181	0.0583	38.561	86.741

8	55.7621	1770.120	0.08947	25.148	89.423
9		2065.140	0.07602	29.597	88.388
10		2360.160	0.0657	34.246	87.133
11		2655.181	0.0588	38.232	87.664
12	68.4320	1770.120	0.08945	25.153	88.785

Tabla 5.14. Datos para la correlación del coeficiente global de transferencia de masa para la fase líquida en el proceso de absorción gaseosa.

G <i>kmol/m² h</i>	L <i>kmol/m² h</i>	K_xa <i>kmol/ h m³ (frac. mol)</i>	log G	log L	Log K_xa
73.8213	1770.120	97.223	1.8681	3.2289	1.9877
	2065.140	107.57	1.8681	3.2959	2.0316
	2360.160	107.28	1.8681	3.3538	2.0305
62.5548	1770.120	97.128	1.7962	3.2289	1.9873
	2065.140	96.412	1.7962	3.2959	1.9841
	2360.160	96.925	1.7962	3.3538	1.9864
	2655.181	86.741	1.7962	3.4050	1.9382
55.7621	1770.120	89.423	1.7463	3.2289	1.9514
	2065.140	88.388	1.7463	3.2959	1.9463
	2360.160	87.133	1.7463	3.3538	1.9401
	2655.181	87.664	1.7463	3.4050	1.9428
68.4320	1770.120	88.785	1.8352	3.2289	1.9483

Para obtener la correlación se propusieron las siguientes ecuaciones:

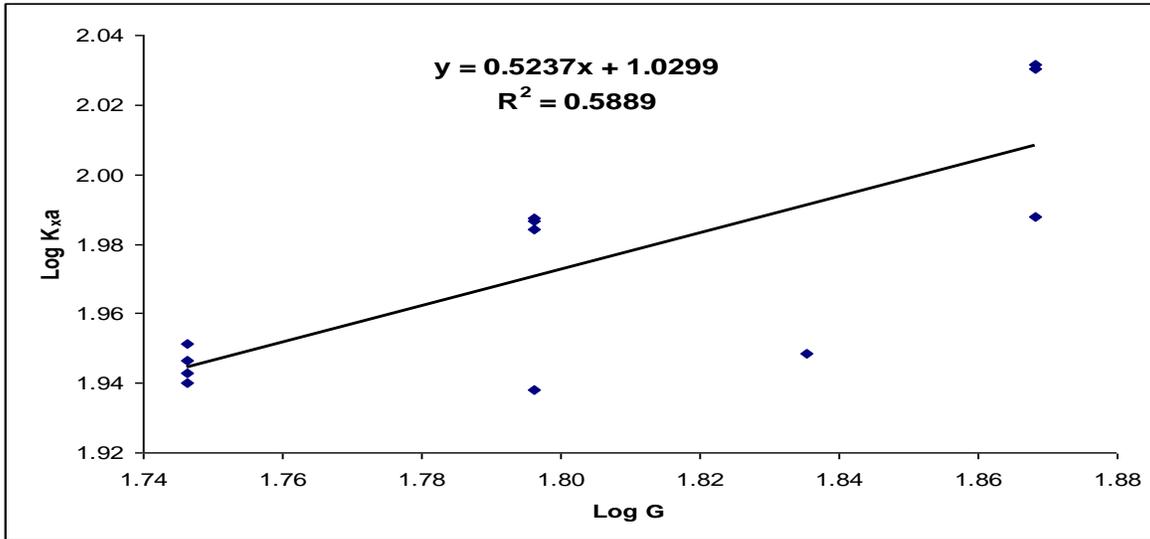
$$K_x a = \alpha G^\beta$$

$$K_x a = \alpha L^\gamma$$

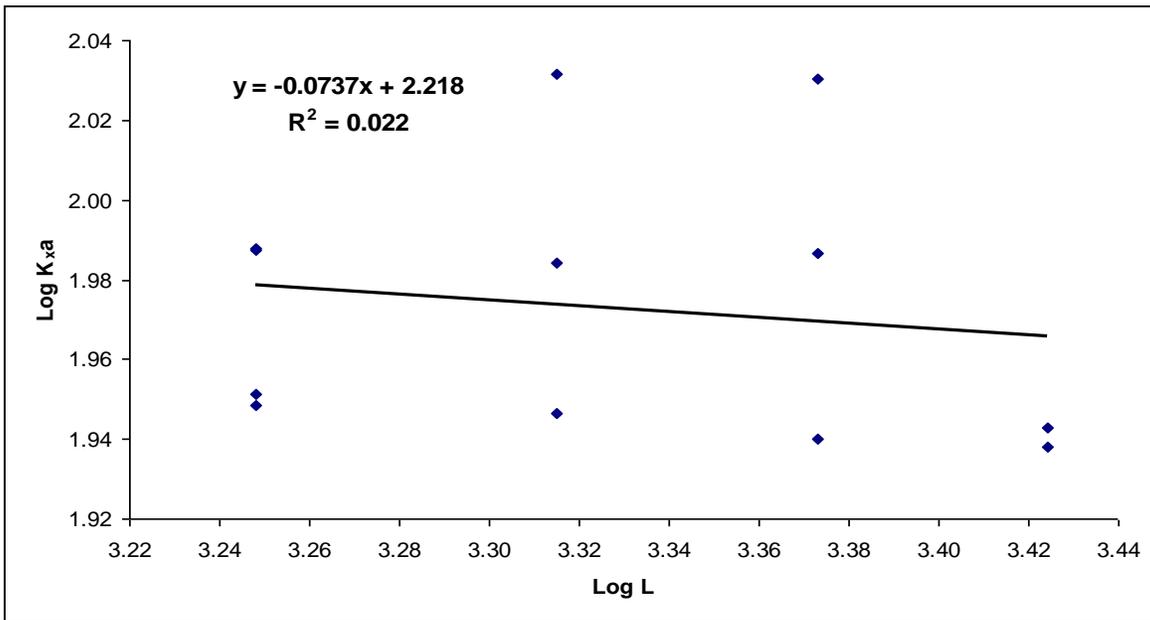
$$\text{Log} K_x a = \beta \text{Log} G + \text{Log} \alpha$$

$$\text{Log} K_x a = \gamma \text{Log} L + \text{Log} \alpha$$

A partir de las ecuaciones anteriores se realizaron los gráficos 13 y 14: uno de $\text{Log} K_x a$ en función del $\text{Log} G$ y el otro de $\text{Log} K_x a$ en función del $\text{Log} L$, utilizando los datos de la tabla 5.14.



Gráfica 13. Regresión lineal de los datos experimentales de todas las corridas (coeficiente de T de M en función del flujo de gas).



Gráfica 14. Regresión lineal de los datos experimentales de todas las corridas (coeficiente de T de M en función del flujo de líquido).

Utilizando los datos de la regresión lineal de las gráficas 13 y 14, se obtuvieron las siguientes ecuaciones:

$$\text{Log}K_x a = 0.5237 \text{Log}G + 1.0299$$

$$\text{Log}K_x a = -0.0737 \text{Log}L + 2.218$$

Sumando y ordenando términos de las ecuaciones anteriores tenemos:

$$K_x a = \frac{42.0G^{0.2618}}{L^{0.0368}} \quad (5.3)$$

En donde:

$$G \left[\frac{\text{kmol}}{\text{m}^2 \text{h}} \right]$$

$$L \left[\frac{\text{kmol}}{\text{m}^2 \text{h}} \right]$$

$$K_x a \left[\frac{\text{kmol}}{\text{m}^3 \text{h}} \left(\frac{\text{mol}}{\text{frac. mol}} \right) \right]$$

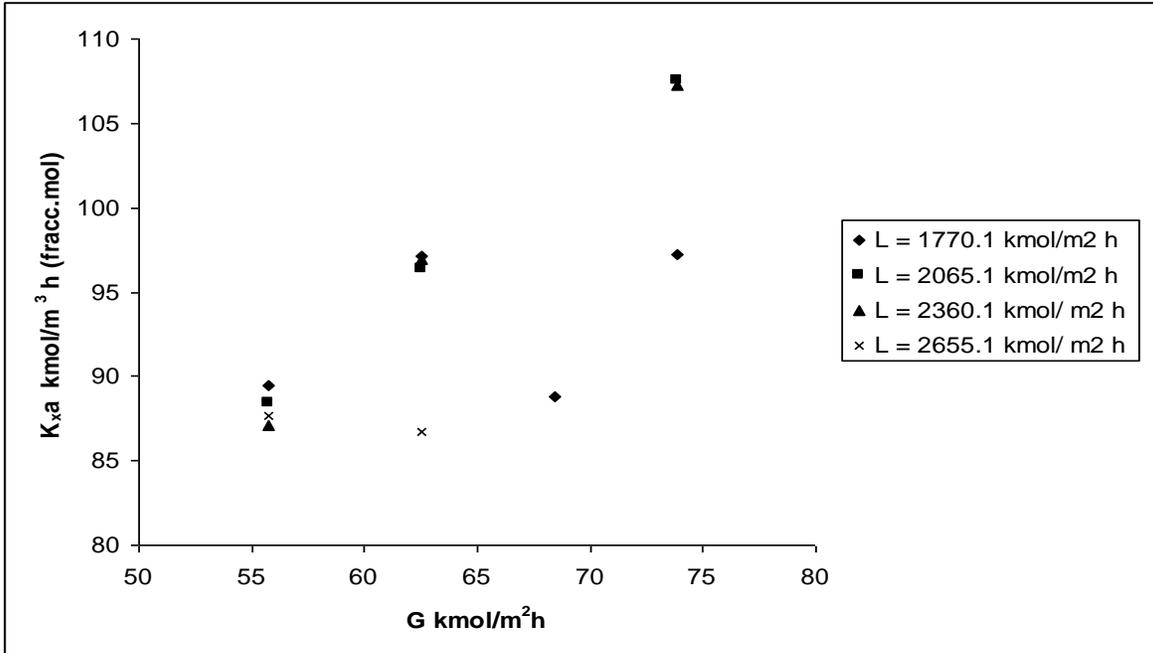
Que es la ecuación empírica para determinar coeficientes volumétricos globales de transferencia de masa $K_x a$ en los rangos de G de 55.76 a 73.82 kmol/m² h y L de 1770.12 a 2655.18 kmol/m² h, para el empaque I – Ring.

Se realiza el cálculo del coeficiente volumétrico global de transferencia de masa $K_x a$ con la ecuación empírica, calculando el error con respecto al experimental, los cuales se muestran en la siguiente tabla.

Tabla 5.15. Datos de los coeficientes volumétricos globales de transferencia de masa calculados a partir de la ecuación empírica.

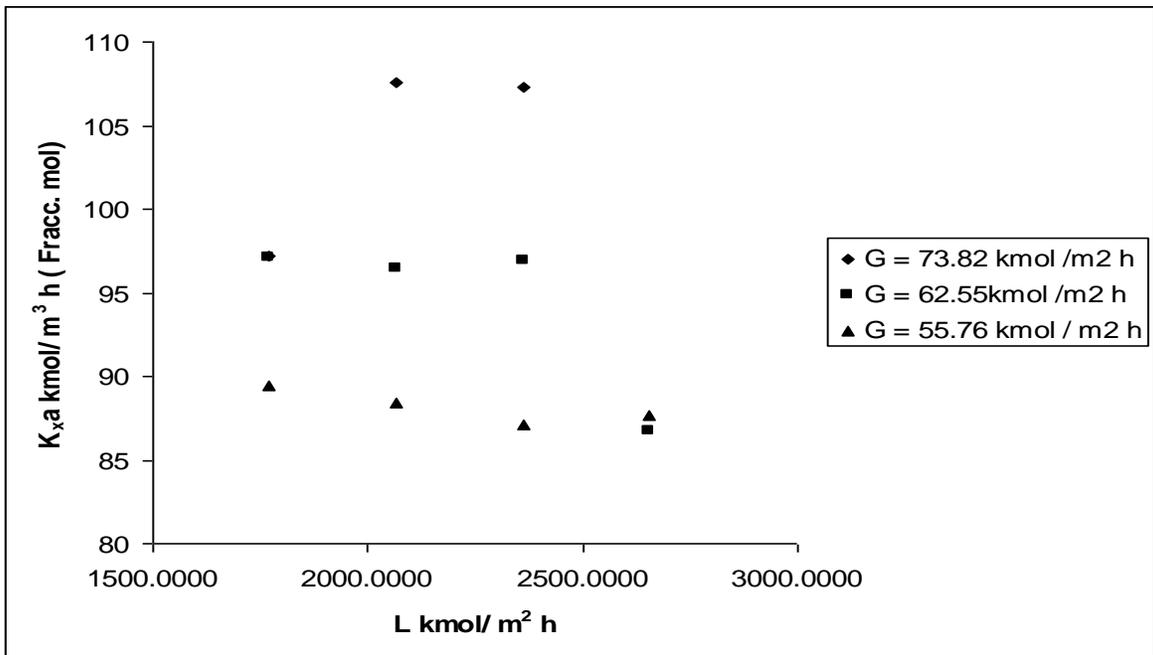
G kmol/m ² h	L kmol/m ² h	$K_x a$ kmol/h m ³ (frac. mol) Experimental	$K_x a$ kmol/h m ³ (frac. mol) Calculado	Error (Exp. - Cal.)/Exp.
73.8213	1770.120	97.223	98.517	0.0133
	2065.140	107.57	97.960	-0.0893
	2360.160	107.28	97.480	-0.0913
62.5548	1770.120	97.128	94.337	-0.0287
	2065.140	96.412	93.804	-0.0270
	2360.160	96.925	93.344	-0.0369
	2655.181	86.741	92.940	0.0714
55.7621	1770.120	89.423	91.540	0.0236
	2065.140	88.388	91.023	0.0298
	2360.160	87.133	90.576	0.0395
	2655.181	87.664	90.185	0.0287
68.4320	1770.120	88.785	96.581	0.0878

La siguiente gráfica muestra el comportamiento del coeficiente $K_x a$ al aumentar la velocidad del gas en el empaque I – Ring.



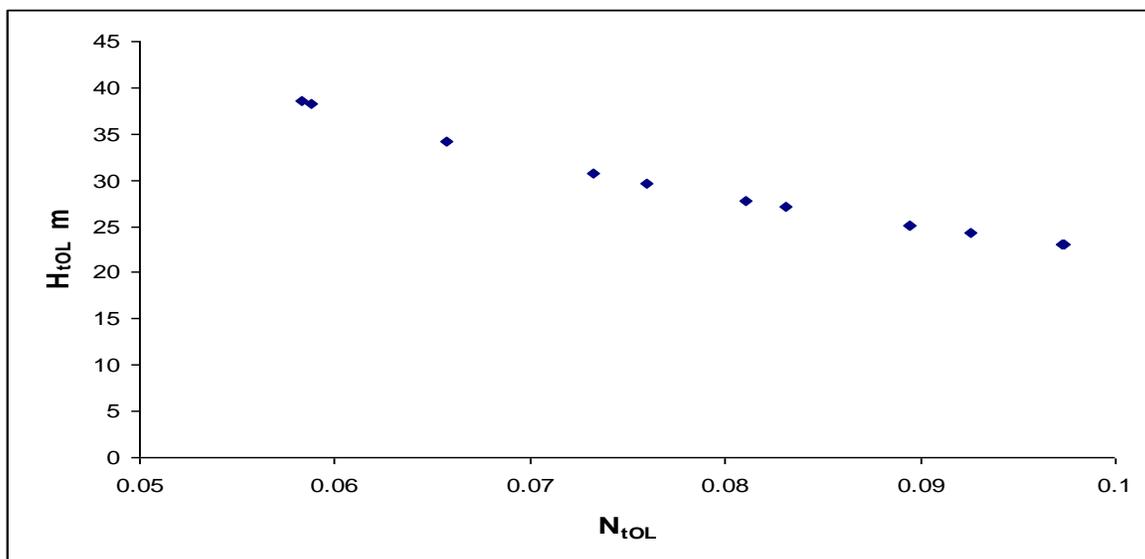
Gráfica 15. Comportamiento del coeficiente volumétrico global de transferencia de masa respecto al flujo de gas, con diferentes flujos líquidos en el empaque I – Ring.

La siguiente gráfica muestra el comportamiento del coeficiente K_{xa} al aumentar la velocidad del gas en el empaque I – Ring.



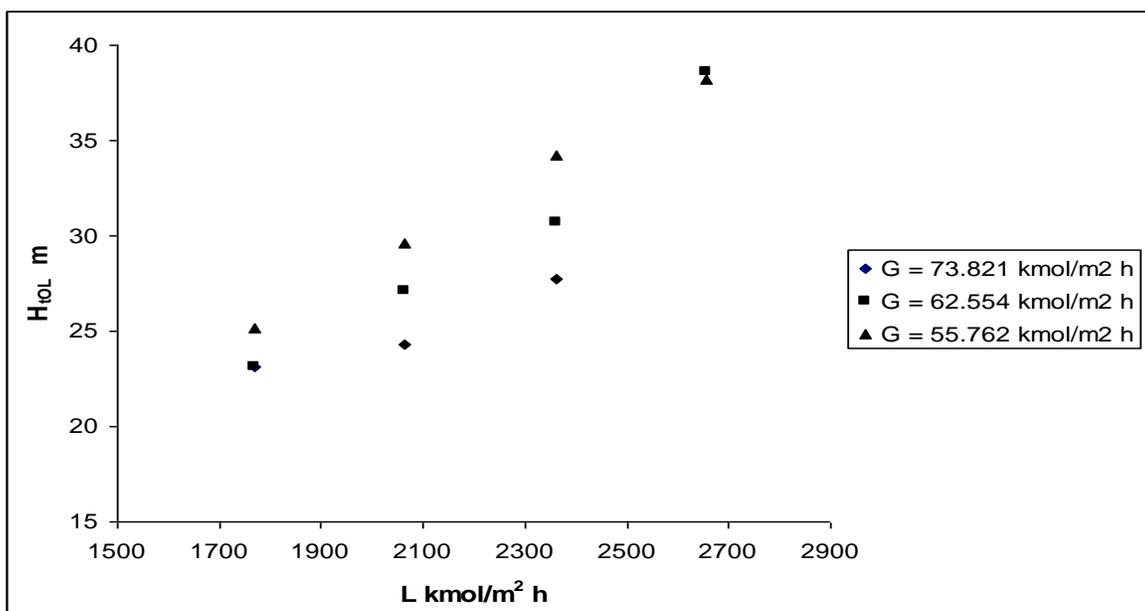
Gráfica 16. Comportamiento del coeficiente volumétrico global de transferencia de masa respecto al flujo de líquido, con diferentes flujos de gas en el empaque I – Ring.

La siguiente gráfica muestra el comportamiento del H_{tOL} experimental en función del número de unidades de transferencia N_{tOL} en el empaque I – Ring.



Gráfica 17. Comportamiento del H_{tOL} respecto al flujo de gas, con diferentes flujos de líquido en el empaque I – Ring.

La siguiente gráfica muestra el comportamiento del H_{tOL} experimental al aumentar la velocidad del líquido en el empaque I – Ring.



Gráfica 18. Comportamiento del H_{tOL} respecto al flujo de líquido, con diferentes flujos de gas en el empaque I – Ring.

En la siguiente tabla se muestran los porcentajes de CO₂ absorbido en la solución acuosa de MEA.

Tabla 5.16. Datos del porcentaje de absorción

<i>Corrida</i>	<i>G</i> <i>kmol/m² h</i>	<i>L</i> <i>kmol/m² h</i>	<i>% Absorción</i>
1	73.8213	1770.120	88.8
2		2065.140	89.3
3		2360.160	89.5
4	62.5548	1770.120	89.4
5		2065.140	89.6
6		2360.160	90.4
7		2655.181	89.3
8	55.7621	1770.120	90.0
9		2065.140	89.6
10		2360.160	90.2
11		2655.181	89.5
12	68.4320	1770.120	89.6

Como puede observarse en la tabla 5.9, la concentración de CO₂ a la salida fue casi constante en cada una de las corridas, por lo tanto la pendiente de la línea operante no cambia mucho, en consecuencia el número de unidades de transferencia N_{tOG} y la altura de una unidad de transferencia del gas H_{tOG} no tienen un cambio significativo.

Analizando los datos de la tabla 5.10, se observa que el coeficiente volumétrico global de transferencia de masa $K_y a$ experimental es proporcional a los flujos de fase gaseosa y fase líquida, es decir, al incrementar las velocidades del gas y del líquido, el $K_y a$ aumenta, esto se observa en las gráficas 9 y 10 donde se muestra el comportamiento del coeficiente global de transferencia de masa en función de los flujos.

En la gráfica 11 se observa que la altura global de una unidad de transferencia H_{tOG} es inversamente proporcional al número de unidad global de transferencia N_{tOG} , lo que indica que H_{tOG} disminuye al aumentar el N_{tOG} . Por tanto el coeficiente de transferencia de masa

$K_y a$ se incrementa, a un determinado flujo de fase gaseosa. Observando el mismo comportamiento para H_{tOG} al incrementarse la velocidad del líquido como se muestra en la gráfica 12.

A mayores velocidades de la fase gaseosa y de la fase líquida el $K_y a$ se incrementa, por tanto el H_{tOG} disminuye, esto se traduce en menor altura de lecho empacado, existiendo poca resistencia a la transferencia de masa.

La ecuación empírica (5.2) indica que $K_y a$ no depende en forma apreciable de la velocidad del flujo del líquido L por debajo del punto de carga del empaque, pero está muy afectada por la velocidad del gas. En esta relación se observa que $K_y a$ tiende a incrementarse tanto con las velocidades del líquido como del gas.

Analizando la tabla 5.13, se observa que el coeficiente global de transferencia de masa para la fase líquida $K_x a$, es directamente proporcional al flujo del gas, lo que indica que $K_x a$ aumenta al incrementarse la velocidad del gas, e inversamente proporcional al flujo del líquido, es decir, que $K_x a$ disminuye al incrementar la velocidad del líquido. Lo anterior se puede observar claramente en las gráficas 13 y 14.

Este comportamiento se observa también en la correlación empírica (5.3) obtenida con los datos experimentales. Esta relación indica que $K_x a$ tiende a incrementarse con los flujos del gas y disminuye al incrementar los flujos del líquido, siendo la primera la que ejerce mayor influencia.

De acuerdo a las gráficas 17 y 18, se observa que el H_{tOL} es proporcional al flujo de la fase líquida, lo que indica que H_{tOL} se incrementa al aumentar la velocidad del líquido, y es inversamente proporcional al número de unidades de transferencia, es decir, que al aumentar el N_{tOL} la altura de una unidad de transferencia H_{tOL} disminuye.

CAPÍTULO 6

*"A demás una cosa:
Yo no tengo ningún inconveniente en meterme en
camisa de once varas".*

Nicanor Parra

CAPÍTULO 6. CONCLUSIONES

El objetivo de esta tesis fue cumplido al realizar la experimentación necesaria para llevar a cabo el estudio hidrodinámico y obtener los coeficientes globales de transferencia de masa a una temperatura constante y en estado estacionario.

Con el estudio hidrodinámico se pudo conocer las condiciones de operación y características del empaque de la torre de absorción: Los flujos máximos de fase líquida y gaseosa, con lo cual se determinó la zona estable, carga e inundación. Las bajas caídas de presión que resultan, es una característica del empaque I- Ring, esto nos permite manejar mayores flujos de gas y líquido.

Se concluye que la torre debe operar a flujos de fase líquida y gaseosa por debajo de la zona de carga, ya que al incrementar los flujos se inunda con mayor rapidez.

En la parte experimental de humidificación se correlacionó el $K_Y'a$ con los gastos G'_s y L' , empleando los datos experimentales, de los cuales se obtuvo la siguiente expresión:

$$K_Y'a = \frac{25.4G'_s{}^{0.947}}{L'^{0.8987}}$$

Se encontró que el coeficiente volumétrico global de transferencia de masa $K_Y'a$ está limitado por la temperatura del líquido. Porque los valores de $K_Y'a$ disminuyeron para determinada carga en ciertas condiciones de temperatura.

La ecuación empírica anterior puede ser usada para sistemas similares. Tomando en cuenta que fue obtenida a partir de datos experimentales, no debe extrapolarse más allá de la gama de datos.

En cuanto al estudio en absorción se correlacionó los datos experimentales de K_ya y K_xa con los gastos G y L , de los cuales se obtuvieron las siguientes expresiones:

$$K_y a = 8.482 G^{0.3954} L^{0.0628}$$

$$K_x a = \frac{42.0 G^{0.2618}}{L^{0.0368}}$$

Las cuales se pueden utilizar para predecir los coeficientes volumétricos globales $K_y a$ y $K_x a$ para gastos L y G a escala de planta piloto y emplearlos en la determinación de la altura del lecho empacado.

Se encontró que las correlaciones anteriores no pueden ser usadas para otro sistema con diferentes características (densidad y viscosidad) y diferente tipo de empaque.

Se puede concluir que estas correlaciones pueden ser usadas confiablemente, ya que presentan un mínimo error con respecto a los coeficientes globales de transferencia de masa experimentales.

Se concluye que el disolvente empleado (MEA) y el empaque son muy eficientes, ya que el porcentaje de absorción es aceptable.

Se logró cumplir exitosamente el objetivo de elaborar el manual de operación y funcionamiento para la torre de absorción gaseosa en el cual se incluyen: diagrama de flujo, observaciones, mantenimiento y equipo instalado.

Con el desarrollo del presente trabajo se logro unir la relación teórico – experimental, ya que los conceptos teóricos son una herramienta de mucha importancia para el desarrollo experimental, concluyendo que adquirimos una experiencia en el manejo de equipo de contacto continuo que no se obtiene sólo de la teoría.

Cuando se tiene un equipo diseñado con ciertas características (soportes de empaque, distribuidor y redistribuidores de fase líquida, etc.), es necesario adaptarse a ello para evitar mayores costos, esto es un factor importante que debe considerar el ingeniero químico.

Ésta tesis aporta una información sobre las características hidrodinámicas del equipo, que son de gran utilidad para futuros proyectos que quieran realizar los alumnos de la carrera de ingeniería química, esperando obtengan un mayor conocimiento de lo que es el trabajo experimental.

Finalmente puede decirse que la recopilación de datos e información que encierra éste trabajo resultará útil en el estudio preliminar de posibles alternativas para cualquier diseño de equipo de contacto continuo.

Algunas recomendaciones que podemos hacer para mejorar el funcionamiento del equipo son: aumentar el diámetro de las tuberías de descarga de los tanques (principalmente la del tanque TA-3), mínimo a 1 pulg., ya que cuando se trabaja a flujos mayores de líquido se llega a rebasar la capacidad del tanque.

Cambiar a una mayor presión de descarga de la bomba (GA-2), que se encuentra en el fondo de la torre, para evitar que el nivel aumente con mayor rapidez cuando se utilizan flujos de líquido grandes.

Modificar la posición de la tubería de succión de la bomba (GA-1) de alimentación del líquido, colocándola en la línea de descarga del tanque (TA – 1), ya que actualmente se desperdicia un volumen considerable de líquido.

Sería primordial cambiar el distribuidor de líquido, esto mejoraría la eficiencia del empaque.

NOMENCLATURA DEL TRABAJO.

a	Superficie interfacial específica, área/volumen empacado, m^2/m^3
G'_s	Masa velocidad superficial del gas seco, $kg./m^2 s$
G'	Masa velocidad del gas, $kg./m^2 s$
G	Masa velocidad molar superficial, $mol/m^2 h$
G_s	Flujo molar del gas inerte, mol/h
H'	Entalpía de una mezcla vapor – gas por unidad de masa de gas seco, $Kj/kg.$
H_{iG}	Altura de una unidad de transferencia del gas, m
H_{iOG}	Altura global de una unidad de transferencia del gas, m
H_{iL}	Altura de una unidad de transferencia de del líquido, m
H_{iOL}	Altura global de una unidad de transferencia de líquido, m
$K_y 'a$	Coefficiente global volumétrico de transferencia de masa para la fase gaseosa, $kg./m^3 s$
k_x	Coefficiente de transferencia de masa del líquido, $mol/m^2 h$ (fracción mol)
k_y	Coefficiente de transferencia de masa del gas, $mol/m^2 h$ (fracción mol)
$K_x a, K_L a$	Coefficiente global volumétrico de transferencia de masa de la fase gaseosa, $mol/m^3 h$ (fracción mol)
$K_y a, K_G a$	Coefficiente global volumétrico de transferencia de masa de la fase líquida, $mol/m^3 h$ (fracción mol)
\log	Logaritmo decimal
L	Masa velocidad molar del líquido, $mol/m^2 h$
L_s	Flujo molar del disolvente líquido, mol/h
L'	Masa velocidad superficial del líquido, $kg./m^2 s$
M	Peso molecular
N_{iG}	Número de unidades de transferencia del gas, adimensional
N_{iOG}	Número de unidades globales de transferencia del gas, adimensional
N_{iL}	Número de unidades de transferencia del líquido, adimensional

N_{iOL}	Número de unidades globales de transferencia del líquido, adimensional
p	Presión de vapor de una sustancia pura, KPa
\bar{p}	Presión parcial, KPa
p_t	Presión total, KPa
t_G	Temperatura de bulbo seco, °C
t_W	Temperatura de bulbo húmedo, °C
t_L	Temperatura del líquido, °C
x	Concentración en el líquido, fracción mol, mol/mol
X	Concentración en el líquido, mol soluto/mol de disolvente, mol/mol
x^*, X^*	Concentración del líquido si éste hubiese salido en equilibrio con la real concentración del gas (y, Y), mol/mol
Y'	Humedad absoluta, masa vapor/masa gas seco, kg./kg.
y	Concentración en el gas, fracción mol, mol/mol
Y	Concentración en el gas, mol soluto/mol gas acarreador, mol/mol
y^*, Y^*	Concentración del gas si éste hubiese salido en equilibrio con la real concentración del líquido (x, X), mol/mol
Z	Altura de empaque, m
ΔP	Diferencia de presión, N/m ²
ρ	Densidad, kg./m ³
MEA	Monoetanolamina.
CO ₂	Bióxido de carbono.

Subíndices:

G	Gas
i	Interfase
L	Líquido
O	Global
1	Fondo de la torre empacada
2	Parte superior de la torre empacada.

APENDICES

“Sólo sé, que no sé nada”.

Sócrates

APÉNDICE A

Fórmulas empleadas para la determinación de propiedades físicas.

A continuación se muestran las fórmulas mediante las cuales se calcularon las propiedades físicas del sistema Aire/CO₂/Sol. Acuosa de MEA.

Peso molecular de la mezcla gaseosa.

$$M_G = M_{aire} * y_{aire} + M_{CO_2} * y_{CO_2}$$

Densidad de la mezcla gaseosa.

$$\rho_{MG} = \frac{M_G P}{RT}$$

Peso molecular promedio del líquido

$$M_L = M_{Agua} * x_{Agua} + M_{MEA} * x_{MEA}$$

Simplificación de la ecuación de la placa de orificio.

Ecuación de la placa de orificio para determinar el flujo volumétrico del gas.

$$Q = Co Y A_o \sqrt{\frac{2 g_c \Delta P}{(1 - \beta^4) \rho}}$$

Co = coeficiente de descarga ≈ 0.61

Ao = área del orificio

$$g_c = 32.174 \text{ lb}_m \text{ pie} / \text{lb}_f \text{ s}^2 = 9.80665 \text{ kg}_m \text{ m} / \text{kg}_f \text{ s}^2 = 4.1698 \text{ lb}_m \text{ pie} / \text{lb}_f \text{ h}^2 = 1 \text{ kg}_m \text{ m} / \text{Ns}^2$$

ΔP = lectura manómetro diferencial

$$\beta = \frac{d_o}{d_p} = \frac{0.782}{1.61} = 0.4857 \quad \text{Relación de diámetros}$$

d_p = 1.61 pulg. (Tubería de 1 ½ pulg.)

d_o = 0.782 pulg.

$$Y = \text{factor de expansión} = 1 - \frac{0.41 + 0.35\beta^4}{k} \left(\frac{\Delta P}{P_{man}} \right)$$

$$k = \frac{C_p}{C_v} \quad k = 1.404 \quad \text{para Aire, CO, CO}_2, \text{ etc.}$$

$$\rho_G = \frac{P' M_G}{RT}$$

$$R = 8314 \frac{Nm}{kmolK} \quad \text{Constante de los gases}$$

$$P' = P_{atm} + P_{man}$$

T = temperatura absoluta del gas

$$M_G = 29 \text{ kg}_m / \text{kmol}$$

Simplificación de la ecuación de la placa de orificio para el sistema de trabajo, para la determinación de los flujos másicos.

$$Q = CYA \sqrt{\frac{2gc\Delta P}{(1-\beta^4)\rho_G}}$$

$$Y = 1 - \frac{0.41 + 0.35\beta^4}{k} \left(\frac{\Delta P}{P_{man}} \right)$$

$$\beta^4 = 0.0556$$

$$Y = 1 - \frac{0.41 + 0.35(0.0556)}{1.404} \left(\frac{\Delta P}{P_{man}} \right)$$

$$Y = 1 - 0.30588 \left(\frac{\Delta P}{P_{man}} \right) \dots\dots\dots 1$$

$$C = 0.61 \quad d_o = 0.01986 \text{ m} \quad A_o = 3.0986 \times 10^{-4} \text{ m}^2$$

Multiplicando $CA_o = 0.61 * 3.0986 \times 10^{-4} = 1.8901 \times 10^{-4}$

Sustituyendo la ecuación 1 en la de Q.

$$Q = 1.8901 \times 10^{-4} \left[1 - 0.30588 \left(\frac{\Delta P}{P_{man}} \right) \right] \sqrt{\frac{2gc\Delta P}{(1 - \beta^4)\rho_G}}$$

$$Q = 1.8901 \times 10^{-4} - 5.7815 \times 10^{-5} \left(\frac{\Delta P}{P_{man}} \right) \sqrt{\frac{2gc\Delta P}{(1 - 0.0556)\rho_G}}$$

$$Q = \left[\frac{1.8901 \times 10^{-4}}{0.9444^{1/2}} - \frac{5.7815 \times 10^{-5}}{0.9444^{1/2}} \left(\frac{\Delta P}{P_{man}} \right) \right] \sqrt{\frac{2gc\Delta P}{\rho_G}}$$

$$Q = \left[1.945 \times 10^{-4} - 5.95 \times 10^{-5} \left(\frac{\Delta P}{P_{man}} \right) \right] \sqrt{\frac{2gc\Delta P}{\rho_G}}$$

Sustituyendo el valor de $gc = 1 \text{ kg}_m \text{ m/Ns}^2$ y multiplicando por ρ_G los términos.

$$\rho_G Q = \left[1.945 \times 10^{-4} - 5.95 \times 10^{-5} \left(\frac{\Delta P}{P_{man}} \right) \right] \left(\frac{\rho_G}{\rho_G^{1/2}} \right) \sqrt{2(1)\Delta P}$$

$$\rho_G Q = \left[1.945 \times 10^{-4} - 5.95 \times 10^{-5} \left(\frac{\Delta P}{P_{man}} \right) \right] \sqrt{2\Delta P \rho_G}$$

Sustituyendo la ecuación de densidad $\rho_G = \frac{P' M_G}{RT}$

$$\rho_G Q = \left[1.945 \times 10^{-4} - 5.95 \times 10^{-5} \left(\frac{\Delta P}{P_{man}} \right) \right] \sqrt{2\Delta P \left(\frac{P' M_G}{RT} \right)}$$

$$\rho_G Q = \left[1.945 \times 10^{-4} - 5.95 \times 10^{-5} \left(\frac{\Delta P}{P_{man}} \right) \right] \sqrt{2\Delta P \left[\frac{(77980.5 + P_{man}) M_G}{8314 T} \right]}$$

$$\rho_G Q = 0.01551 \left[1.945 \times 10^{-4} - 5.95 \times 10^{-5} \left(\frac{\Delta P}{P_{man}} \right) \right] \sqrt{\Delta P \left[\frac{(77980 .5 + P_{man}) M_G}{T} \right]}$$

$$\rho_G Q = \left[3.017 \times 10^{-6} - 9.23 \times 10^{-7} \left(\frac{\Delta P}{P_{man}} \right) \right] \sqrt{\Delta P \left[\frac{(77980 .5 + P_{man}) M_G}{T + 273 .15} \right]}$$

Ecuación para calcular los flujos másicos a partir de la placa de orificio de la torre de Absorción del LEM IQ en donde:

ΔP = caída de presión en la placa de orificio Pa = N/m²

P_{man} = presión manométrica Pa = N/m²

M_G = peso molecular del gas kg_m/kmol

T = temperatura absoluta °C

APENDICE B

Características y procedencia del CO₂.

El dióxido de carbono gaseoso está formado por la combinación de dos elementos: carbono y oxígeno. Se forma por la combustión de carbón o hidrocarburos, la fermentación de materia orgánica, y por la respiración de hombres y animales. Se encuentra en bajas concentraciones en la atmósfera, y es asimilado por las plantas, que en su lugar producen oxígeno. El CO₂ gas tiene un ligero olor irritante, es incoloro, y más pesado que el aire. Puede ser almacenado en cilindros, en tanques cuando está licuado o en forma sólida (hielo seco).

Propiedades químicas y físicas del dióxido de carbono.

Unidades Métricas			Punto de ebullición a 101.325 KPa		Propiedades en fase gaseosa a 0°C y 101.325 KPa		
			Temp.	Calor latente de vaporización	Gravedad Especifica	Calor Especifico (Cp)	Densidad
Sustancia	Símbolo Químico	Peso molecular	° C	KJ/kg	Aire = 1	kJ/kg °C	kg/m ³
Dióxido de Carbono	CO ₂	44.01	-78.5	571.3	1.539	0.85	19.769
Propiedades en fase líquida a B.P. y a 101.325 KPa		Punto Triple			Punto Critico		
Gravedad Especifica	Calor Especifico (Cp)	Temp.	Presión	Temp.	Presión	Densidad	
Agua = 1	KJ/kg °C	° C	KPa abs.	° C	KPa abs.	kg/m ³	
1.18	----	-56.6	517.3	31.1	7.382	468	

Principales aplicaciones

A modo de resumen, veamos cuales son sus principales aplicaciones:

QUÍMICA	El CO ₂ es usado en la síntesis química y para controlar temperaturas en un reactor. Además, se utiliza para neutralizar efluentes alcalinos.
----------------	--

Farmacéutica	El CO ₂ es usado para procesos de inertización, síntesis química, extracción con fluido supercrítico (SFE), acidificación (pH) de aguas de desecho, o para el transporte de producto a bajas temperaturas (-78° C).
Alimentación y bebidas	El CO ₂ se usa en la industria de la alimentación en tres áreas principales: <ul style="list-style-type: none"> • Carbonatación de bebidas gaseosas, agua mineral y cervezas. • Empaquetado de comestibles. Sus propiedades de inertización y bacteriostáticas han sido aplicadas con éxito en mezclas de nitrógeno (empaquetado con atmósfera modificada o MAP). • Como fluido criogénico en operaciones de refrigeración, o como hielo seco para el control de la temperatura en la distribución de comestibles.
Tratamiento de desechos	La inyección de CO ₂ permite controlar el pH de los líquidos de desecho.
Papel	El CO ₂ permite ajustar el pH de la pasta química recirculada después de la decoloración alcalina.
Electrónica	El CO ₂ es usado generalmente para el tratamiento de aguas de desecho, como un medio de enfriamiento en las pruebas medioambientales de los instrumentos.
Salud	Aditivo del oxígeno para uso médico como estimulante respiratorio.
Industria del metal	El CO ₂ es usado típicamente para la protección frente a la corrosión.

Las gráficas de Mollier y el diagrama de Fases nos indican los diferentes estados en los que podemos encontrar el CO₂ bajo diferentes condiciones de presión y temperatura.

En lo referente a los principales riesgos asociados al CO₂, los podemos resumir como:

- Riesgos principales: alta presión e inhalación.
- Toxicidad: 5000 ppm.
- Límites de inflamabilidad en el aire: no inflamable.
- Olor: no posee

Alcanolaminas para la remoción de CO₂.

Las aminas que tienen un mayor interés comercial para ser usadas en la purificación de gases son la monoetanolamina (MEA), dietanolamina (DEA) y la metildietanolamina (MDEA). La trietanolamina (TEA) ha sido desplazada debido principalmente a su baja capacidad de absorción (por su elevado peso molecular), su baja reactividad (como amina terciaria), y su poca estabilidad.

Como vemos en la *Figura 1B*, cada tipo de amina tiene al menos un grupo hidroxilo y un grupo amino. Generalmente se puede considerar que el grupo hidroxilo sirve para reducir la presión de vapor e incrementar la solubilidad del agua, mientras el grupo amino proporciona la alcalinidad necesaria en soluciones acuosas para dar lugar a la absorción de gases ácidos.

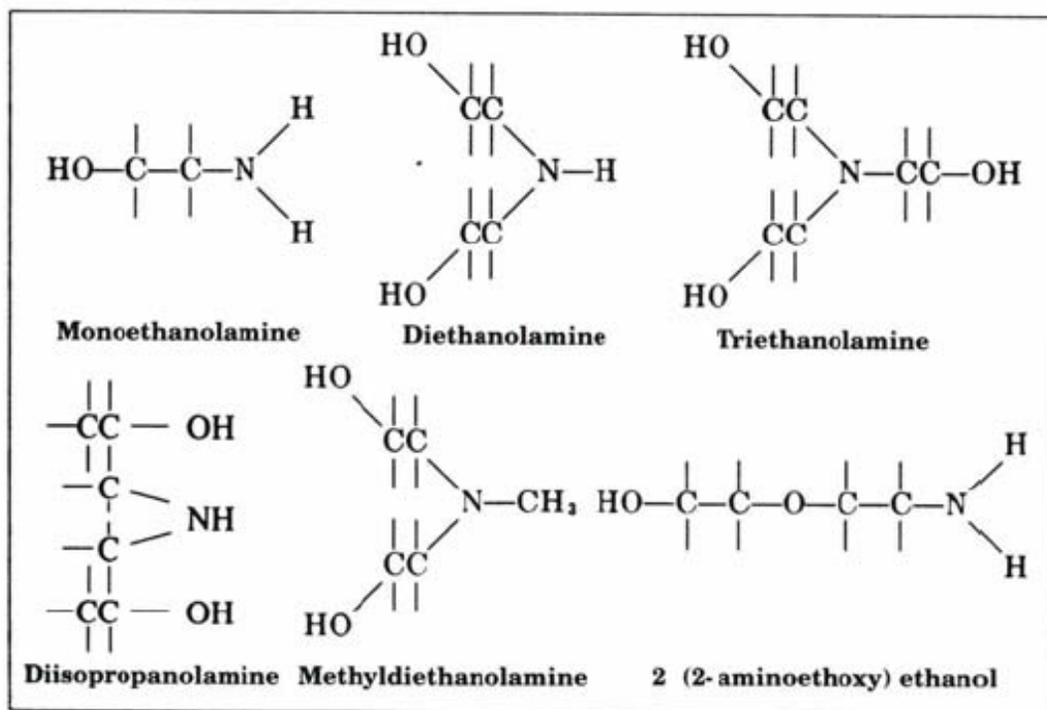


Figura 1B. Tipos de aminas.

Monoetanolamina (MEA)

La monoetanolamina es aún el solvente preferido para el tratamiento de corrientes de gas que contienen bajas concentraciones de H_2S y CO_2 , y especialmente pocos contaminantes minoritarios tales como el COS y CS_2 . Esto es especialmente cierto cuando el gas tiene que ser tratado a baja presión, y se exige una eliminación máxima de los gases ácidos.

Ventajas principales:

- Bajo peso molecular. Alta capacidad de absorción a bajas concentraciones.
- Alta alcalinidad.
- Facilidad de recuperación.

La desventaja principal que presenta este tipo de solvente es que da lugar a productos (con COS y CS_2) procedentes de reacciones irreversibles. Además, las soluciones de monoetanolamina son más corrosivas que otras soluciones de aminas, especialmente cuando la concentración es superior al 20% (en peso) y las soluciones absorben grandes cantidades de gases ácidos.

Dietanolamina (DEA)

Las soluciones acuosas de dietanolamina han sido usadas durante muchos años para el tratamiento de gases de refinería que contienen normalmente apreciables cantidades de COS y CS_2 , además de H_2S y CO_2 .

Las aminas secundarias son mucho menos reactivas con COS y CS_2 que las aminas primarias, y por ello los productos de reacción no son excesivamente corrosivos. Tiene dos importantes desventajas: una es que la recuperación de las soluciones contaminadas se tiene que hacer por destilación al vacío, y la otra es que da lugar a muchas reacciones irreversibles con el CO_2 , formando productos corrosivos. Por ello no es recomendable para el tratamiento de gases con alto contenido de este gas ácido.

En la *Tabla 1* podemos ver las propiedades físicas y químicas de las alcanolaminas usadas para la purificación de gases.

Tabla 1. *Propiedades físicas y químicas de las alcanolaminas.*

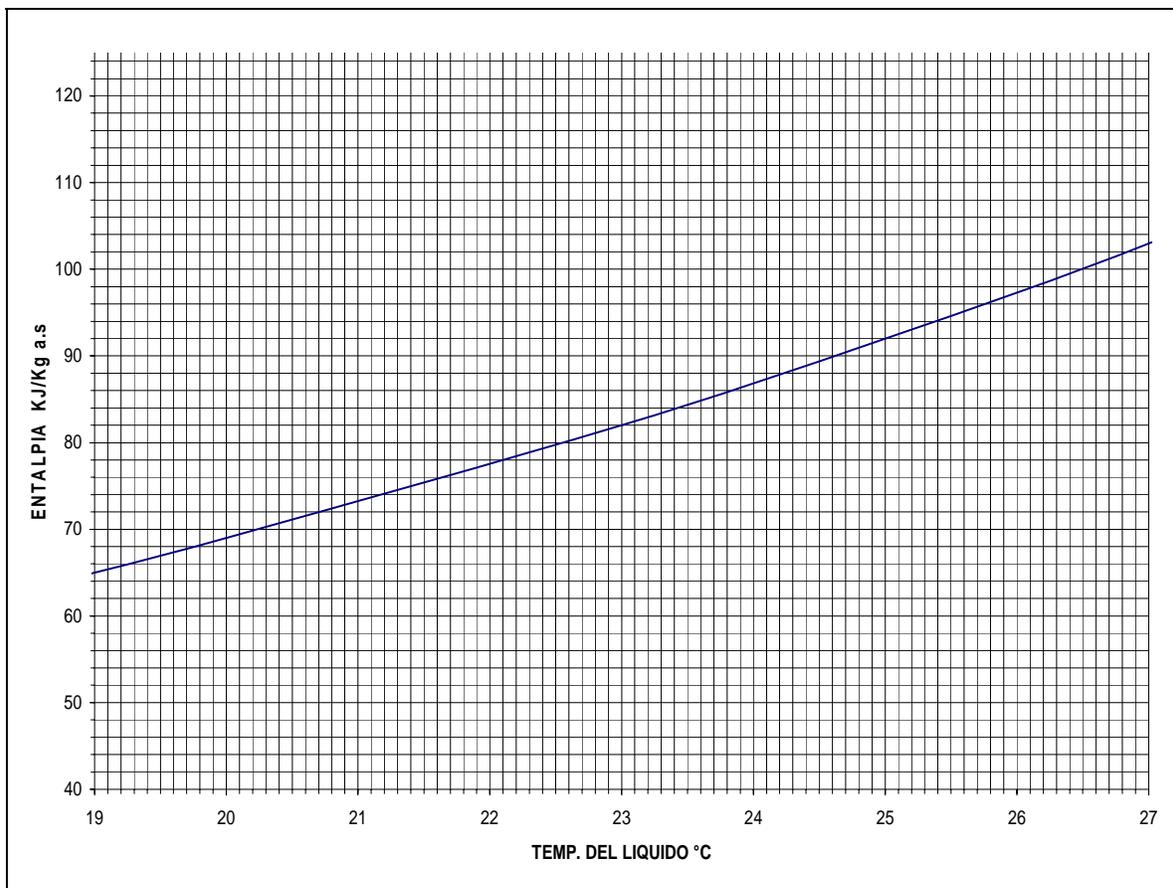
PROPIEDAD	MEA	DEA	TEA
Peso molecular	61.09	105.14	149.19
Gravedad específica 20/20°C	1.0179	1.0919	1.1258
Punto de ebullición, °C			
760 mm Hg	171		360
50 mm Hg	100	187	244
10 mm Hg	69	150	208
Presión de vapor, mm Hg a 20 °C	0.36	0.01	0.01
Punto de congelación, °C	10.5	28	21.2
Solubilidad en agua, % en peso a 20 °C	Completa	96.4	Completa
Viscosidad absoluta, cp a 20 °C	24.1	380 (30°C)	1.013
Calor de vaporización, Btu/lb a 1 atm.	355	288 (23 mm) (168.5°C)	230

APENDICE C

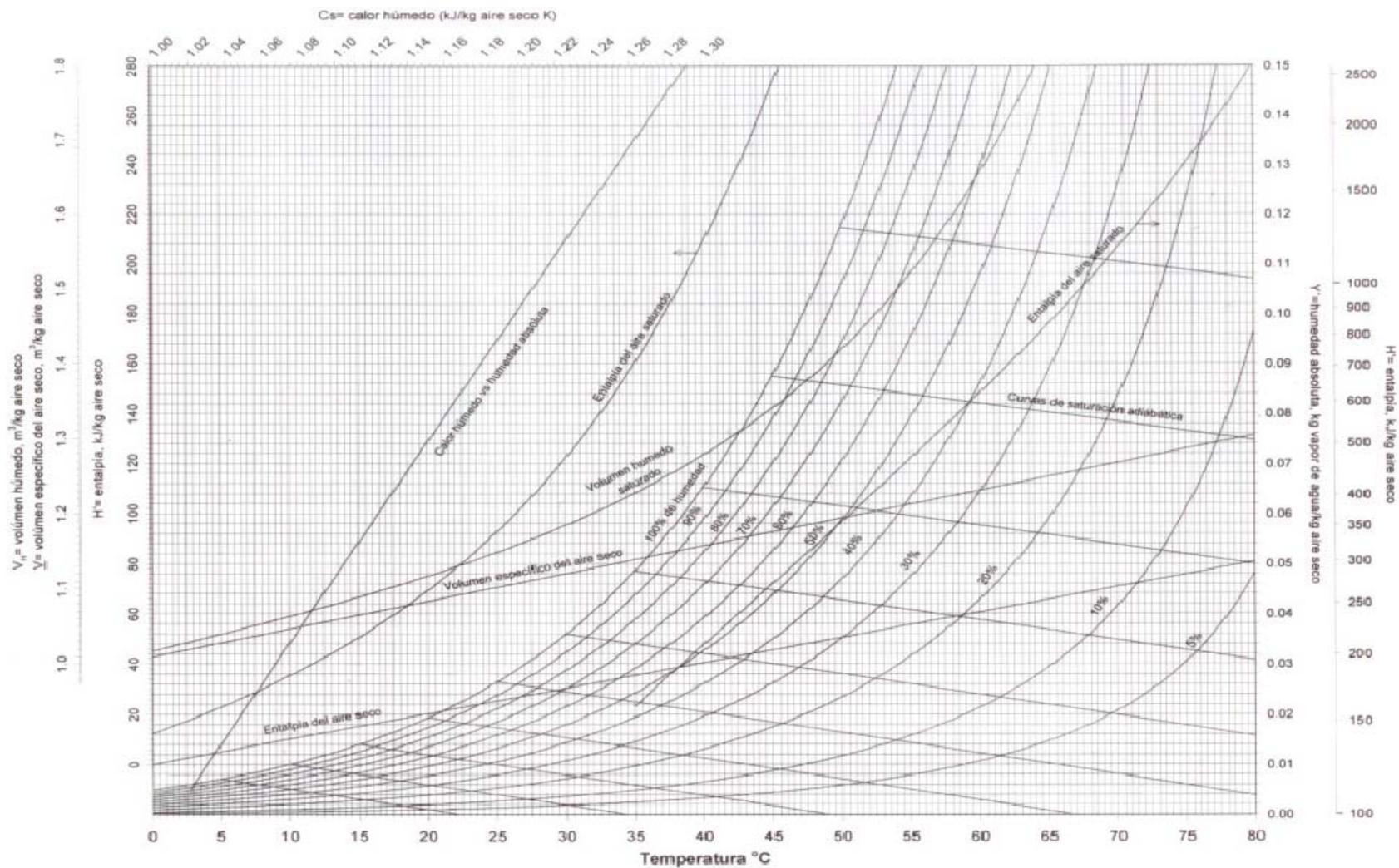
Datos para la curva de Equilibrio del sistema aire – vapor de agua.

Datos de las Entalpías del aire saturado a la temperatura de bulbo seco obtenidas de la carta psicrométrica del sistema aire – vapor de agua a 585 mmHg abs.

TEMP. DEL LÍQUIDO °C	TEMP. DEL AIRE °C	ENTALPÍA H _s KJ/KG. A.S.
19	19	65
20	20	69
23	23	83
25	25	92
27	27	104
29	29	116
30	30	122



Grafica 1C. Curva de equilibrio para el sistema aire – vapor de agua, construida a partir de los datos de la carta psicrométrica.



Carta psicrométrica para el sistema aire – agua, a 585mm Hg abs., en unidades SI.

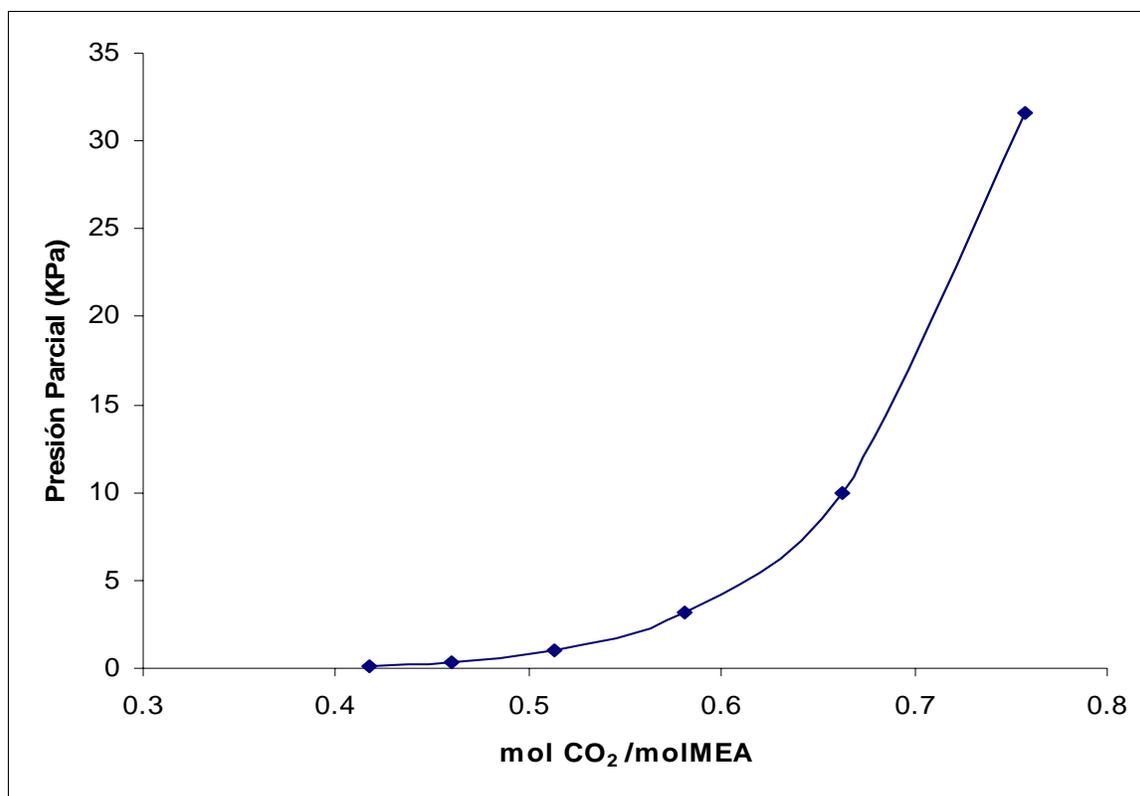
Fuente: Manual de Ingeniería Química experimental de LEM I y II.

APENDICE D

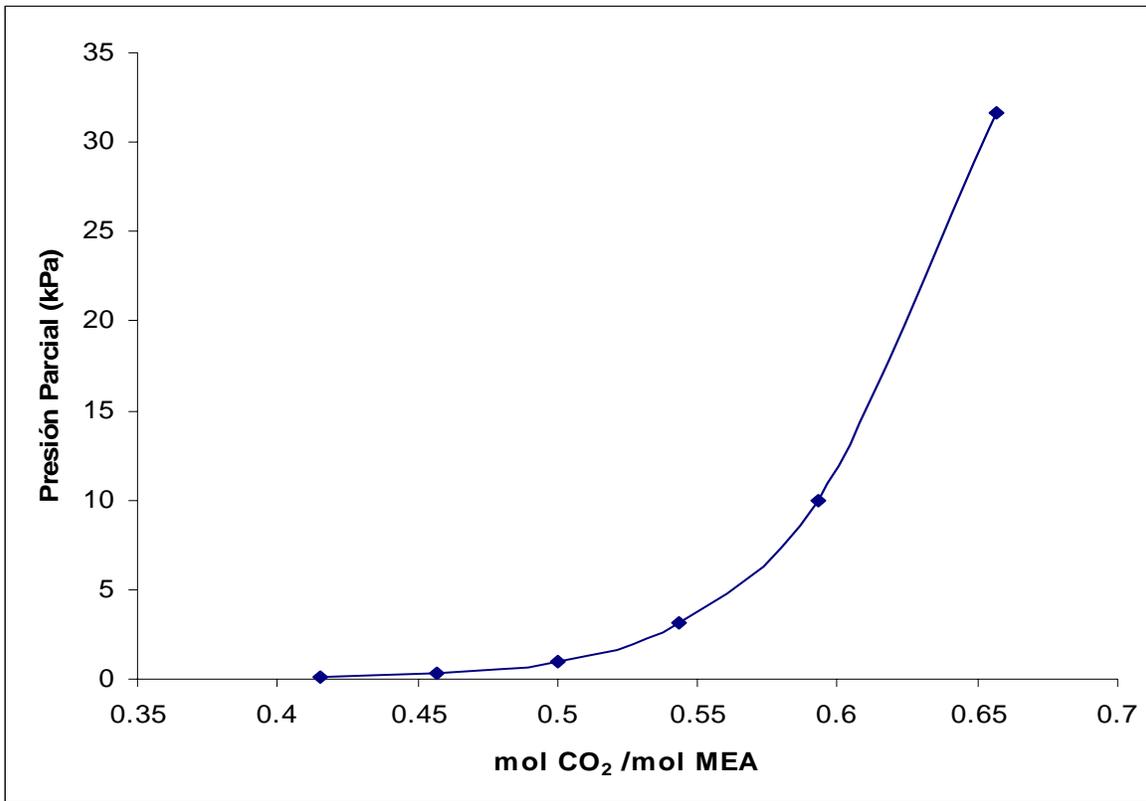
Datos de la solubilidad de CO₂ en soluciones de MEA.

Datos de equilibrio del sistema CO₂ / MEA / H₂O ⁽²¹⁾.

Normalidad de la sol. MEA	X $\frac{molCO_2}{molMEA}$	Presión parcial (kPa)
1	0.417	0.1
	0.46	0.316
	0.513	1
	0.581	3.16
	0.662	10
	0.757	31.6
2.5	0.415	0.1
	0.457	0.316
	0.5	1
	0.543	3.16
	0.593	10
	0.657	31.6



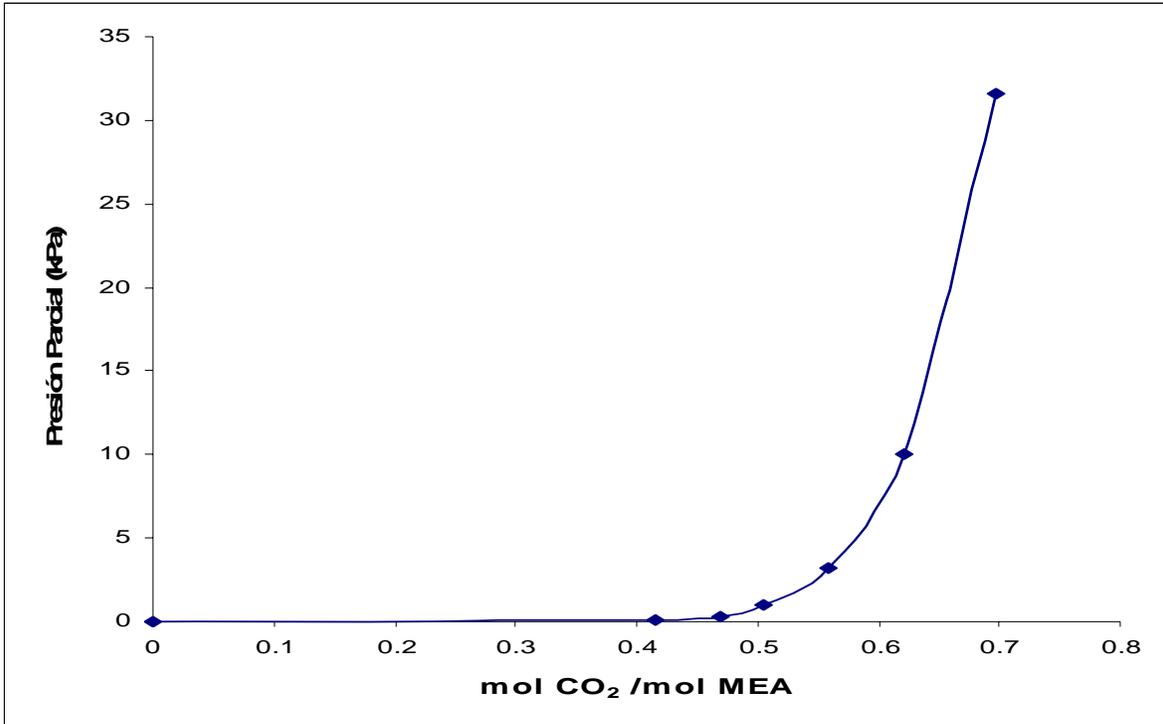
Gráfica 1D. Datos de equilibrio LV a 25 °C sistema CO₂ / MEA / H₂O a 1N (6% en peso).



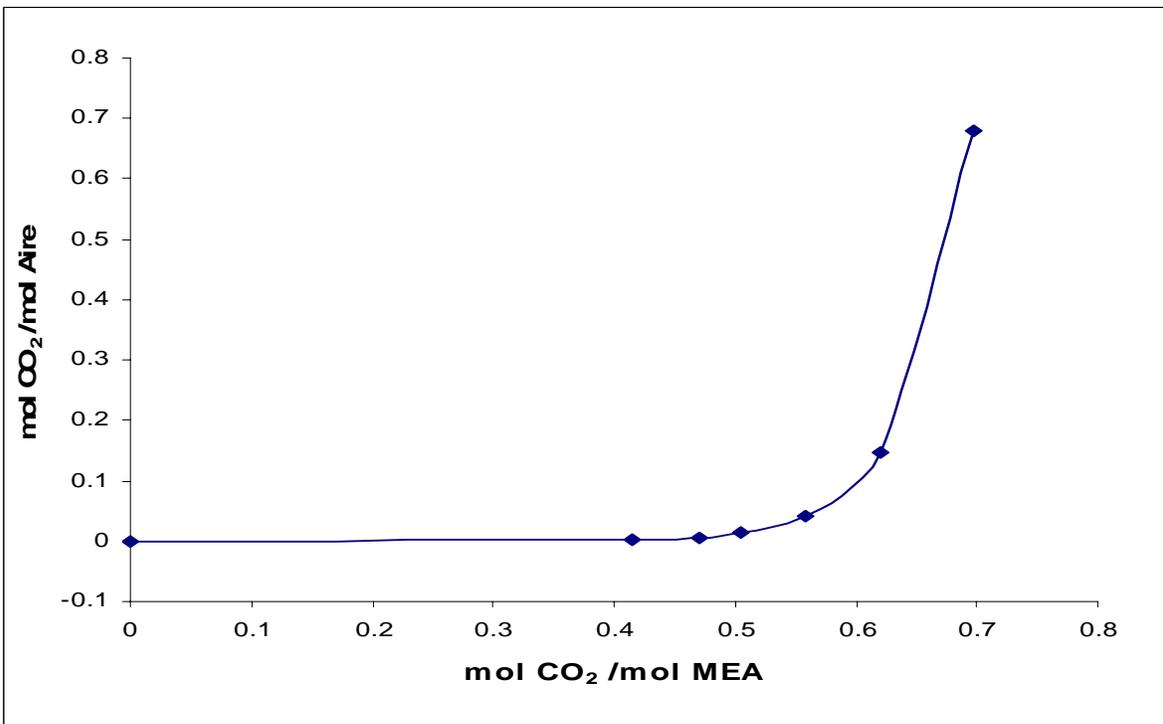
Gráfica 2D. Datos de equilibrio LV a 25 °C sistema CO₂ / MEA / H₂O a 2.5N (15% en peso).

Datos de equilibrio del sistema CO₂ / MEA / H₂O a 1.6N y 25 °C, obtenidos a partir de la interpolación de los datos de la tabla anterior.

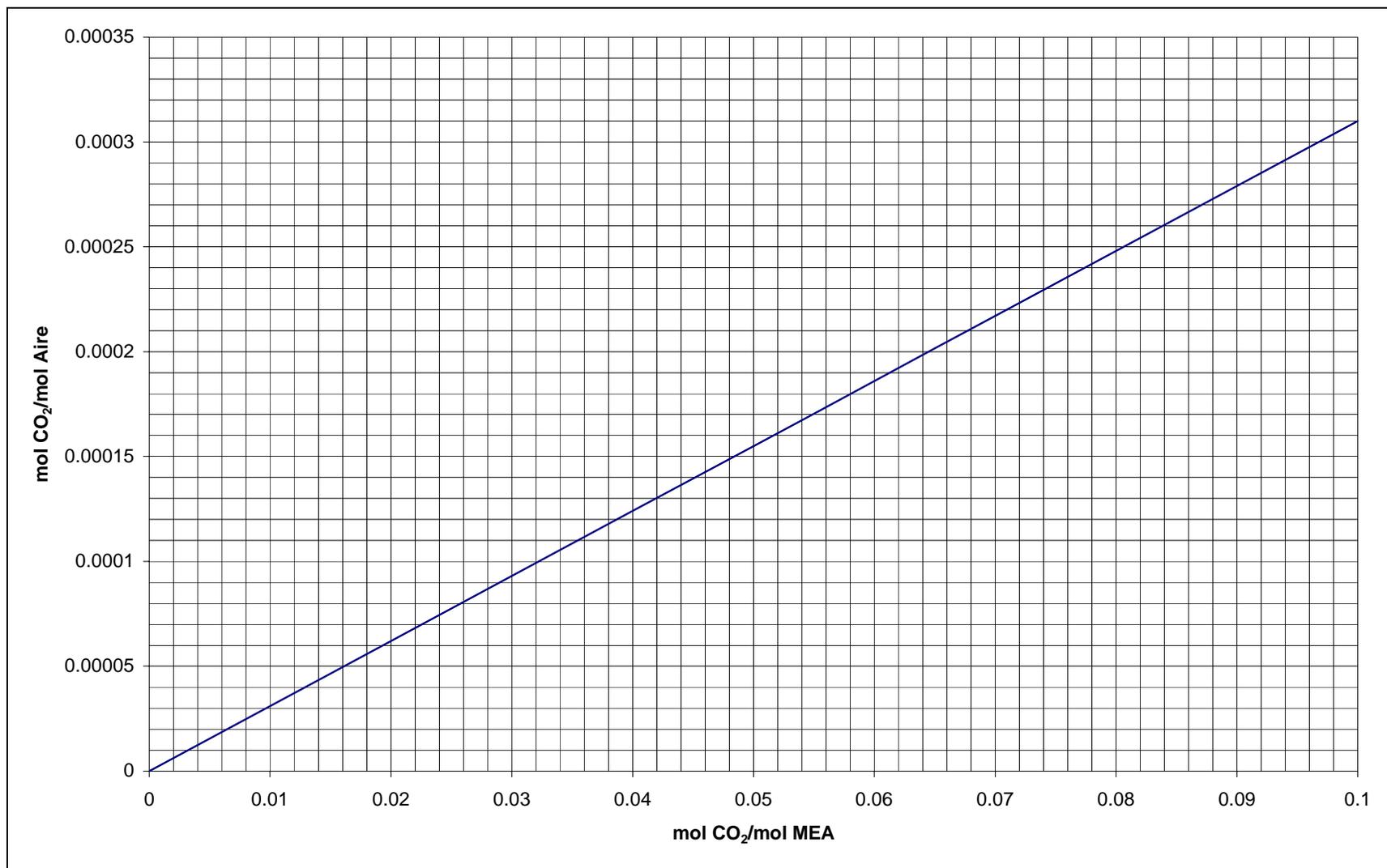
Normalidad de la sol. MEA	X $\frac{molCO_2}{molMEA}$	Presión parcial (KPa)	Y $\frac{molCO_2}{molAire}$
1.6	0	0	0
	0.416	0.1	0.00128
	0.458	0.316	0.00406
	0.5052	1	0.01298
	0.5582	3.16	0.04222
	0.6206	10	0.14706
	0.697	31.6	0.68107



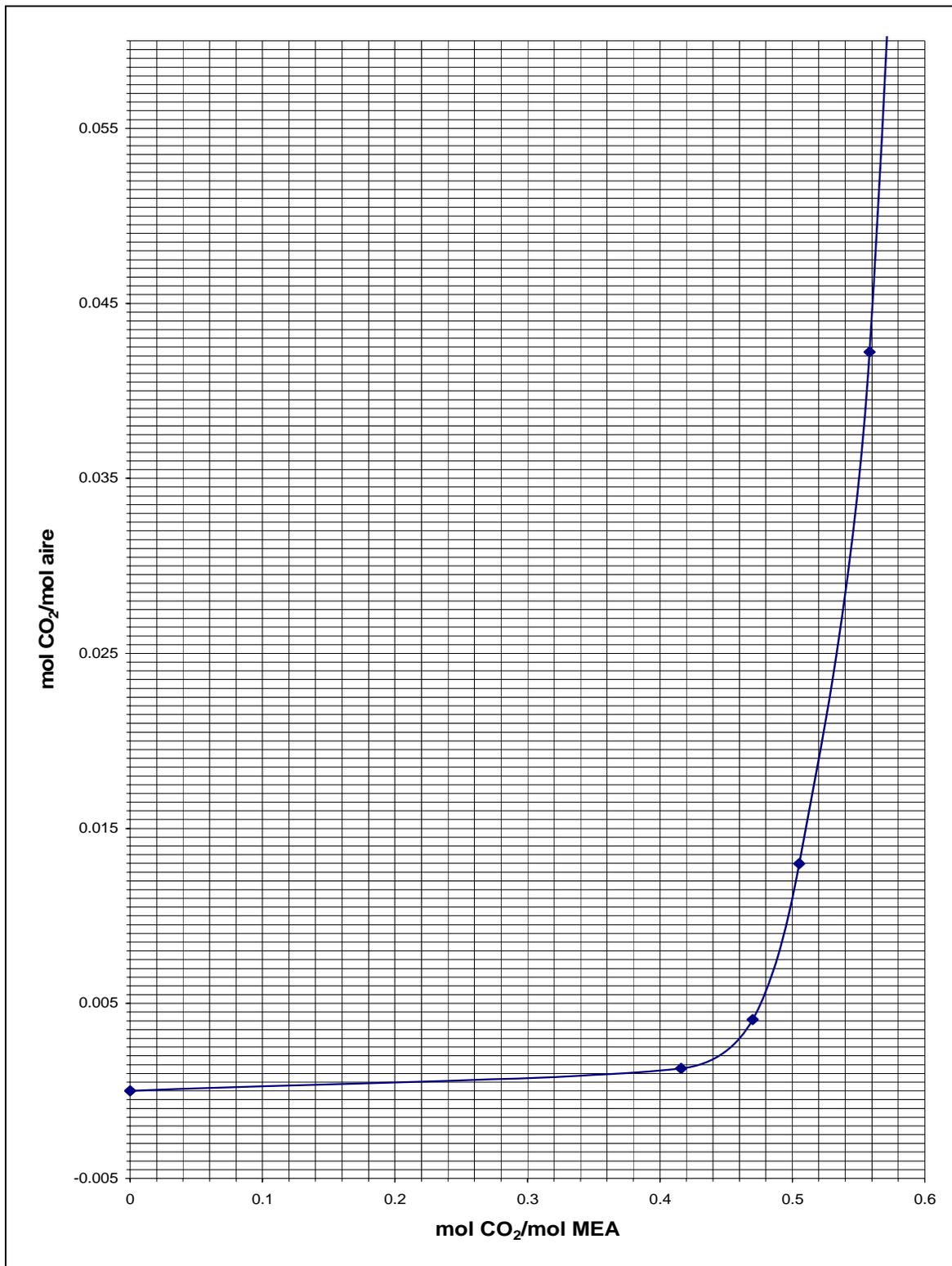
Gráfica 3D. Datos de equilibrio LV a 25 °C sistema CO₂ / MEA / H₂O a 1.6N (10% en peso)



Gráfica 4D. Datos de equilibrio LV a 25 °C sistema CO₂ / MEA / H₂O a 1.6N (10% en peso)



Gráfica 5D. Línea de equilibrio tomando los primeros puntos de los datos para el sistema $CO_2 / MEA / H_2O$ a $25\text{ }^\circ C$ y $1.6N$



Gráfica 6D. Datos de equilibrio LV a 25 °C sistema $\text{CO}_2 / \text{MEA} / \text{H}_2\text{O}$ a 1.6N (10% en peso).

APENDICE E

MANUAL DE OPERACIÓN TORRE DE ABSORCIÓN GASEOSA LEM IQ NAVE 1000



MANUAL DE OPERACIÓN GENERAL DE LA TORRE DE ABSORCIÓN GASEOSA DEL LEM IQ.

Para operar correctamente el equipo de absorción de gases se deben seguir los siguientes pasos:

1. Verificar que todas las válvulas estén cerradas antes de comenzar a operar el equipo. Principalmente las válvulas 1,2 y 3 que son las de alimentación de los fluidos (líquidos y gases), así como las válvulas 4, 5 y 6 que son las descargas de los tanques y también las válvulas 17 y 18 que son para drenar los tanques y la torre.

Nota: Para evitar que se mezclen el líquido de alimentación con los de salida (líquido que ya absorbió al gas), la válvula 4 debe permanecer en todo momento cerrada.

Cuando se utilice el tanque TA – 2 para burbujear la muestra gaseosa, la válvula 5 debe permanecer cerrada, para que no se mezcle el líquido del tanque TA – 3.

2. Verificar que todos los tanques estén vacíos, para que no afecte el sistema de trabajo.
3. Verificar que los filtros tipo canasta para aire no tengan almacenado agua. Deben drenarse.

Nota: Si se requiere estar tomando caídas de presión en la torre, abrir las válvulas que se encuentran a un costado de cada filtro, si no es necesario lo anterior, éstas deberán permanecer cerradas todo el tiempo.

4. Si se va a trabajar con otro gas además del aire, verificar que el tanque de alimentación del mismo esté lleno (que registre presión en el manómetro que tiene instalado).

5. Abrir las válvulas de los medidores de nivel y las del manómetro diferencial de la placa de orificio.

Nota: Antes de abrir las válvulas del manómetro diferencial de la placa de orificio, purgar el sistema, quitando los tapones de la parte inferior, para eliminar la presión acumulada y los condensados que pudieran llegar a formarse en la tubería.

6. Abrir la válvula 2 para llenar de agua el tanque de alimentación a la torre o si se requiere preparar una solución acuosa.
7. Prender la bomba GA – 1 de alimentación del líquido y posteriormente abrir las válvulas 8 y 9 para regular el flujo.

Nota: Antes de encender las bombas verificar que los interruptores tengan fusibles, estén conectadas correctamente e identificar el encendido y apagado de cada una de ellas; posteriormente subir la palanca para tener corriente eléctrica.

8. Abrir la válvula 1 de alimentación de la fase gaseosa (aire o aire + gas) y la válvula con la que cuenta el tanque donde está almacenado el gas (CO₂).
9. Abrir la válvula 13 que es la que permite el almacenamiento de la fase líquida en el tanque TA – 3.

Nota: Si se requiere almacenar el líquido a la salida, mantener cerrada la válvula 6 de descarga del tanque TA – 3. Cuando se manejan grandes cantidades de flujo de fase líquida a la salida es recomendable tener abiertas las válvulas 6 y 17, para evitar el derrame del líquido debido que se supera la capacidad del tanque.

10. Al registrarse nivel en la parte inferior de la torre, prender la bomba GA – 2 de descarga del líquido de la torre hacia el tanque TA – 3 y abrir las válvulas 10 y 12 para regular el flujo.

Nota: Mantener el nivel de la parte inferior de la torre por debajo de la entrada de la fase gaseosa, ya que si éste sube más allá, la torre tiende a inundarse y los manómetros diferenciales (tanto el de la placa de orificio como el de la torre) comienzan a oscilar, por lo que no se tienen lecturas satisfactorias.

Nota: Si se quiere trabajar con recirculación y tener un sistema cerrado, abrir la válvula 14 y cerrar la válvula 12.

11. Al terminar la experimentación, apagar la bomba GA – 1 y cerrar las válvulas 8 y 9.
12. Cuando desaparezca el nivel en la parte inferior de la torre, apagar la bomba GA – 2 y abrir la válvula 18 para descargar el líquido que se halla acumulado.
13. Después de haber experimentado, abrir las válvulas 4, 6 y 17 para descargar los tanques.
14. Para iniciar cada corrida debe regresarse al punto número 7.

OBSERVACIONES EN LA OPERACIÓN DEL EQUIPO.

1. Cuando se trabaja con el sistema abierto (esto es, cuando el líquido se descarga directamente al drenaje y el gas sale directamente a la atmósfera), puede operarse de las dos maneras posibles: 1) a flujos constantes de fase gaseosa y variaciones de fase líquida, y 2) a flujos constantes de fase líquida y variaciones de fase gaseosa.

Pero es más recomendable experimentar a flujos constantes de fase líquida e ir variando los flujos de fase gaseosa, debido a que el equipo opera en mejores condiciones y se tiene menor error en las lecturas de los manómetros diferenciales, con lo cual se pueden obtener datos más precisos y se logra mantener el nivel en el fondo de la torre, por lo que se evita la inundación. Esto, trabajando a flujos moderados de fase líquida y flujos grandes de fase gaseosa, ya que si se trabaja en

sentido opuesto, a flujos grandes de fase líquida, el equipo se inunda con mayor rapidez debido a que la presión de la fase gaseosa es insuficiente para expulsar el líquido hacia el drenaje. Al inundarse la torre, afecta el funcionamiento de los manómetros diferenciales (principalmente el de la placa de orificio).

2. En caso de que suba rápidamente el nivel en la parte inferior de la torre, abrir la válvula 18 para drenar y evitar interrumpir la experimentación.
3. Evitar tomar lecturas para la fase gaseosa cuando el compresor esté comprimiendo aire, porque los datos no son confiables. Se recomienda hacerlo en el lapso cuando el compresor está recuperado (parado).
4. Cuando se trabajó en la absorción de CO_2 con algún solvente, se observó que es mejor trabajar en intervalos cortos de tiempo, debido a que el solvente aumenta la solubilidad del gas en el líquido y también por el factor mencionado en el punto número 3, ya que esto afecta a las lecturas del analizador de gases (no permitiendo que llegue a estabilizarse), por lo que se puede acabar el solvente.

MANTENIMIENTO DEL EQUIPO

- No dejar líquidos almacenados en los tanques, descargarlos completamente y secarlos después de haber terminado la experimentación. Para evitar la corrosión de los mismos, recubrirlos con pintura epóxica por lo menos cada 6 meses.
- No dejar los rotámetros con líquido, menos cuando los líquidos utilizados son corrosivos, para evitar que se manche la carátula.
- Evitar que las bombas trabajen en seco (sin líquido), para evitar que lleguen a quemarse.

- No dejar líquido acumulado en la parte inferior de la torre, por que se puede llegar a oxidar y tener fugas.
- Evitar que las tomas de los manómetros tengan líquido, ya que se pueden descalibrar o hasta descomponerse.
- Para evitar la oxidación del empaque, después de cada práctica secarlo haciendo pasar aire. Antes de esto cerrar todos los sistemas de medición (manómetros, filtros, etc.). Para que se lleve a cabo más rápido el secado del empaque, quitar el tapón macho que está colocado en la te, en la parte superior de la torre.

EQUIPO INSTALADO (TUBERÍA E INSTRUMENTACIÓN).

- Empaque I – Ring No 15 de acero inoxidable 304.
- Termómetro de mercurio de -30 a 50 °C.
- Filtros tipo canasta de policarbonato; cada filtro tiene instalada una válvula de compuerta y 2 mangueras de hule.
- Manómetros diferenciales: uno de 0 a 8 pulg. H₂O y otro de 0 a 50 pulg. H₂O de la marca DWYER.

Nota: El manómetro de 0 a 50 pulg. H₂O tiene instalado un sistema de desfogue, que consta de 3 llaves para gas de ¼ pulg., ajustadas con tubería de cobre de ¼ pulg., 4 tes de ¼ pulg., 2 tapones tipo hembra de ¼ pulg., y 2 mangueras de hule.

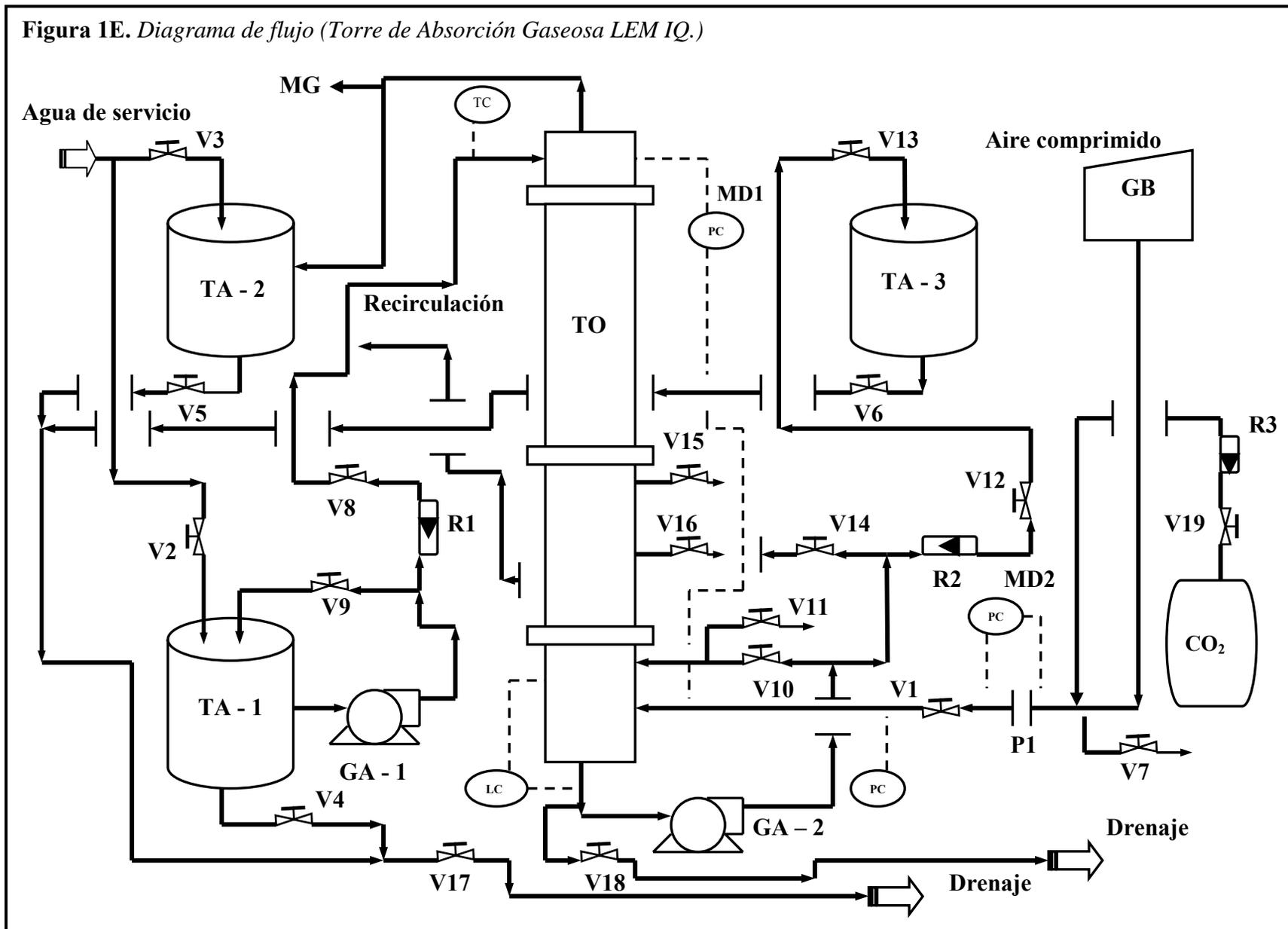
- Un manómetro de 0 a 1 Kg_f/ cm² de la marca METRON.
- Dos rotametros de 1 a 17 GPM (4 a 64 LPM) de la marca BLUE – WHITE.
- Una placa de orificio para línea de 1 ½ pulg. para una presión 300 sig con un diámetro de 0.782 pulg. de acero inoxidable 316.
- Tubería del líquido de ½ pulg.
- Tubería del gas de 1 ½ y 2 pulg.
- 18 válvulas para tubería de ½ pulg.

- Una manguera de plástico de $\frac{3}{4}$ pulg. (para drenar líquido de la torre).
- Bomba de alimentación de líquido de $\frac{1}{4}$ Hp.
- Bomba de descarga (o recirculación) de $\frac{1}{4}$ Hp.

NOMENCLATURA UTILIZADA EN EL DIAGRAMA DE FLUJO.

V1 Válvula de compuerta,	R1 y R2 Rotámetro para flujo líquido,
V2 Válvula de compuerta,	R3 Rotámetro para flujo de CO ₂ ,
V3 Válvula de globo,	TA-1 y TA-3 Tanques de
V4 Válvula de globo,	almacenamiento de líquido,
V5 Válvula de globo,	TA-2 Tanque para burbujear el gas (para
V6 Válvula de globo,	posteriormente determinar la
V7 Válvula de globo,	concentración),
V8 Válvula de globo,	TO Torre de absorción,
V9 Válvula de globo,	GA Bomba para flujo de líquido,
V10 Válvula de globo,	GB Compresor de aire,
V11 Válvula de globo,	
V12 Válvula de globo,	
V13 Válvula de compuerta,	Indicador de presión.
V14 Válvula de globo,	
V15 Válvula de globo,	
V16 Válvula de globo,	
V17 Válvula de globo,	
V18 Válvula de globo,	
V19 Válvula del tanque de CO ₂ ,	
MD1 Manómetro diferencial para ΔP en	
los extremos de la columna,	
MD2 Manómetro diferencial para medir	
flujo gaseoso,	
P1 Placa de orificio para medir flujo	
gaseoso,	

Figura 1E. Diagrama de flujo (Torre de Absorción Gaseosa LEM IQ.)



DIMENSIONES DE LA TORRE DE ABSORCIÓN GASEOSA LEM IQ.

En las siguientes figuras se muestran las medidas de cada una de las partes de las cuales esta compuesta la torre de absorción, para futuras modificaciones: a) parte metalica; b) parte acrílica; c) parte inferior (el fondo) y d) la parte superior (el cabezal).

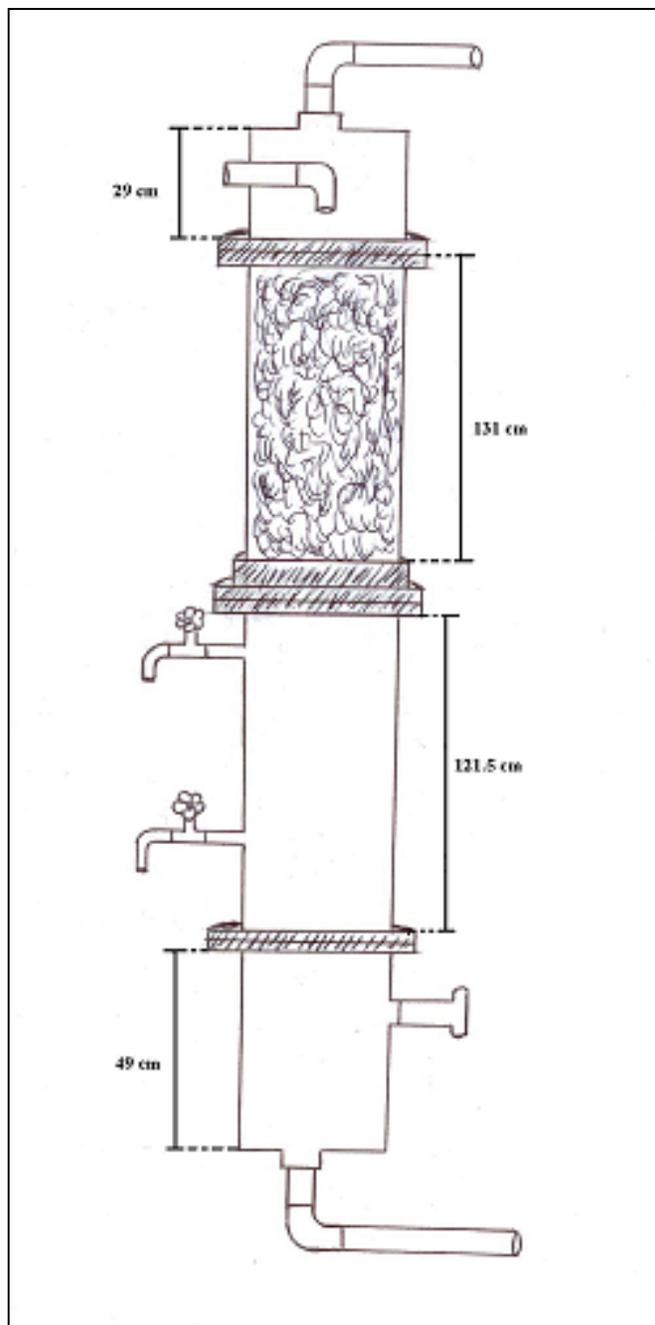


Figura 2E. Torre de absorción del LEM IQ.

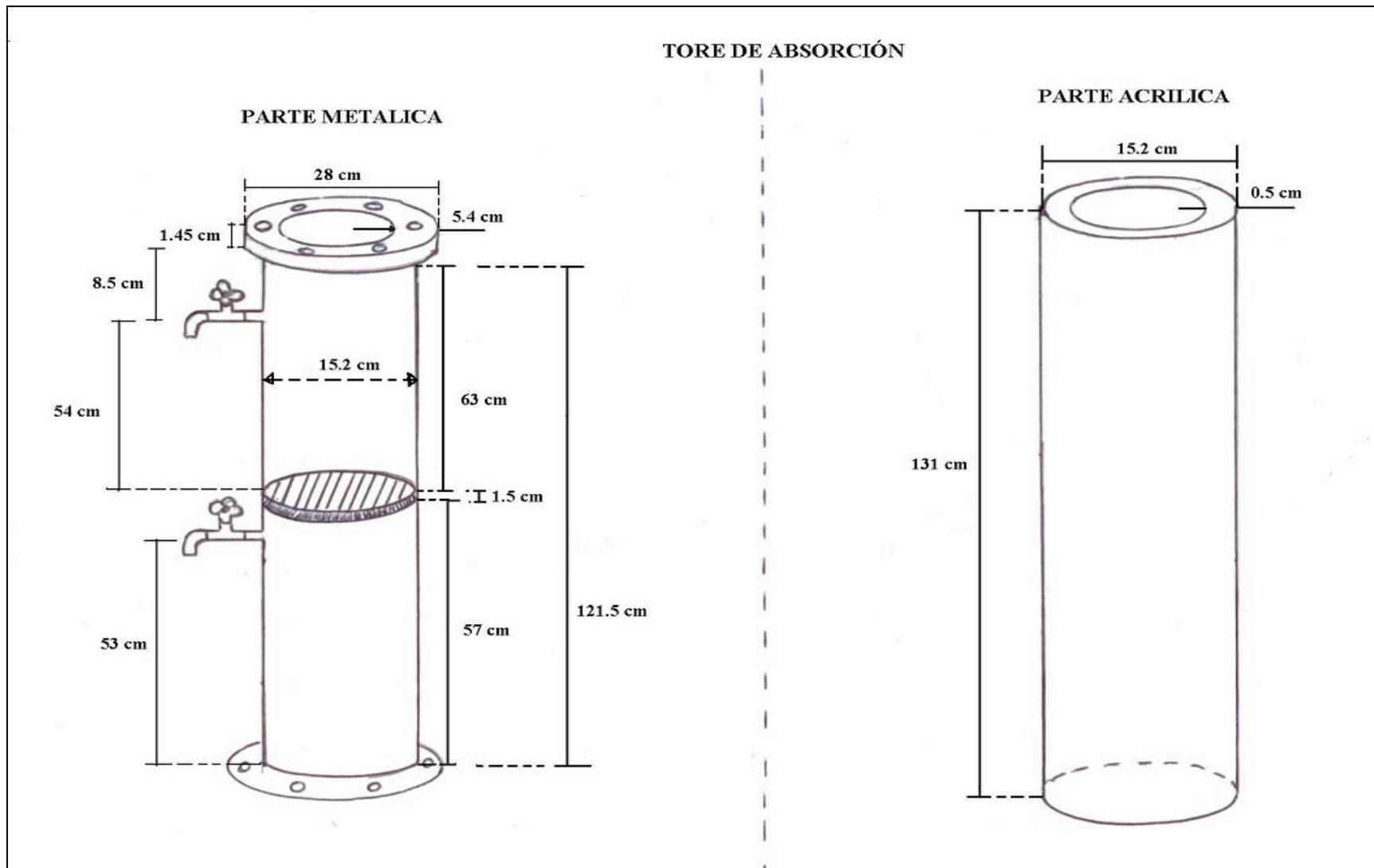


Figura 3E. Medidas de la parte metalica y acrílica de la torre de absorción.

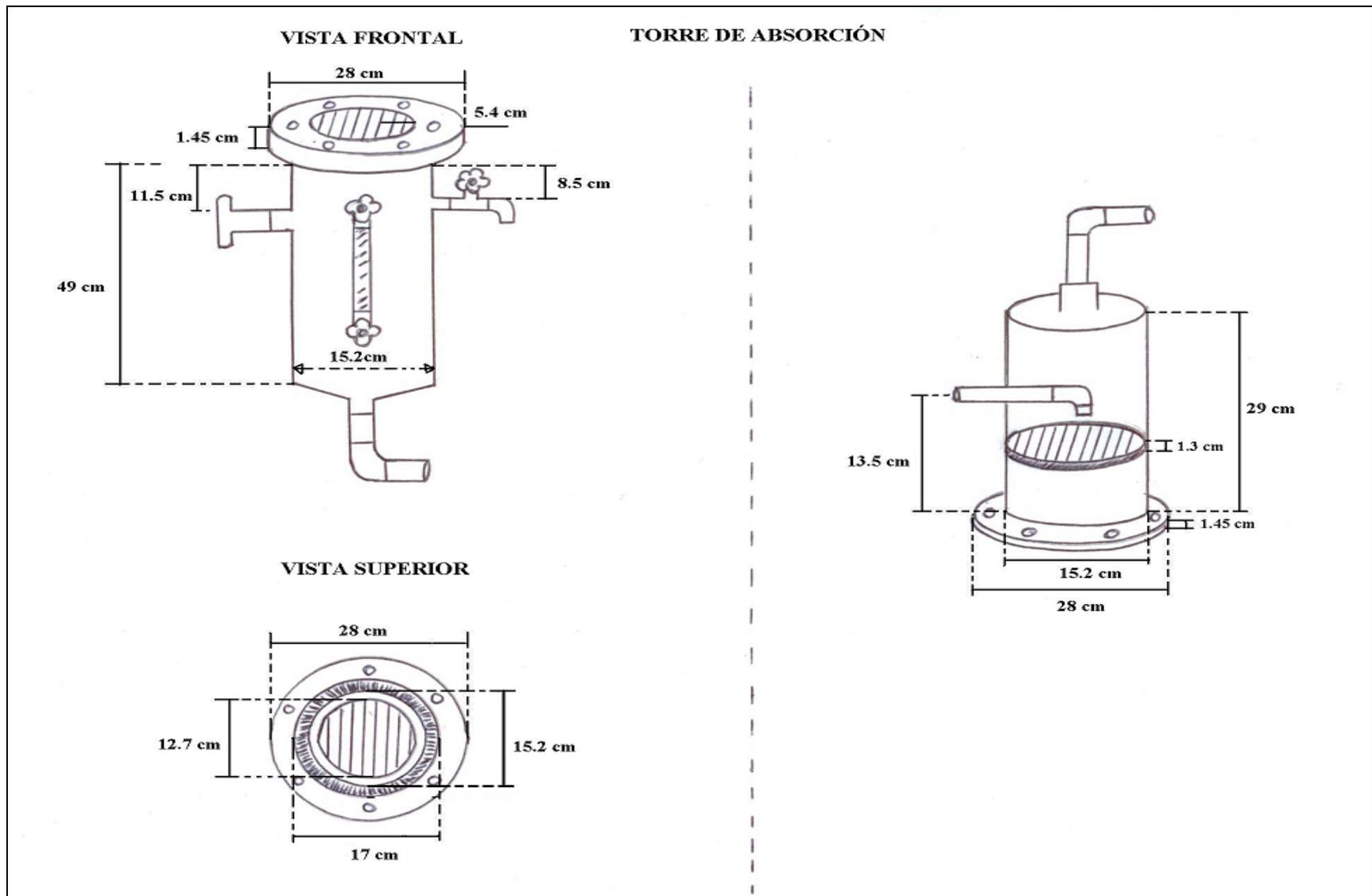


Figura 4E. Medidas del cabezal y del fondo de la torre.

BIBLIOGRAFÍA.

1. Austgen David M. and Gary T. Rochelle,” Model of Vapor – Liquid Equilibria for Aqueous Acid Gas – Alkanolamine Systems. Representation of H₂S and CO₂ Solubility in Aqueous MDEA and CO₂ Solubility in Aqueous Mixtures of MDEA with MEA or DEA”, *Ind. Eng. Chem Res.*, **30**, p. 543, 1991.
2. Billet Reinhard, Contribution to design and scale-up of columns, *Fat Sci. Technol.* No. 9, p. 361 – 369, 1990.
3. Billet Reinhard, Modelling of Fluidynamics in Packed Columns, *Ichem Symposium Series No. 104*, p. A171 – A182, 1987.
4. Billet Reinhard, “Paked Column Analysis and Design”, Ruhr-University Bochum, Bochum, p. 1 – 33, 1989.
5. Crane, D., *Flujo de Fluidos*, Mc Graw Hill, México DF, 1989.
6. Deshmukh R. D. and A. E. Mather, “A Mathematical Model for Equilibrium Solubility of Hydrogen Sulfide and Carbon Dioxide in Aqueous Alkanolamine Solutions”, *Chemical Engineering Science*, **36**, p. 355, 1981.
7. Escobillana G. P., Jorge A. S., José R. P., and Heinz J. N., “Behaviour of Absorption/Stripping Columns for the CO₂ – MEA System; Modelling and Experiments”, *Can J. Chem. Eng.*, **69**, p. 969, 1991.
8. Foust, A. S., et. al., *Principios de Operaciones Unitarias*, 2a ed., CECSA, México, 1990.
9. Freguia S., and Gary T. R., “Modeling of CO₂ Capture by Aqueous Monoethanolamine”, *AIChE Journal*, **49**, No 7, p. 1676, 2003.
10. Geankoplis, G., *Procesos de Transporte y Operaciones Unitarias*, 1ª ed. en español, CECSA, México, 1989.
11. Henley, E. J., *Operaciones de Separación por Etapas de Equilibrio en Ingeniería Química*, Ed. Reverté, Barcelona, 1988.
12. Hines Anthony L., Maddox R.N., *Mass Transfer, Fundamentals and Applications*, Prentice-Hall, New Jersey, p. 410 – 439, 1985.
13. Hougen O. A., Watson K. M., Ragatz R. A., *Principios de los Procesos Químicos*, Reverté, Barcelona, 1982.

14. Hikita H., et. al., "Absorption of Carbon Dioxide into Aqueous Monoethanolamine Solutions", *AIChE Journal*, **25**, No 5, p. 793, 1979.
15. Jou F. Y., F. D. Otto, A. E. Mather, "Vapor-Liquid Equilibrium of Carbon Dioxide in Aqueous Mixtures of Monoethanolamine and Methyldiethanolamine", *Ind. Eng. Chem. Res.*, **33**, p. 2002, 1994.
16. Jou F. Y., F. D. Otto, A. E. Mather, "The Solubility of CO₂ in a 30 Mass Percent Monoethanolamine Solution", *Can. J. Chem. Eng.*, **73**, p. 140, 1995.
17. King C. J., *Procesos de Separación*, Ed. Repla, México, 1988.
18. Kohl L. Arthur, Fred C. Riesenfeld, *Gas Purification*, McGraw – Hill Series in Chemical Engineering, New York, 1960.
19. Lawson J. D. and A. W. Garst, "Gas Sweetening Data: Equilibrium Solubility of Hydrogen Sulfide and Carbon Dioxide in Aqueous Monoethanolamine and Aqueous Diethanolamine Solutions", *J. Chem. Eng. Data*, **21**, No 1, p. 20, 1976.
20. Lee J. I., F. D. Otto and A. E. Mather, "The Solubility of H₂S and CO₂ in Aqueous Monoethanolamine Solutions", *Can J. Chem. Eng.*, **52**, p. 803, 1974.
21. Lee Jong I, Frederick D. Otto and Alan E. Mather, "Equilibrium Between Carbon Dioxide and Monoethanolamine Solutions", *J. Appl. Chem. Biotechnol*, **26**, p. 541, 1976.
22. Linek V., and Jiri S., "Verification of the Design Methods for Industrial Carbon Dioxide-Triethanolamine Absorbers: Laboratory Differential Simulation and Computational Methods", *Ind. Eng. Chem Res.*, **29**, p.1676, 1990.
23. McCabe Warren L., "Operaciones unitarias en ingeniería química", 4ª edición, McGraw Hill, Pág. 717-724.
24. Mason J. W., and B. F. Dodge, "Equilibrium Absorption of Carbon Dioxide by Solutions of the Ethanolamines", *Trans. Am. Inst. Chem. Engrs.*, **32**, p. 27, 1936.
25. Nasir P. and Alan E. Mather, "The Measurement and Prediction of the Solubility of Acid Gases in Monoethanolamine Solutions at Low Partial Pressures", *Can. J. Chem. Eng.*, **55**, p. 715, 1977.
26. Reid, R. C., and T. K. Sherwood, *Propiedades de los Gases y Líquidos*, Centro Regional de Ayuda Técnica, México, 1968.

27. Ricci Larry, "Separation techniques 2 gas/liquid/solid systems", McGraw-Hill, New York, p. 321 – 325, 1980.
28. Perry R.H., y col., Manual del Ingeniero Químico, Mc Graw Hill, 5ª edición, México, 1997.
29. Sherwood, T. K., and Robert L. Pigford, Absorption and Extraction, Mc Graw Hill, New York, 1952.
30. Sada E., H. Kumazawa, M. A. Butt, "Gas Absorption with Consecutive Chemical Reaction: Absorption of Carbon Dioxide into Aqueous Amine Solutions", *Can J. Chem. Eng.*, **54**, p. 421, 1976.
31. Sada E., H. Kumazawa, M. A. Butt, "Chemical Absorption Kinetics Over a Wide Range of Contact Time: Absorption of Carbon Dioxide into Aqueous Solutions of Monoethanolamine", *AIChE Journal*, **22**, No 1, p. 196, 1976.
32. Shen K. P., and Meng-Hui L., "Solubility of Carbon Dioxide in Aqueous Mixtures of Monoethanolamine with Methyldiethanolamine", *J. Chem. Eng. Data*, **37**, p. 96, 1992.
33. Treybal, R. E., Operaciones de Transferencia de Masa, 2ª ed., Mc Graw Hill, México DF, 1988.
34. Tseng P. C., W. S. Ho and D. W. Savage, "Carbon Dioxide Absorption into Promoted Carbonate Solutions", *AIChE Journal*, **34**, No 6, p. 922, 1988.