



INSTITUTO POLITECNICO NACIONAL

**ESCUELA SUPERIOR DE INGENIERIA QUÍMICA
E INDUSTRIAS EXTRACTIVAS**

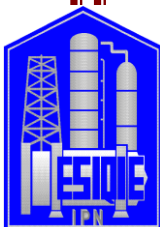
**COMPORTAMIENTO DE LA ABSORCIÓN EN COLUMNAS
EMPACADAS EN RELACIÓN A LA TEMPERATURA Y LA CARGA
ESPECÍFICA**

TESIS

**QUE PARA OBTENER EL TITULO DE
INGENIERO QUÍMICO INDUSTRIAL**

P R E S E N T A N

**MORALES RAMÍREZ EDGAR JESÚS
PÉREZ SANDOVAL GABRIELA**



**ASESOR
ING. ENRIQUE ORTEGA MUÑOZ**

MÉXICO D.F.,

Julio 2015



SECRETARÍA
DE
EDUCACIÓN PÚBLICA

INSTITUTO POLITÉCNICO NACIONAL
ESCUELA SUPERIOR DE INGENIERÍA QUÍMICA E INDUSTRIAS EXTRACTIVAS
DEPARTAMENTO DE EVALUACIÓN Y SEGUIMIENTO ACADÉMICO



T-058-15

México, D. F., 09 de junio del 2015.


A los C. Pasantes:	Boleta:	Carrera:	Generación:
GABRIELA PÉREZ SANDOVAL	2010320405	IQI	2010-2014
EDGAR JESÚS MORALES RAMÍREZ	2010320171	IQI	2010-2014

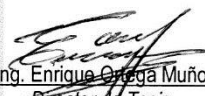
Mediante el presente se hace de su conocimiento que este Departamento acepta que el C. **Ing. Enrique Ortega Muñoz**, sea orientador en el tema que propone usted desarrollar como prueba escrita en la opción **Tesis Colectiva**, con el título y contenido siguiente:

“Comportamiento de la absorción en columnas empacadas en relación a la temperatura y la carga específica”.

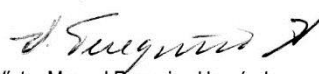
- Resumen.
- Introducción.
- I.- Generalidades.
- II.- Presentación de cálculos de diseño y modelos matemáticos.
- III.- Desarrollo Experimental
- IV.- Análisis de Resultados.
- Conclusiones.
- Bibliografía.

Se concede un plazo máximo de un año, a partir de esta fecha, para presentarlo a revisión por el Jurado asignado.


M. en C. Nora Argelia Tafoya Medina
Presidente de la Academia de Operaciones Unitarias.


Ing. Enrique Ortega Muñoz
Director de Tesis
Ced. Prof. 1207305


Lic. Guillermo Alberto de la Torre Arteaga
Jefe del Departamento de Evaluación y Seguimiento Académico

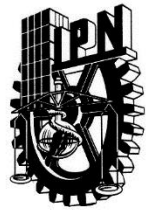

Ing. Víctor Manuel Peregrino Hernández
Subdirector Académico Interino

c. c. p.- Control Escolar.
GATA/rcr



SECRETARÍA
DE
EDUCACIÓN PÚBLICA

INSTITUTO POLITÉCNICO NACIONAL
ESCUELA SUPERIOR DE INGENIERÍA QUÍMICA E INDUSTRIAS EXTRACTIVAS
DEPARTAMENTO DE EVALUACIÓN Y SEGUIMIENTO ACADÉMICO



T-058-15

México, D. F., 13 de julio del 2015.

A los C. Pasantes:
GABRIELA PÉREZ SANDOVAL
EDGAR JESÚS MORALES RAMÍREZ
PRESENTE

Boleta:	Carrera:	Generación:
2010320405	IQI	2010-2014
2010320171	IQI	2010-2014

Los suscritos tenemos el agrado de informar a usted, que habiendo procedido a revisar el borrador de la modalidad de titulación correspondiente denominado:

**“Comportamiento de la absorción en columnas empacadas
en relación a la temperatura y la carga específica”**


encontramos que el citado Trabajo de **Tesis Colectiva**, reúne los requisitos para autorizar el Examen Profesional y **PROCEDER A SU IMPRESIÓN** según el caso, debiendo tomar en consideración las indicaciones y correcciones que al respecto se le hicieron.

Atentamente

JURADO


Ing. Felipe Zúñiga Esquivel
Presidente


Ing. Enrique Ortega Muñoz
Secretario


M. en C. Hortensia Dávalos Gutiérrez
1er. Vocal


M. en C. Nora Argelia Tafoya Medina
2º Vocal


Dr. Manuel de Jesús Macías Hernández
3er. Vocal

c.c.p.- Expediente
GATA/rer

AGRADECIMIENTOS

Edgar Jesús Morales Ramírez

A Dios, me has enseñado que la vida lleva giros irónicos, que nada es imposible si se tiene fe en uno mismo y por darme un ángel de la guarda muy eficiente.

A la Vida, por ser un hermoso trayecto y darme retos, satisfacciones, sinsabores, y experiencias que recibo y atesoro con mucho cariño.

A mi Padre, Miguel Morales Molina, te amo y te agradezco por haberme dado la vida, por tus consejos y tu interés en que me vuelva un hombre fuerte, de bien y con principios firmes.

A mi Madre, Lucina Ramírez Santos, siempre has sido mi soporte y no me has dejado sin una guía en el camino, aún con mi carácter y mi necesidad, has permanecido atrás mío, apoyándome en mis decisiones, gracias a ti estoy donde estoy, por la vida que me diste, por los momentos que vivimos y por ser la mejor de las madres, hoy te digo que te amo con todo mi corazón y que te agradezco infinitamente por todo.

A mi Hermano, David Misael Morales Ramírez, por tu apoyo, por tus atenciones y porque toleras mi mal genio, gracias por esas pláticas que hemos tenido, gracias a ti, no me siento solo. Te amo mucho, "Meme".

Al Instituto Politécnico Nacional y a la Escuela Superior de Ingeniería Química e Industrias Extractivas, por su enseñanza, sus maestros y momentos especiales que viví con amigos y compañeros que marcaron esta gran etapa de mi vida: Mi juventud.

A Gabriela Pérez Sandoval. Amiga, hemos pasado esta prueba juntos, apoyándonos el uno al otro cuando requerimos levantarnos, ¿Quién diría que viviríamos tantas cosas juntos? Sigo asombrado y agradezco mucho el haberte conocido, eres una mujer increíble, siempre te apoyaré y si me necesitas, cuentas conmigo. ¡Te quiero, amiga!

Al Ing. Enrique Ortega Muñoz, porque sin usted esto no sería posible, nos ha apoyado tanto por lo que este trabajo no podría haberse logrado sin su conocimiento y paciencia. Gracias por no dejarnos solos y siempre impulsarnos a salir adelante.

A mis abuelos:

Jesús Morales Vargas, te quiero mucho abuelo, tus historias, tus platillos y los recuerdos que tenemos los voy a guardar siempre con mucho afecto;

Socorro Molina Carcaño (Q.E.P.D.) por enseñarme que el amor viene en diferentes presentaciones y de la manera que menos esperas;

Jesús Ramírez Alegría (Q.E.P.D.), por darme a la madre que tengo y transmitirme a través de ella la amabilidad y la empatía;

Gloria Santos Montiel, por cuidarme cuando era pequeño y porque sigues preocupándote por mí a estas alturas.

A mi familia paterna:

A mi tío, Jesús, por ver por mí cuando te fue posible y permitirme estar con mi abuelo en los momentos más duros.

A mi tía, María de los Ángeles, porque siempre me escuchas, me das consejos y me hacer reír con tus ocurrencias, siempre apoyándome y dándome tu cariño, incluyéndome en tu corazón, así como tú estás en el mío.

A mi prima, Cristina Angulo Morales, prima, como bien lo dijiste, somos una evidencia de fuerza y de superación, me alegra mucho saber que eres positiva y amas lo que haces, porque eso mismo planeo hacer yo. Cuentas conmigo si me necesitas, prima, te quiero.

A mi familia materna:

A mi tía Verónica, por encaminarme en mis buenos valores y hacerme ver las cosas desde otra perspectiva, siendo siempre parcial, dándome a entender lo que necesito hacer sin darme la razón al 100%.

A Deyanira Euridice, por platicar conmigo de temas importantes, alegrándote conmigo de las cosas de la vida.

A Ulises, tu jovialidad me alegra el día, gracias por esos breves pero valiosos detalles que tienes no solo conmigo, si no con todos.

A Iris Dafne, por ser tan noble y atenta con todos, una chica como tú, no se encuentra todos los días.

A Jocelyn Selene, por darme visión emprendedora y arriesgada, dándome consejos y buscando hacer más.

A Nallely, eres mi mejor confidente, “Cirito”, compartimos muchas cosas, y siempre que te veo me da mucho gusto, pues eres muy trabajadora y amena, gracias por ser tan linda conmigo y compartir momentos tan jocosos y memorables.

A Daniel, porque compartimos una linda niñez y por hacer una fiesta cada vez que te veo.

A mis amigos:

A Mauricio Bonilla, Giovanni González, Christel Pérez y Benjamín Suaste por esos viajes inolvidables y reuniones que me alegran el momento, aunque no nos veamos mucho, los añoro esperando verlos siempre;

A la señora Norma Bello, Lourdes Morales y Luz Cruz, porque me han demostrado una amistad sincera, limpia y desinteresada, me siento en familia con ustedes, por ello, les guardo un lugar muy importante en mi corazón;

A Erika Rodríguez, David Sánchez, Alan González, Azucena Altamirano, Armando Beltrán, Tania Lucas, Azalia Peláez, Patricia Amaya, Mara Quiroz y Anaid Márquez, porque cada memoria que tengo de ustedes me da fuerza, siempre me alientan a dar lo mejor y no se olvidan de mí, cada uno me ha dado algo muy bonito, y todo eso lo guardo como un tesoro, puesto que me mostraron que puedo ser yo mismo y reírme de lo que los demás murmuren de mí.

A todos los que nombré y a los que me faltaron, le doy un enorme abrazo y de nuevo, ¡GRACIAS!

AGRADECIMIENTOS

Gabriela Pérez Sandoval

Al **INSTITUTO POLITÉCNICO NACIONAL**
por ser mi alma máter y haber compartido
su esencia conmigo. Portaré con orgullo su
escudo y los colores guinda y blanco.

A la **ESCUELA SUPERIOR DE INGENIERÍA
QUÍMICA E INDUSTRIAS EXTRACTIVAS** por haber
sido mi recinto durante estos años y darme las bases
para ser un ingeniero de excelencia.

Al Director de Tesis: **Ing. Enrique Ortega Muñoz**,
por compartir sus experiencias y conocimientos
que nos han enriquecido. Y por darnos parte de
su tiempo para la elaboración de éste proyecto de
tesis.

A mi amigo y compañero de tesis **Edgar Jesús
Morales Ramírez**, por la inigualable sincera
amistad y siempre apoyarme. Me has regalado
muchas sonrisas a tu lado. ¡Gracias!

A mi maestra **Ing. Hortensia A. Pulido Alfaro**,
por sus sabios consejos y amistad que me ha
brindado. La admiro y respeto mucho.

A todos **mis maestros**, por transmitirme sus
conocimientos y experiencias que me han
permitido superar obstáculos.

A **Dios**, por llenarme de bendiciones y permitirme estar aquí con las personas a quien amo.

A **mis padres**, por su amor, confianza y apoyo incondicional. Con su ejemplo me han dado las bases y valores para ser una excelente persona. Los amo y muchas gracias por todo.

A **mi abuelita**, por su amor y cariño en todo momento.

A mi hermano **José David**, por su amor y muchos buenos momentos llenos de risas y alegría.

A mis amigos,
Mauricio, Giovanni y Alison, por su amistad y apoyo. Tantos buenos momentos en clase, y nuestras cenas, reuniones y charlas que nunca olvidare. ¡Los quiero mucho majos!
Mara, Paty y Josué, por ser las primeras personas que me brindaron su amistad. Recuerdo nuestro grupo de estudio y todos los buenos momentos que compartí a su lado. Los quiero y gracias.
Alfonso, por todo el cariño y apoyo incondicional.
Gracias.

ÍNDICE

	<u>Página</u>
RESUMEN	xi
INTRODUCCIÓN	xii
CAPITULO I. GENERALIDADES	1
1.1. Absorción	1
1.2. Regla de las fases.....	2
1.3. Sistemas en equilibrio	3
1.4. Ley de Raoult, Ley de Dalton y Ley de Henry	4
1.5. Estudio del Sistema Aire-NH ₃ -H ₂ O.....	7
1.5.1. Construcción de la curva de equilibrio	9
1.6. Ley de acción de masas	11
1.6.1. Hipótesis de la solubilidad del sistema	13
1.6.2. Conjetura sobre el cambio de temperatura en el sistema	15
1.6.3. Reacción de amoníaco generando hidróxido de amonio..	16
1.7. Representación de datos del sistema	18
1.8. Equipos de contacto continuo	20
1.8.1. Columna de platos.....	20
1.8.2. Columna empacada	22
1.8.2.1. Empaques.....	23
1.8.2.2. Caída de Presión en Columnas Empacadas	25
1.8.2.3. Cuerpo de la torre	26
1.8.2.4. Soporte y contenedores del empaque	26
1.8.2.5. Distribuidor de líquido de alimentación	27
1.8.2.6. Redistribuidores de líquido	27
1.8.2.7. Eliminador de arrastre.....	28
1.9. Caída de Presión Generalizada	28
1.10. Equipo de absorción de la planta piloto ESIQIE-IPN	31
1.11. Dimensiones del equipo	31

CAPITULO II. PRESENTACIÓN DE CÁLCULOS DE DISEÑO Y MODELOS MATEMÁTICOS	32
2.1. Justificación del uso del equipo piloto de torre empacada del Laboratorio de Operaciones Unitarias de la ESIQIE	32
2.2. Descripción del problema	32
2.3. Descripción del proceso de H ₂ S	33
2.4. Descripción del proceso de CO ₂	36
2.5. Procedimiento de cálculo del Sistema Aire-NH ₃ -H ₂ O	39
2.5.1. Curva de equilibrio	39
2.5.2. Línea de operación	41
2.6. Dependencia de los flujos con respecto a la columna.....	45
2.7. Uso de la gráfica de Eckert.....	46
2.8. Carga Específica	49
2.9. Dimensionamiento de una columna de absorción	51
CAPITULO III. DESARROLLO EXPERIMENTAL	54
3.1. Procedimiento de Operación	54
3.2. Método para determinación de concentración de amoniaco en la fase líquida	60
3.3. Procedimiento de cálculo	61
3.4. Cálculos para la carga específica.....	72
3.5. Validación de la consideración de temperatura baja y constante	82
CAPITULO IV. ANÁLISIS DE RESULTADOS	84
4.1. Limitaciones.....	85
CONCLUSIONES	88
BIBLIOGRAFÍA	90
ANEXOS	94
Anexo A. Volumen gastado en titulación a diferentes temperaturas	94
Anexo B. Características de empaques	95

RESUMEN

En el presente trabajo se presenta una investigación experimental a escala piloto a una temperatura de 5°C y presión de 585 mmHg, esto con el fin de determinar en qué consiste la separación por absorción y cómo influye la temperatura en una torre empacada, así como las partes que la conforman.

Se definen temas básicos para el caso de estudio, como son: Ley de Raoult, Ley de Dalton y Ley de Henry; regla de las fases y ley de acción de masas.

Otro tema importante es la investigación de la carga específica de forma empírica, de la cual se obtuvo una constante en el sistema inglés, y que relaciona la caída de presión y el factor de empaque, se muestran dos ejemplos de la constante mencionada y la tabla de resultados de las diferentes caídas de presión que presentan los empaques.

Con el sistema agua-aire-amoniaco se planea una experimentación que simula a nivel piloto el proceso de absorción en la columna empacada del Laboratorio de Operaciones Unitarios de la ESIQIE, operándose a condiciones de temperatura menor a 25°C y 585 mmHg, condiciones ambientales en la Ciudad de México, y a diferentes concentraciones de amoniaco, para conocer el comportamiento de la absorción.

Finalmente, se desarrolla un análisis de los resultados obtenidos corroborando que pueden obtenerse condiciones óptimas de operación y se anexan las conclusiones a las que se llegaron.

INTRODUCCIÓN

Socolow, (2005) considera que la absorción de gases ‘es un método de separación de mezclas gaseosas muy empleado a nivel industrial para el control de emisiones contaminantes que generan las empresas durante sus procesos’. Es una alternativa que requiere de menos recursos energéticos que otras, y por ello ha sido objeto de estudio, investigación y desarrollo sustentable de las industrias a fin de conseguir mejores eficiencias y facilitar su estudio, obteniendo así, menores costes de operación y una reducción de la contaminación ambiental. Haciendo mención de un ejemplo, la absorción se utiliza para eliminar el CO₂ en el gas natural y en los gases de combustión, para que el CO₂ no entre a la atmosfera y contribuya al calentamiento global.

Con el paso del tiempo ha surgido el interés de buscar una alternativa para mejorar la eficiencia de este proceso, modificando las condiciones de operación de tal manera que se optimicen. Esta idea se basa en lo que menciona Treybal, (1988) respecto a que “La solubilidad de cualquier gas depende de la temperatura [...] en la mayoría de los casos, la solubilidad de un gas decrece al aumentar la temperatura”. Una dificultad del estudio de las columnas empacadas para absorción es cuando al modificar el diseño inicial de una de estas, se obliga a realizar un análisis independiente a cada tipo de columna. La carga específica relaciona la altura, diámetro y tipo de empaque con la finalidad de facilitar el diseño de una nueva columna a partir de una ya existente sin necesidad de realizar una nueva evaluación; esto se sostiene con lo dicho por Correa (2004) ‘Para evaluar la altura de empaque necesaria para lograr un cambio en la concentración de la fase gaseosa o líquida es necesario un modelo matemático que se establece a partir del modelo físico’.

La finalidad de este estudio es proporcionar la información necesaria para optimizar las condiciones de operación y realizar posibles cambios en los equipos de absorción, así como otorgar beneficios académicos a la comunidad estudiantil y los resultados obtenidos tengan la posibilidad de escalar a nivel industrial.

CAPITULO I

GENERALIDADES

1.1. Absorción

Según lo descrito por Treybal, se define a la absorción de gases como “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 de obtener una solución de éstos en el líquido”.¹ Esta operación se describe como una forma de limpiar las mezclas de gases, recuperando o eliminando un compuesto específico y con un objetivo claro.

En 2004, Martínez a través de su libro ‘Operaciones de Separación en Ingeniería Química’ explica que la absorción es “la separación de uno o varios de los componentes de una mezcla gaseosa mediante un disolvente líquido de distinta naturaleza a la misma”.²

En 2008, Wankat en su obra ‘Ingeniería de Procesos de Separación’ describe a la absorción como “una operación unitaria en la que se eliminan uno o más componentes de una corriente de gas al ser tomados, o absorbidos, por un líquido no volátil (solvente). En este caso el solvente líquido debe agregarse como agente separador”.³

En 2012, se expone en la IX SIMPOQUIMIA 2012 que “La absorción de gases es una operación básica de contacto directo de dos fases inmiscibles, que estudia la separación de uno o varios componentes de una mezcla gaseosa, por disolución o reacción en un líquido. Por tanto se efectúa una transferencia de masa de la fase gaseosa a la fase líquida”.⁴

¹Treybal, Robert E.; **Operaciones de Transferencia de Masa**, Segunda Edición; Ed. Mc Graw-Hill, Estados Unidos, 1988; p. 306.

²Martínez, De la Cuesta Pedro J., et al.; **Operaciones de Separación en Ingeniería Química, Métodos de Cálculo**, Ed. Pearson Prentice Hall, España, 2004; p. 13.

³Wankat, Philip C.; **Ingeniería de Procesos de Separación**, Segunda Edición; Ed. Prentice Hall, México, 2008; p. 385.

⁴Ortega, Muñoz Enrique, et al.; **Determinación de la Carga Específica en una Columna Empacada para el Proceso de Absorción** en Memoria del IX Simposio Internacional de Ingeniería Química de la ESIQIE “, 2012; p. 145, 146.

También se describe las características que debe presentar la especie absorbente:

- 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 disolvente.
- Volatilidad.- El disolvente debe tener una presión baja de vapor, puesto que el gas saliente en una operación de absorción generalmente está saturado con el disolvente y en consecuencia, puede perderse una gran cantidad.
- Corrosión. Los materiales de construcción que se necesitan para el equipo no deben ser raros o costosos.
- Costo.- El disolvente debe ser barato, de forma que las pérdidas no sean costosas, y debe ser fácilmente recuperable.
- Viscosidad.- Se prefiere la viscosidad baja para tener mayor fluidez, mejores características en la inundación de las torres, bajas caídas de presión en el bombeo y buenas características de transferencia de calor.
- Otras características.- Si es posible, el disolvente no debe ser tóxico, ni inflamable, debe ser estable químicamente y tener un punto bajo de congelamiento.⁵

1.2.Regla de las fases

En su tesis magistral de 2005, Romero, G. hace mención de la regla de las fases que consiste en lo siguiente:

En un sistema de dos fases para un sólo componente, existe un equilibrio diferente para cada temperatura o presión, y por consiguiente todas las propiedades intensivas de cada fase se mantienen fijas. Un sistema de dos fases

⁵Treybal, Op. Cit. p. 313, 314.

de un sólo componente tiene una propiedad independiente que puede ser la temperatura o la presión.

El número de variables independientes asociadas con un sistema multifásico y multicomponente está dado por la regla de las fases de Gibbs, que se expresa de la siguiente manera:

$$IV = C - F + 2 \quad (1.1)$$

donde IV es el número de variables independientes; C es el número de componentes y F es el número de fases presentes en el equilibrio.

Según la regla de Gibbs, un sistema bifásico de un solo componente puede tener solamente una variable independiente.

Al aplicar la regla de las fases a mezclas binarias de componentes A y B, las variables independientes se pueden seleccionar entre T y P, y como en el equilibrio de fases, ambas fases líquido y vapor están presentes, entonces la concentración del componente A en la fase vapor es y_A y en la fase líquida es x_A . De igual manera, la concentración de B son y_B y x_B que, son variables dependientes, debido a que $x_A + x_B = 1$ y $y_A + y_B = 1$, si la presión está dada, solamente queda una variable independiente (T, x_A o y_A).⁶

1.3. Sistemas en equilibrio

Según Treybal, en su libro 'Operaciones de Transferencia de Masa', si cierta cantidad de un gas simple 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. A una temperatura dada, la solubilidad aumentará con la presión.⁷(Véase Figura 1.1)

⁶Romero Romo, Gerardo Martín; **Análisis Termodinámico de Ciclos de Refrigeración por Absorción (Amoniaco-Agua)**, Tesis de maestría; Registro: 011024, Instituto Politécnico Nacional ESIME Zacatenco, México, D.F., 2005. p. 46-48.

⁷Treybal, Op. Cit. p. 308.

A baja presión de la fase de vapor de una mezcla se acerca comportamiento ideal y sigue la ley de los gases ideales. La presión para este supuesto varía, pero generalmente está en el rango de 30 a 50 psia (207 a 345 KPa). Para estas condiciones, se puede equiparar la fugacidad con la presión parcial, y la fugacidad estándar de estado del líquido llega a ser igual a la presión de vapor.⁸

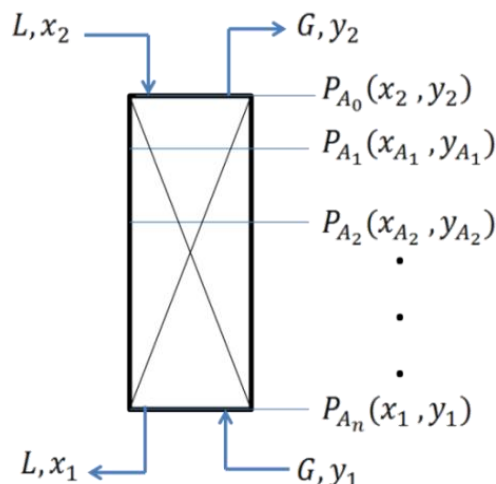


Figura 1.1. Comportamiento del equilibrio a lo largo de la torre; Tomado de Ortega, 2012:5.

1.4. Ley de Raoult, Ley de Dalton y Ley de Henry

Si dos o más especies líquidas forman una disolución líquida ideal con una mezcla de vapor en equilibrio, la presión parcial P_i de cada componente en el vapor es proporcional a su fracción molar en el líquido x ; La constante de proporcionalidad es la presión de vapor P_f de la especie pura a la temperatura del sistema, y esta relación recibe el nombre de ley de Raoult, en honor del científico francés que la descubrió.⁹

Para sistemas que presentan diferentes interacciones entre los constituyentes de la fase líquida se producen desviaciones de la ley de Raoult. A veces la interacción toma la forma de una fuerte repulsión, tal como ocurre entre hidrocarburos y agua.

⁸Hines, Anthony L., et al.; **Mass Transfer, Fundamentals and Applications**; Ed. Prentice Hall, Estados Unidos, 1985, p. 210.

⁹Henley, E.J., et al.; **Operaciones de Separación por Etapas de Equilibrio en Ingeniería Química**; Ed. Reverté, Estados Unidos, 1990, p. 99.

En un sistema líquido binario de los componentes A y B, si estas repulsiones conducen a una inmiscibilidad prácticamente completa, la presión total sobre las dos fases líquidas es la suma de las presiones de vapor de los componentes individuales.¹⁰ Simplificando lo anterior, el sistema binario debe considerarse inmisible, es decir, que las moléculas de los componentes no se mezclan y se mantienen separados por las fuerzas moleculares que generan una aversión entre estos compuestos.

Siguiendo lo anterior, se define a la Ley de Raoult con la siguiente ecuación:

$$P_A = x_A P_A^\circ \quad (1.2)$$

Donde P_A representa la presión parcial del componente A en la solución, x_A indica la fracción molar de este componente en solución y P_A° es la presión de vapor de A como sustancia pura.

Además, a baja presión, es aplicable la ley de Dalton para la fase de vapor, por lo que se tiene:

$$P_A = y_A P_T \quad (1.3)$$

Donde P_T es la presión total y la variable y_A es la fracción molar en la fase de vapor.¹¹ Al sintetizar ambas leyes por la presión parcial, tomando en cuenta que ambas representan el mismo valor haciendo una aproximación, se obtiene un modelo matemático que representa el equilibrio del sistema:

$$y_A = \frac{P_A^\circ}{P_T} x_A \quad (1.4)$$

Con esta ecuación solamente es preciso conocer las presiones de vapor de los componentes puros para establecer la relación de equilibrio vapor-líquido.¹² Además, cuando la mezcla no está diluida, una relación aproximada para las

¹⁰Henley, Op. Cit., p. 100.

¹¹Henley, Op. Cit., p. 100.

¹²Idem.

fracciones molares de una especie en los lados de un gas y del líquido de la interfase se expresa de manera aproximada por la ley de Raoult.¹³

Cuando surge la necesidad de comparar los resultados experimentales con los obtenidos de una ecuación que describa el equilibrio de un sistema binario, en este caso, una solución líquido-vapor, y con la relación de estos datos experimentales, a ciertas condiciones y suponiendo un comportamiento de las concentraciones de manera lineal, se puede determinar que:

$$y_A = H * x_A \quad (1.5)$$

Donde H es una constante denominada 'Constante de Henry', que representa la pendiente que marca la relación de cambio entre ambos valores. Esta es la ley de Henry; se ve que puede aplicarse a diferentes fracciones mol [...], al menos en un rango modesto de concentraciones en el líquido. Si la ley de Henry no es aplicable en un rango amplio de concentraciones, puede deberse a la interacción química con el líquido o a disociación electrolítica, como en el caso del amoníaco en agua o a la condición no ideal en la fase gaseosa. [...] En cualquier caso, 'm' debe establecerse experimentalmente¹⁴, siendo 'm' el valor de la pendiente.

Sin embargo, entre las limitaciones que hay es que el uso de la ley de Henry queda limitado a las soluciones diluidas gas-líquido; es decir, un líquido con una pequeña cantidad de gas disuelto en él.¹⁵

Cuando se estudian las soluciones diluidas con esta ley, se pueden desprender algunas observaciones:

La concentración de un gas disuelto en un líquido es inversamente proporcional a la constante de Henry. Por lo tanto, entre mayor sea esta constante, menor será la concentración de los gases disueltos en el líquido.

¹³ Çengel, Yunus A.; **Transferencia de Calor y Masa**; Tercera Edición, Ed. Mc Graw Hill, Estados Unidos, 2007, p. 826.

¹⁴ Treybal Op. Cit., p. 311.

¹⁵ Çengel, Op. Cit. p. 787.

La constante de Henry aumenta (y, de este modo, la fracción de un gas disuelto en el líquido decrece) al aumentar la temperatura. Por lo tanto, pueden hacerse escapar los gases disueltos en un líquido al calentar este último.

La concentración de un gas disuelto en un líquido es proporcional a la presión parcial del gas. Por lo tanto, puede hacerse que aumente la cantidad de gas disuelto en un líquido al aumentar la presión del gas. Puede aprovecharse esto en la carbonatación de las bebidas gaseosas con gas CO₂.¹⁶

1.5. Estudio del Sistema Aire-NH₃-H₂O

En 1946, George Scatchard junto con algunos colaboradores, realizó un trabajo con el nombre de “Thermodynamic properties saturated liquid and vapor of ammonia-water mixtures”, en el cual presenta las propiedades termodinámicas de la mezcla amoníaco-agua. También se muestran valores para la presión de saturación, la entalpía, entropía y disponibilidad, esta última a una temperatura de referencia de 26°C, para el estado de líquido y vapor saturado.¹⁷

Un punto importante que se aporta en muchos trabajos, pero en específico en ‘Análisis termodinámico de ciclos de refrigeración por absorción (Amoníaco-Agua)’, presentado por el Ing. Gerardo Martín Romero Romo, es que “el sistema formado por el amoníaco con el agua se puede considerar como una mezcla ideal, pues se manejan soluciones a concentraciones muy bajas, asimismo, se aporta que el aire en mezcla con el amoníaco, presentan características similares a un gas ideal, aunque se puede tener mejor representación del mismo por medio de ecuaciones de estado de tercer grado.”¹⁸.

Para poder estudiar el comportamiento del sistema Aire-NH₃-H₂O, se debe graficar su curva de equilibrio, es por ello, que es necesario el uso de valores experimentales, entre los cuales se encuentra la tabla de presiones parciales de este sistema en la fase gaseosa contra la concentración presente en la fase

¹⁶ Çengel, Op. Cit. p. 785, 786.

¹⁷ Scatchard, George; **Thermodynamic Properties Saturated Liquid and Vapor of Ammonia-water Mixtures**, Journal of the Amsterdam School of Real Estate, Vol. 53, No. 5, 1947, p. 413-419, 446-452.

¹⁸ Romero, Op. Cit. p. 41.

líquida a diferentes temperaturas, obtenida del 'Manual del Ingeniero Químico, Sexta Edición (1997)', véase Tabla 1.1.

Tabla 1.1. Solubilidades del amoniaco (NH₃)

Peso de NH ₃ por 100 pesos de H ₂ O	Presión parcial de NH ₃ , mmHg							
	0 °C	10 °C	20 °C	25 °C	30 °C	40 °C	50 °C	60 °C
100	947							
90	785							
80	636	987	1450			3300		
70	500	780	1170			2760		
60	380	600	945			2130		
50	275	439	686			1520		
40	190	301	470		719	1065		
30	119	190	298		454	692		
25	89.5	144	227		352	534	825	
20	64	103.5	166		260	395	596	834
15	42.7	70.1	114		179	273	405	583
10	25.1	41.8	69.6		110	167	247	361
7.5	17.7	29.9	50.0		79.7	120	179	261
5	11.2	19.1	31.7		51.0	76.5	115	165
4		16.1	24.9		40.1	60.8	91.1	129.2
3		11.3	18.2	23.5	29.6	45	67.1	94.3
2.5			15.0	19.4	24.4	(37.6)*	(55.7)	77.0
2			12.0	15.3	19.3	(30.0)	(44.5)	61.0
1.6				12.0	15.3	(24.1)	(35.5)	48.7
1.2				9.1	11.5	(18.3)	(26.7)	36.3
1.0				7.4		(15.4)	(22.2)	30.2
0.5				3.4				

*Valores Extrapolados.

NOTA: Tomado de Perry, 1997: 2-132.

Al momento en que se transforman las unidades de los valores de la Tabla 1.1 a relación mol de los componentes líquidos y gaseosos de la mezcla, se pueden utilizar esos datos para trazar las curvas de equilibrio de acuerdo a las condiciones de operación que se tienen en el sistema, véase Tabla 1.2.

Tabla 1.2. Solubilidades del amoniaco (NH₃) en relación mol

Relación mol de NH ₃ en fase líquida (X _A)	Relación mol de NH ₃ , en fase gaseosa (Y _A)							
	0 °C	10 °C	20 °C	25 °C	30 °C	40 °C	50 °C	60 °C
1.0588	-2.6160							
0.9529	-3.9250							
0.8471	-12.470	-2.4552	-1.6763			-1.2156		
0.7412	5.8823	-4.0000	-2.0000			-1.2690		
0.6353	1.8536	-40.000	-2.6250			-1.3786		
0.5294	0.8871	3.0068	-6.7921			-1.6257		
0.4235	0.4810	1.0598	4.0869		-5.3657	-2.2187		
0.3176	0.2553	0.4810	1.0383		3.4656	-6.4673		
0.2647	0.1806	0.3265	0.6340		1.5107	10.4706	-3.4375	
0.2118	0.1228	0.2149	0.3962		0.8000	2.0789	-54.1818	-3.3494
0.1588	0.0787	0.1361	0.2420		0.4409	0.8750	2.2500	291.5000
0.1059	0.0448	0.0769	0.1350		0.2316	0.3995	0.7308	1.6116
0.0794	0.0312	0.0538	0.0934		0.1577	0.2580	0.4409	0.8055
0.0529	0.0195	0.0337	0.0573		0.0955	0.1504	0.2447	0.3928
0.0424		0.0283	0.0444		0.0736	0.1160	0.1844	0.2834
0.0318		0.0197	0.0321	0.0418	0.0533	0.0833	0.1295	0.1922
0.0265			0.0263	0.0343	0.0435	0.0687	0.1052	0.1516
0.0212			0.02094	0.0268	0.0341	0.0540	0.0823	0.1164
0.0169				0.0209	0.0268	0.0430	0.0646	0.0908
0.0127				0.0158	0.0200	0.0323	0.0478	0.0661
0.0106				0.0128		0.0270	0.0394	0.0544
0.0053				0.0058				

Nota: Elaboración Propia

1.5.1. Construcción de la curva de equilibrio

Al graficar la curva de equilibrio, generalmente se supone que la presión total es constante en toda la torre. Si es necesario, se puede permitir la variación de la presión de plato a plato después de determinar el número de platos reales, pero esto requiere de un procedimiento de prueba y error. Generalmente no es necesario, excepto para la operación a presiones muy bajas.¹⁹

¹⁹Treybal, Op. Cit. p. 448.

Para generar la curva de equilibrio, se necesita, además de las variables ya mencionadas como constantes, conocer el comportamiento de la curva, y es para ello que se ocupan los modelos expuestos en la pág. 4, en caso de carecer de ellos, se puede apoyar en datos experimentales que representen las concentraciones del componente en fase líquida con respecto a una gaseosa para determinar el equilibrio de sistemas concentrados o complejos, al tener dichos datos, se puede tabular la gráfica y ver el comportamiento de ésta, como se muestra en la Figura 1.2, con datos en el equilibrio del sistema Aire-NH₃-H₂O.

Amoniaco

El amoniaco, NH₃, peso molecular 17.03, es un gas alcalino, incoloro, más ligero que el aire y de penetrante olor característico.

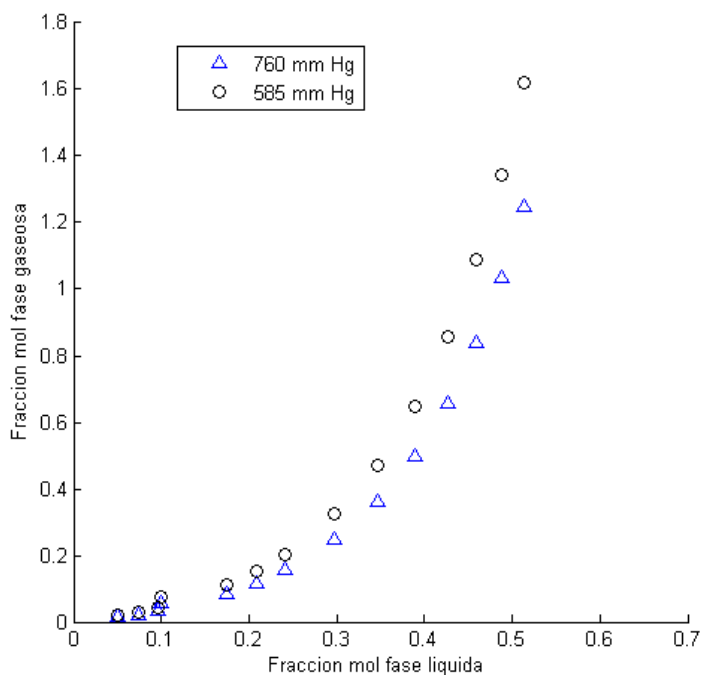


Figura 1.2. Curva de equilibrio del sistema Aire-NH₃-H₂O; Tomado de Ortega, 2012:5.

Mediante la compresión y el enfriamiento, el gas amoniaco se condensa en un líquido cuya densidad es aproximadamente 0.6 a la del agua, que tiene gran presión de vapor a la temperatura ordinaria y, por tanto, para su despacho

comercial es necesario envasarlo en recipientes a presión. El amoniaco es absorbido fácilmente en agua. La solución es el amoniaco cáustico que se utiliza a nivel comercial.

Tabla 1.3. Propiedades físicas y químicas del amoniaco

Punto de ebullición	-33.35°C
Punto de fusión	-77.7°C
Temperatura crítica	133.0 °C
Presión crítica	116.5 Kg/cm ²
Calor específico a 1 atm. A 0°C	0.5009 KJ/(mol K)
A 100°C	0.5317 KJ/(mol K)
A 200°C	0.5029 KJ/(mol K)
Calor de formación cerca de 0°C	10.329 cal
A 700-1000°C	12000 a 12800 cal
Solubilidad en agua a 1 atm, % de amoniaco en peso. A 0°C	42.8
Solubilidad en agua a 1 atm, % de amoniaco en peso. A 20°C	33.1
Solubilidad en agua a 1 atm, % de amoniaco en peso. A 40°C	23.4
Solubilidad en agua a 1 atm, % de amoniaco en peso. A 60°C	14.1

NOTA. Tomado de Kirk, 1961:216.

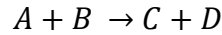
1.6. Ley de acción de masas

Siempre es importante conocer los fundamentos teóricos para que una labor de índole experimental tenga sentido y se puedan generar hipótesis válidas que se asemejen a lo buscado. A partir de la Ley de acción de masas, se puede obtener un claro entendimiento de los principios, fundamentos y aplicaciones en las que está basada la química en sus diferentes ramas, ya sea de manera hipotética o empírica.

En 1879, Guldberg y Waage formularon la generalización conocida con el nombre de ley de acción de masas: la velocidad de reacción es proporcional a las masas activas de las sustancias reaccionantes. En sentido estricto (Termodinámico) El término <<Masas activas>> utilizado antes, debe sustituirse por actividades (Potenciales químicos)²⁰.

En términos generales, se explica de la siguiente manera: “Para la reacción representada por:

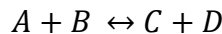
²⁰Ayres, Gilbert H.; **Análisis Químico Cuantitativo**; Segunda Edición, Ed. Del Castillo, España, 1970; p. 55.



La velocidad R de la reacción entre A y B es proporcional a las actividades de A y B. [...] Una formulación matemática de la ley de acción de masas para la reacción entre A y B es

$$R = k a_A b_B \quad (1.6)$$

En que k es la constante de velocidad de la reacción. Si la reacción es reversible,



La velocidad de la reacción directa (de izquierda a derecha) puede representarse por:

$$R_1 = k_1 a_A b_B \quad (1.7)$$

y la de la reacción inversa por

$$R_2 = k_2 a_C b_D \quad (1.8)$$

En que k_1 y k_2 son las constantes de velocidad respectiva de la reacción directa y de la inversa.

Como resultado de la disminución de la velocidad de la reacción directa y del aumento de la velocidad de la reacción inversa, llegará un momento en que ambas velocidades son iguales, $R_1 = R_2$, y el sistema habrá alcanzado una situación de equilibrio. De las dos ecuaciones anteriores se deduce:

$$k_1 a_A b_B = k_2 a_C b_D \quad (1.9)$$

Teniendo en cuenta que la razón de dos constantes es también constante, la expresión anterior podría escribirse:

$$k_{eq} = \frac{k_1}{k_2} = \frac{a_A b_B}{a_C b_D} \quad (1.10)$$

k_{eq} recibe el nombre de constante de equilibrio de la reacción representada por la ecuación anterior y en condiciones constantes k_{eq} tendrá el mismo valor numérico, independientemente de las actividades iniciales de los componentes A, B, C y D y si se alcanza el equilibrio a partir de A y B o de C y D.”²¹

1.6.1. Hipótesis de la solubilidad del sistema

Tomando la definición de Mahan, “la solubilidad de una sustancia en un disolvente determinado a una temperatura dada es la concentración del soluto en la solución saturada”.²² También se describe de la siguiente manera: la solubilidad de un soluto es la concentración disuelta característica del estado de equilibrio entre el soluto y la solución.²³ En el ramo de la química, incluyendo este trabajo, es importante tener presente la solubilidad, ya que, si seguimos tomando las palabras expresadas por Mahan: “es la base de innumerables procesos de laboratorio e industriales para preparar, separar y purificar productos químicos, y es el factor de control en diversos fenómenos geológicos y otros fenómenos naturales [...] Aunque existen muchos pares de sustancias, [...] por experiencia se sabe que la capacidad de un disolvente para disolver un soluto dado suele ser limitada. Cuando un disolvente puesto en contacto con un exceso de soluto alcanza y mantiene una concentración constante de soluto, éste y la solución están en equilibrio, y se dice que la solución está saturada”.²⁴ Esto da a entender que la disolución de un soluto es limitada en proporción al soluto de trabajo, por lo que es vital considerar la limitación del solvente en un estudio donde se presente este fenómeno.

Sin embargo, es imprescindible tomar en cuenta otros factores, pues en dicha obra se denota que “La solubilidad de una sustancia en un disolvente

²¹ Ayres, Op. Cit. p. 56.

²² Mahan, Bruce M., et al.; **Química: Curso Universitario**; Cuarta Edición, Ed. Addison-Wesley Iberoamericana, España, 1990, p. 126.

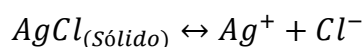
²³ Idem.

²⁴ Idem.

particular está regida principalmente por las naturalezas del disolvente y el soluto, pero también por las condiciones de temperatura y presión”.²⁵

El comportamiento de la solubilidad se puede explicar a través de la Ley de acción de masas. Tomando como referencia el comportamiento de las soluciones salinas para generar una hipótesis, se denota que:

“Una de las aplicaciones más importantes de la ley de acción de masas es el estudio del equilibrio entre un electrolito poco soluble y los iones que emite en disolución. Por ejemplo, en una disolución acuosa saturada de cloruro de plata, tiene lugar el equilibrio siguiente:



Con una constante de equilibrio:

$$k_{eq} = \frac{[Ag^+][Cl^-]}{[AgCl_{(sólido)}]} \quad (1.11)$$

Pero el AgCl sólido está en estado patrón (Actividad unidad), y el equilibrio es independiente de la cantidad del sólido en contacto con la disolución. El equilibrio queda, por tanto, representado por la constante del producto de solubilidad, K_{ps}

$$k_{ps} = [Ag^+][Cl^-] \quad (1.12)$$

Como la concentración de los iones se expresa en moles por litro, K_{ps} tendrá en este caso las dimensiones de moles/litro al cuadrado”.²⁶

Esto puede expresarse también para una reacción que se presenta entre los fluidos, pues estas constantes son definidas para cada sistema de interacción,

²⁵Mahan. Loc. Cit,

²⁶Ayres, Op. Cit. p. 95.

ya sea un sólido en disociación como es lo explicado de manera bibliográfica, como en un gas expuesto a un líquido, que es lo que se estudia en este proyecto.

1.6.2. Conjetura sobre el cambio de temperatura en el sistema

De acuerdo con lo descrito por House en el 2013 “Ammonia is extremely soluble in water”²⁷ (El amoníaco es extremadamente soluble en agua), por lo que es fácil suponer que el método de separación elegido, generara rendimientos grandes a causa de esta característica. De momento, atañe el hecho de la función de la temperatura en un sistema de este tipo para la separación del componente contaminante.

Sin embargo, se quiere demostrar si esta solubilidad se puede manipular con condiciones de estado, pues, según lo descrito por Mahan “La adición de una sal al agua y la formación de su solución pueden producir calor (exotérmico, $\Delta H_{\text{soluc}} < 0$), absorber calor (endotérmico, $\Delta H_{\text{soluc}} > 0$) o implicar una cantidad pequeña de calor ($\Delta H_{\text{soluc}} \cong 0$). El efecto de la temperatura en la solubilidad de una sal depende del signo de su ΔH_{soluc} . [...] Las sales que calientan sus soluciones (liberando calor al disolverse) son menos solubles a temperaturas mayores, y aquellas que enfrían sus soluciones (absorbiendo calor al disolverse) son más solubles a temperaturas mayores.”²⁸

Debido a que los gases se comportan de manera distinta que los sólidos en solución, es interesante conocer cómo afectan las condiciones de operación a los sistemas del tipo descrito en este trabajo (Aire-Amoníaco-Agua), para poder mejorar la eficiencia de un proceso solo cambiando una variable manipulable como puede ser la temperatura de operación.

Esto se puede explicar de otra manera según Ayres: “ K_{ps} tiene un valor característico y fijo solo a una temperatura determinada. A temperaturas diferentes, la disolución saturada contiene diferentes cantidades de soluto, como corresponde a los diferentes valores de K_{ps} . La disolución en agua de la mayor

²⁷House, James E.; *Inorganic Chemistry*; Segunda Edición, Ed. Elsevier, Estados Unidos, 2013, p. 458.

²⁸Mahan, Op. Cit. p. 128.

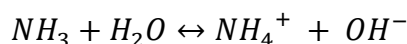
parte de los sólidos es un proceso endotérmico (Absorbe calor), en que al aumentar la temperatura, aumenta la solubilidad del sólido. Si un sistema en equilibrio a una determinada temperatura se somete a un incremento de temperatura, el producto iónico, que en el equilibrio era igual a K_{ps} , es más pequeño que K_{ps} a la nueva temperatura. Esto da lugar a un aumento del producto iónico hasta igualar al nuevo valor de K_{ps} ; es decir, se disuelve más precipitado”.²⁹

Reiterando lo descrito anteriormente, no quiere decir que lo definido para una solución salina pueda aplicarse de misma manera para una solución de fluidos, sin embargo podemos suponer que el efecto de modificar la temperatura puede alterar la constante de solubilidad para este tipo de soluciones, aunque no podemos asegurar que tendrá el mismo efecto para una solución salina como para una solución gaseosa.

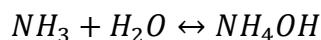
1.6.3. Reacción del amoníaco generando hidróxido de amonio

Es importante saber si alguna reacción se puede presentar al momento de operar con las sustancias de trabajo. Retomando lo que expresa House “Although it is often convenient to use the formula NH_4OH , it does not represent a stable molecule. Ammonia is extremely soluble in water, but it ionizes only slightly ($K_b = 1.8 \times 10^{-5}$)”³⁰ (Aunque a menudo es conveniente utilizar la fórmula NH_4OH , no representa una molécula estable. El amoníaco es muy soluble en agua, pero se ioniza sólo ligeramente).

La reacción de disociación del amoníaco que representa este comportamiento, es la siguiente:



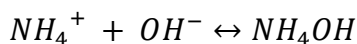
La cuál, también puede ser representada de la siguiente forma:



²⁹Ayres, Op. Cit. p. 100.

³⁰House, Op. Cit. p. 458.

Sin embargo, el grado de afectación de esta reacción la podemos medir en su constante de equilibrio, pues “El hidróxido amónico es la base débil más común. Es una disolución de amoníaco en agua y presenta las propiedades que corresponden a una pequeña concentración de iones NH_4^+ y OH^- . El equilibrio puede expresarse por:



De donde:

$$k_b = \frac{[NH_4^+][OH^-]}{[NH_3]} = \frac{[NH_4^+][OH^-]}{[NH_4OH]} = 1.8 \times 10^{-5} \text{ }^{31} \quad (1.13)$$

Donde, se puede definir a la k_b como “ k_b es constante de ionización de la base, o constante de equilibrio de la base”.³²

Ya teniendo este valor, podemos definir que esta reacción altera los posibles resultados que pudiéramos obtener a nivel operacional. Continuando con el autor previamente citado: “Un valor grande de k_{eq} indica una reacción muy completa en la dirección de izquierda a derecha, tal como se escribe la ecuación; en otras palabras, en el equilibrio la relación de productos a sustancias reaccionantes es grande. A la inversa, un valor de k_{eq} muy pequeño indica que la reacción queda muy incompleta en el equilibrio.”³³

En pocas palabras, si existe una reacción entre el agua y el amoníaco, pero debido a que es una reacción reversible con una constante de equilibrio bastante pequeña y añadiendo que la molécula de hidróxido de amonio en estas condiciones es muy inestable, además de que no existe un catalizador que favorezca la formación de la base débil, se puede suponer que prácticamente no se genera una reacción y se tomará la consideración de que el sistema no presenta ninguna reacción que genere alguna interferencia al momento de realizar algún proceso de separación del amoníaco dentro de una corriente gaseosa.

³¹Ayres, Op. Cit. p. 69-70.

³²Ayres, Op. Cit. p. 66.

³³Ibidem, p. 58.

1.7. Representación de datos del sistema

Por convención, y en base a lo publicado en 'Procesos de Separación y Operaciones Unitarias', existe una nomenclatura que se utiliza para reconocer los datos que, por una parte, se tienen inicialmente y, por otro lado, aquellos que son determinados ya sea de forma matemática como experimental. Es por ello que, por medio de una representación gráfica, se dará un marco referencial de la manera en que esta nomenclatura representa dichos datos que están presentes en un proceso de absorción, así como las principales ecuaciones que implican a estas variables con las que se trabaja normalmente y que deben ser contempladas al momento de establecer los parámetros de trabajo. (Véase Figura 1.3).

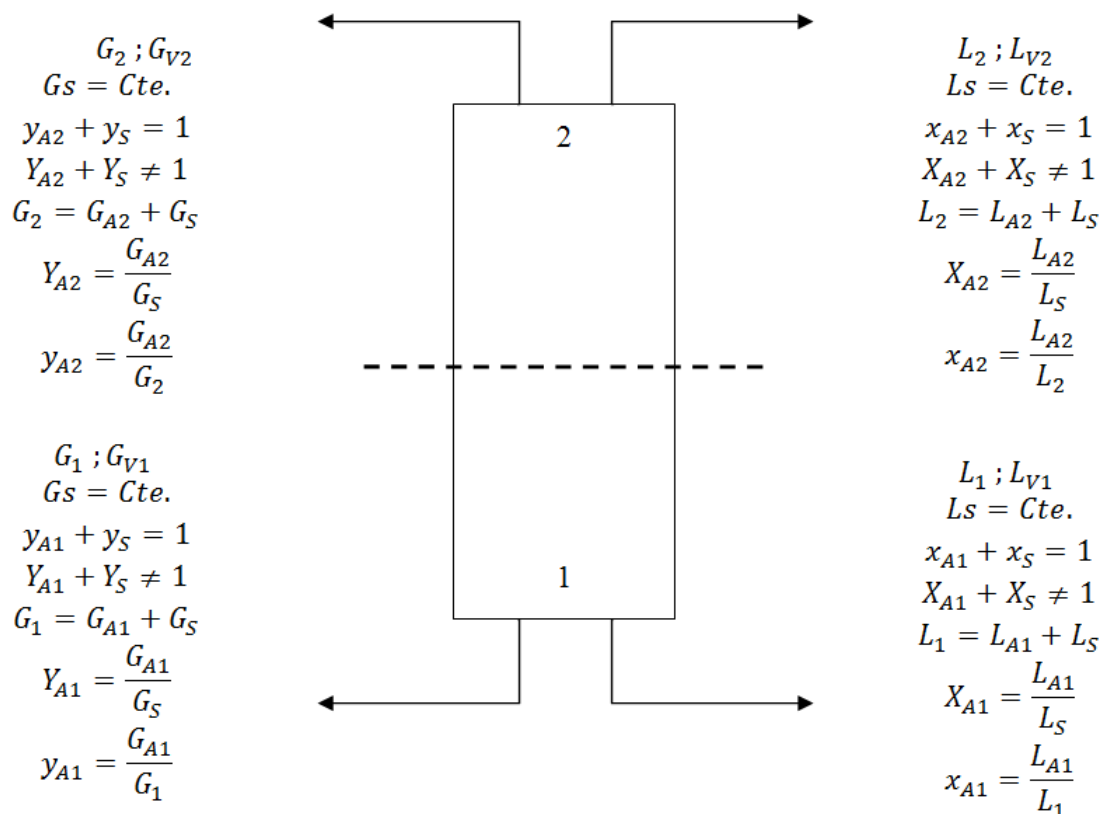


Figura 1.3. Diagrama de balance de materia en la absorción; Modificado de Correa, 2004:73.

G_1 [=]Flujo molar total de la fase gaseosa que entra por la base de la columna.

L_1 [=]Flujo molar total de la fase líquida que sale por la base de la columna.

G_2 [=]Flujo molar total de la fase gaseosa que sale por el domo de la columna.

$L_2[=]$ Flujo molar total de la fase líquida que entra por el domo de la columna.

$G_{V1}[=]$ Flujo volumétrico total de la fase gaseosa que entra por la base de la columna.

$L_{V1}[=]$ Flujo volumétrico total de la fase líquida que sale por la base de la columna.

$G_{V2}[=]$ Flujo volumétrico total de la fase gaseosa que sale por el domo de la columna.

$L_{V2}[=]$ Flujo volumétrico total de la fase líquida que entra por el domo de la columna.

$G_{A1}[=]$ Flujo molar del componente A en fase gaseosa que entra por la base de la columna.

$L_{A1}[=]$ Flujo molar del componente A en la fase líquida que sale por la base de la columna.

$G_{A2}[=]$ Flujo molar del componente A en la fase gaseosa que sale por el domo de la columna.

$L_{A2}[=]$ Flujo molar del componente A en la fase líquida que entra por el domo de la columna.

$G_S[=]$ Flujo molar del solvente gaseoso que entra y sale de la columna.

$L_S[=]$ Flujo molar del solvente líquido que entra y sale de la columna.

$y_{A1}[=]$ Fracción molar del componente A en fase gaseosa que entra por la base de la columna.

$x_{A1}[=]$ Fracción molar del componente A en la fase líquida que sale por la base de la columna.

$y_{A2}[=]$ Fracción molar del componente A en la fase gaseosa que sale por el domo de la columna.

$x_{A2}[=]$ Fracción molar del componente A en la fase líquida que entra por el domo de la columna.

$y_S[=]$ Fracción molar del solvente gaseoso que entra y sale de la columna.

$x_S[=]$ Fracción molar del solvente líquido que entra y sale de la columna.

$Y_{A1}[=]$ Relación molar del componente A con respecto al inerte en fase gaseosa que entra por la base de la columna.

X_{A1} [=]Relación molar del componente A con respecto al inerte en la fase líquida que sale por la base de la columna.

Y_{A2} [=]Relación molar del componente A con respecto al inerte en la fase gaseosa que sale por el domo de la columna.

X_{A2} [=]Relación molar del componente A con respecto al inerte en la fase líquida que entra por el domo de la columna.

Y_S [=]Relación molar del solvente gaseoso con respecto al componente A que entra y sale de la columna.

X_S [=]Relación molar del solvente líquido con respecto al componente A que entra y sale de la columna.

1.8. Equipos de contacto continuo

Las torres llenas con diferentes tipos de empaques o con platos en su interior, también conocidos como equipos de contacto continuo, son particularmente útiles cuando la caída de presión debe ser pequeña, como en especies fácilmente removibles, y cuando la retención del líquido debe ser poca, como en compuestos con baja solubilidad. Existen empaques extremadamente efectivos que se emplean en trabajo a nivel laboratorio y que son capaces de producir el equivalente a muchas etapas en altura de empaque de sólo unos cuantos pies.

1.8.1. Columna de Platos

En 1988, Treybal indica que “las torres de platos son cilindros verticales en que el líquido y el gas se ponen en contacto en forma de pasos sobre platos o charolas. El líquido entra en la parte superior y fluye en forma descendente por gravedad. En el camino, fluye a través de cada plato y a través de un conducto, al plato inferior. El gas pasa hacia arriba, a través de orificios de un tipo u otro en el plato; entonces burbujea a través del líquido para formar una espuma, se separa de la espuma y pasa al plato superior.”³⁴

³⁴Treybal, Op. Cit., p. 179.

En 1998, Gomis describe la columna de platos como un “equipo para separaciones en múltiple etapa, consiste frecuentemente en platos horizontales de contacto entre las fases dispuestos en una columna vertical. El líquido fluye a través del plato en flujo cruzado y el vapor asciende a través del plato. El líquido que fluye se transfiere de un plato a otro a través de los tubos de descenso.”³⁵

Costa define torre de platos como una “columna provista de platos o bandejas horizontales, de diferentes diseños, con aperturas que permiten el paso de dos fases inmiscibles que circulan a contracorriente, las cuales se ponen en contacto de forma intermitente en dichos platos”.³⁶

En una columna de platos se tiene un contacto múltiple a contracorriente entre el gas y el líquido. Cada plato en la torre es una etapa, ya que en el plato se ponen en contacto íntimo los fluidos, ocurre la difusión interfacial y los fluidos se separan. (Véase Figura 1.4).

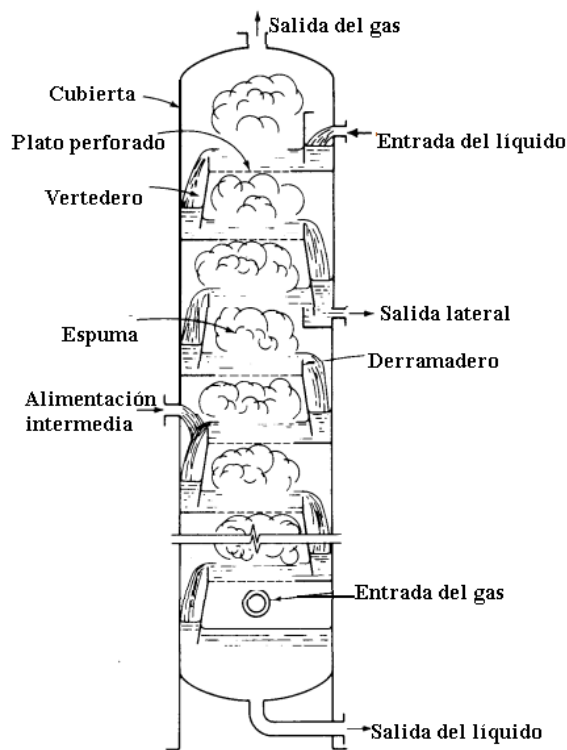


Figura 1.4. Sección esquemática a través de una torre de platos perforados. Tomado de Treybal. 1988:180.

³⁵Gomis, Op. Cit., p. 64.

³⁶Costa J. M., *Diccionario de Química Física*, Primera edición, Ed. Díaz de Santos, España, 2005, p. 83.

El número de platos en una columna depende de lo complicado de la separación que se llevará a cabo y sólo está determinado por el balance de materia y las consideraciones acerca del equilibrio. Para obtener una eficiencia de platos elevada, el tiempo de contacto debe ser largo y la superficie interfacial entre las fases deber ser grande.³⁷

Los tipos de platos más comunes son: los platos de válvula, platos perforados y platos de capucha.

Platos de válvula. Son platos con orificios variables de gran diámetro (aproximadamente 35-40 mm de diam.) para el flujo del gas. Las perforaciones están cubiertas por tapas móviles que se elevan cuando el flujo de gas aumenta.³⁸

Platos perforados. La parte principal del plato es una hoja horizontal de metal perforado, el líquido circula con flujo cruzado a través del plato y el gas pasa en forma ascendente a través de las perforaciones. Tanto en los platos perforados como en los de válvula, el contacto se produce entre el vapor que asciende a través de los orificios y la masa de líquido que se mueve a través del plato.³⁹

Platos de capucha. Unas chimeneas o elevadores llevan el gas a través del plato y por debajo de las capuchas que coronan los elevadores. Una serie de ranuras están cortadas en el bordo de cada capucha, y el gas pasa a través de éstas para ponerse en contacto con el líquido que fluye a través de las mismas.⁴⁰

1.8.2. Columna Empacada

En 2012, Gainza menciona: “Las torres empacadas son equipos de transferencia de masa gas-líquido ampliamente usados en operaciones tales como: absorción (física y química), desorción, extracción, deshumidificación, entre otras. Sus constituyentes internos son: sistemas de alimentación, distribución y

³⁷Treybal, Op. Cit., p. 179, 180.

³⁸Ibidem, p. 190, 200.

³⁹Gomis, Op. Cit., p. 65, 66.

⁴⁰Treybal, Op. Cit., p. 189.

redistribución; retenedores y soporte de empaques; colectores de líquido y eliminadores de arrastre”.⁴¹

Citando a Treybal, “las torres empacadas utilizadas para el contacto continuo del líquido y del gas, tanto en el flujo a contracorriente como a corriente paralela, son columnas verticales que se han llenado con empaque o con dispositivos de superficie grande. El líquido se distribuye sobre éstos y escurre hacia abajo, a través del lecho empacado, de tal forma que expone una gran superficie al contacto con el gas.”⁴² (Véase Figura 1.5).

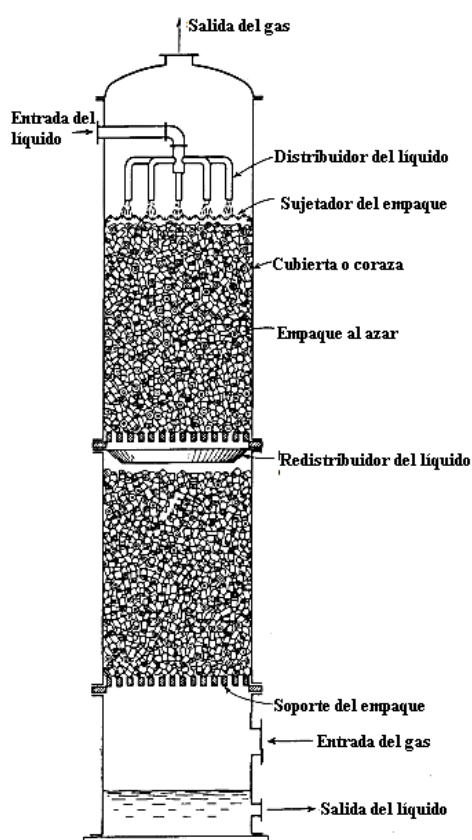


Figura 1.5. Torre empacada; Tomado de Treybal. 1988:211.

1.8.2.1. Empaques

Los empaques son formas sólidas que rellenan las columnas y tienen como función propiciar un contacto íntimo entre las fases gaseosa y líquida, para

⁴¹Gainza Delgado, Yarilys et. al.; **Diseño y Evaluación Hidrodinámica de una Minicolumna Empacada**, Revista Tecnología Química, Vol. 32, No. 3., 2012, p. 248.

⁴²Treybal, Op. Cit., p. 213.

obtener una mayor área de contacto con una mínima resistencia al flujo, obteniendo así un mayor porcentaje de transferencia de masa.

Durante el siglo de la revolución industrial, las columnas de absorción se rellenaban con grava, coque, cuarzo de forma irregular y trozos de vidrio o cerámicas, pero daba como resultado un comportamiento impredecible, siendo imposible realizar una comparación o análisis entre columnas ya que no había dos de igual comportamiento.

En 1915, se diseñó el primer relleno uniforme, el empaque anillo Rasching, éste permitió reproducir las condiciones de operación de un equipo a otro y mejorar el comportamiento de las columnas. El anillo Rasching durante 50 años fue un empaque de uso universal, ahora el uso de empaques se ha extendido y diversificado empleando plástico o monofilamento tejido como material de construcción.

Los empaques más comunes pueden clasificarse de acuerdo a su forma en:

- Tipo anillo
- Tipo montura
- Formas varias
- Estructurados

Por su forma de acomodo dentro de las columnas, los empaques pueden encontrarse:

- Al azar
- Regulares (ordenada)

Los empaques acomodados “al azar” producen mayor resistencia al flujo que los “regulares”, pero requieren un costo de instalación prácticamente despreciable en comparación con los “regulares”.

Las monturas siempre se acomodan “al azar”, así como los anillos Pall y los Tellerettes. Los anillos Lessing, Partición y estructurados siempre se acomodan en forma “regular”. Los anillos Rasching pueden acomodarse de ambas formas.⁴³

1.8.2.2. Caída de Presión en Columnas Empacadas

Una columna empacada que opera en contracorriente a flujo constante de líquido presenta una caída de presión generada por el empaque, que varía en forma exponencial con respecto al flujo de gas.

A medida que incrementa el flujo ascendente del gas, el flujo del líquido resulta “frenado”, disminuyendo el área libre de flujo y por lo tanto la caída de presión será mayor que si el empaque estuviera seco; como consecuencia, la caída de presión se incrementa en función directa al flujo líquido.⁴⁴ (Véase Figura 1.6)

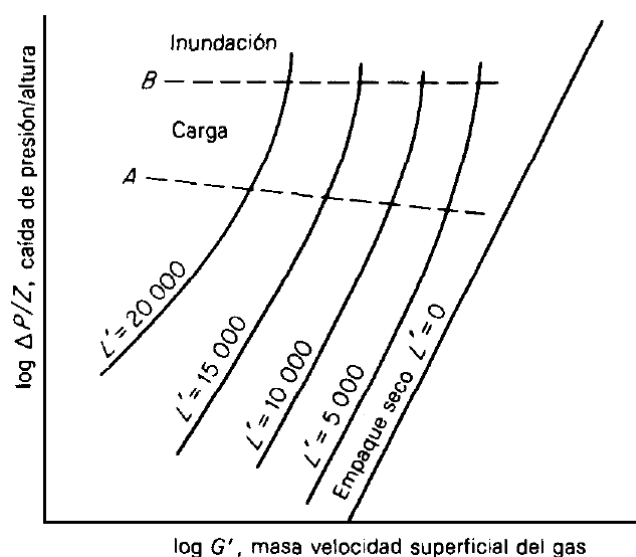


Figura 1.6. Caída de presión del gas típica para el flujo a contracorriente del líquido y el gas en empaques al azar; Tomado de Treybal, 1988:219.

En la región abajo de A, la retención del líquido, representa la cantidad de líquido contenido en el lecho empacado y es razonablemente constante con

⁴³Ortega, Op. Cit., p.146.

⁴⁴Ibidem, p.147.

respecto a los cambios en la velocidad del gas, aunque aumenta con el flujo del líquido.⁴⁵

El cambio de pendiente indicado en la figura (región A-B) corresponde a la reducción de área libre debido al líquido sostenido por el flujo gaseoso, y se conoce como carga específica.

Después del punto B, ocurre el fenómeno conocido como inundación y consiste en que la columna se llena de líquido a partir del fondo o de un punto intermedio de la zona empacada. Con la inundación, se invierten las fases de: gas continuo- líquido disperso a gas disperso- líquido continuo y la velocidad de transferencia de masa se reduce drásticamente.⁴⁶

1.8.2.3. Cuerpo de la torre

Esta puede ser de madera, metal, porcelana química, ladrillo a prueba de ácidos, vidrio, plástico, metal cubierto de plástico o vidrio, u otro material, según las condiciones de corrosión. Para facilitar su construcción y aumentar su resistencia, generalmente son circulares en la sección transversal.⁴⁷

1.8.2.4. Soporte y contenedores del empaque

La función de los platos de soporte es sostener el peso del empaque seco y tener una amplia área libre para permitir el flujo del líquido y del gas con un mínimo de refrenado y caída de presión. Se emplean rejillas con espacios anchos; pero se prefiere un soporte donde las entradas del gas son proporcionadas sobre el nivel donde el líquido fluye desde el lecho, proporcionando paso separado del líquido y del gas. Los contenedores de empaques evitan el levantamiento del empaque durante un aumento repentino del gas.⁴⁸

⁴⁵Treybal, Op. Cit., p. 218.

⁴⁶Ortega. Loc. Cit.

⁴⁷Treybal, Op. Cit., p. 216.

⁴⁸Gainza, Op. Cit., p. 250.

1.8.2.5. Distribuidor de líquido de alimentación

El relleno, por sí solo, no conduce a una adecuada distribución del líquido de alimentación. Los dos distribuidores más ampliamente utilizados son los de orificios y los de tipo vertedero (Véase Figura 1.7). En los de tipo vertedero se utilizan tubos verticales con vertedores en forma de V para la distribución del líquido. En los de tipo orificio, el líquido desciende a través de los orificios y el gas asciende por unos tubos. Los distribuidores de tipo vertedero-canal son más caros pero más versátiles. El líquido se distribuye proporcionalmente a través de una o más bandejas de partición y después pasa a los canales con vertedero.⁴⁹

1.8.2.6. Redistribuidores de líquido

Los redistribuidores tienen como función recoger el líquido que baja por las paredes, o que se encuentra en alguna zona de la columna, y redistribuirlo para establecer un modelo uniforme de distribución. En la Figura 1.8 se muestra un distribuidor tipo Rosette que va soldado a la pared de la columna y un redistribuidor que efectúa una recolección total del líquido antes de su redistribución. La altura máxima de lecho que puede existir sin redistribuidor de líquidos depende del tipo de relleno y del proceso.⁵⁰

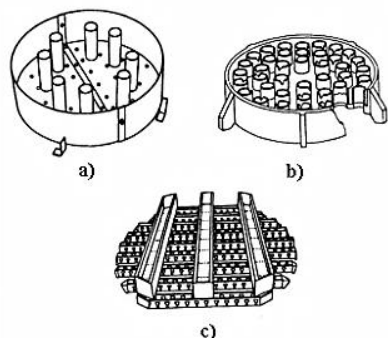


Figura 1.7. Distribuidores de líquido de alimentación. a) Tipo orificio. b) Tipo vertedero. c) Tipo vertedero-canal; Tomado de Gomis, 1998:59.

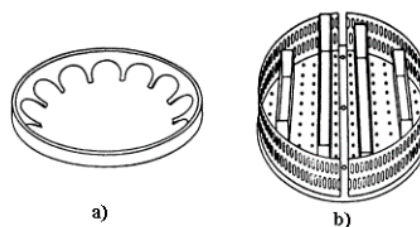


Figura 1.8. Redistribuidores de líquido. a) Tipo Rosette. b) Tipo metálico; Tomado de Gomis, 1998:61.

⁴⁹Gomis, Antonio M.; **Introducción a las Operaciones de Separación, Cálculo por Etapas de Equilibrio**, Publicaciones de la Universidad de Alicante, Textos docentes, 1998, p. 60.

⁵⁰Ibidem. p. 61.

1.8.2.7. Eliminador de arrastre

Los eliminadores de arrastre o neblina se usan para evitar que a velocidades elevadas de gas, el gas que abandona la parte superior del empaque pueda acarrear gotitas del líquido como niebla. Estos pueden ser construidos como un colchón de mallas entretejida o con empaque seco al azar.⁵¹

1.9. Caída de Presión Generalizada

Las condiciones de inundación de una columna empacada pueden conocerse por medio de la Gráfica Inundación y caída de presión en torres con empaques al azar (Eckert, Chemical Process Products Division, Norton Co.) (Véase Figura 1.9). El parámetro de las curvas están diseñadas para caídas de la presión del gas en unidades de (N/m²)/m. Normalmente los absorbedores y desorbedores están diseñados para caídas de la presión del gas de 200 a 400 N/m² por metro de espesor empacado.

Para el eje de las ordenadas:

$$\frac{\bar{G}'^2 C_f \mu^{0.1} J}{\rho_G (\rho_L - \rho_G) g_c} \quad (1.14)$$

Para el eje de las abscisas:

$$\frac{\bar{L}'}{\bar{G}'} \left(\frac{\rho_G}{\rho_L - \rho_G} \right)^{\frac{1}{2}} \quad (1.15)$$

donde, \bar{G}' es la velocidad másica total de la fase gaseosa que entra por la base o el domo de la columna en lbm/ft²-h o Kg/m²-s; \bar{L}' es la velocidad másica total de la fase líquida que entra por la base o el domo de la columna en lbm/ft²-h o Kg/m²-s; C_f es el factor de empaque; μ es la viscosidad del líquido en centipoise; J es una constante. Para sistema inglés $J=1.502$, para sistema internacional $J=1$; ρ_G es la densidad del gas lbm/ft³ o Kg/m³; ρ_L es la densidad

⁵¹ Gainza, Loc. Cit.

del líquido lbm/ft^3 o Kgm/m^3 ; g_c es la constante gravitacional. Para sistema inglés $g_c=4.18 (10)^8$, para sistema internacional $g_c=1$.

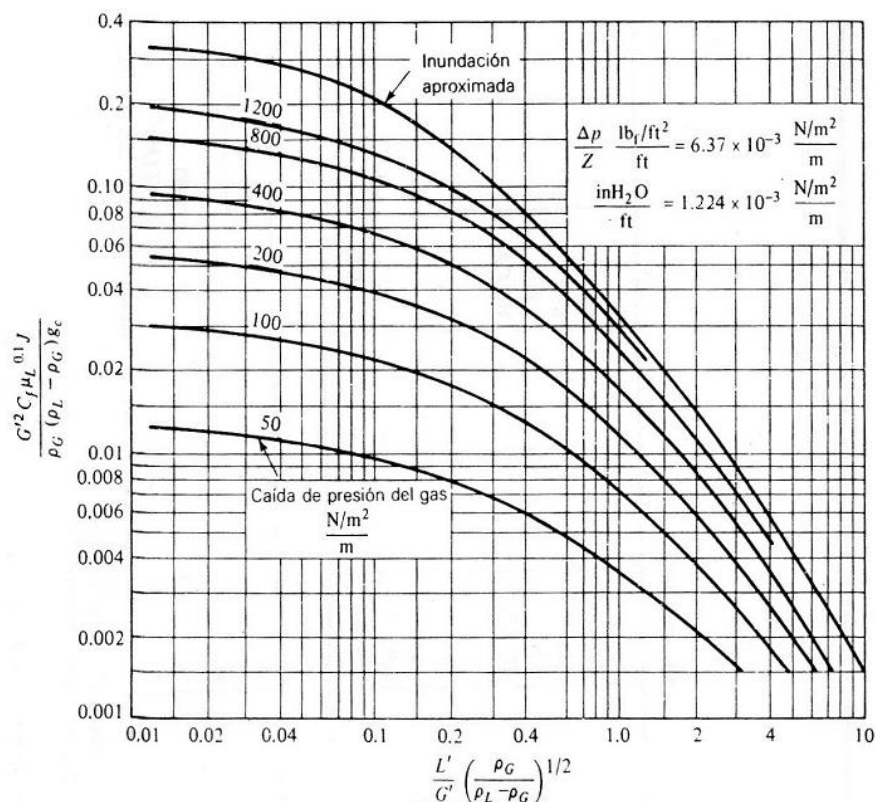


Figura 1.9. Inundación y caída de presión en torres con empaques al azar; Tomado de Treybal, 1988:224.

El diámetro y el tipo de empaque modifican principalmente, entre otros parámetros, la altura de la torre y la caída de presión a lo largo de la torre, en la Figura 1.10 se ilustra cómo estos últimos se alteran al emplear diferentes diámetros de empaque del tipo sillas Berl de porcelana.

Es conveniente hacer una comparación entre los diferentes diseños de los empaques y los materiales que están conformados. En la Figura 1.11 se ilustra el efecto que tiene en la altura de la torre y en la caída de presión, los diversos diseños de empaque para el sistema Aire-Amoniaco-Agua. Conviene hacer notar que para un mismo empaque, independientemente de su naturaleza física, la altura de la torre aumenta con el diámetro del empaque.⁵²

⁵²Garfias V. Francisco J. et. al.; **Diseño de Columnas de Absorción Adiabática**, Revista Tecnología, Ciencia y Educación del Instituto Mexicano de Ingenieros Químicos, Vol. 8, No. 2., 1992, p. 38-40.

COMPORTAMIENTO DE LA ABSORCIÓN EN COLUMNAS EMPACADAS EN RELACIÓN A LA TEMPERATURA Y LA CARGA ESPECÍFICA

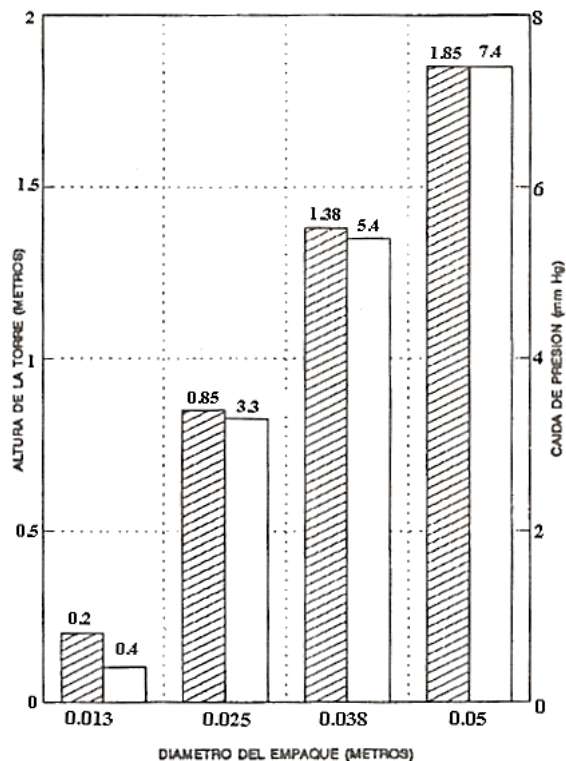


Figura 1.10. Efecto del tamaño de empaque en la altura y en la caída de presión para el sistema, utilizando sillas Berl de porcelana; Tomado de Garfias, 1992:39.

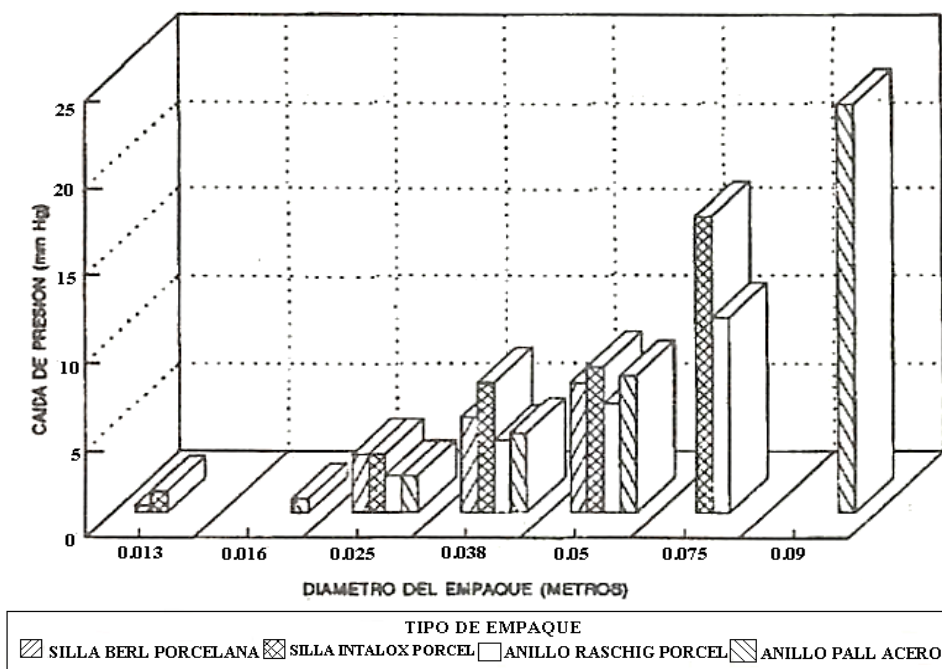


Figura 1.11. Efecto del tipo de empaque y diámetro en la caída de presión para el sistema Amoniaco-Agua; Tomado de Garfias, 1992:40.

1.10. Equipo de absorción de la planta piloto ESIQIE-IPN

Para la absorción de gases el equipo más usado es el de columnas empacadas con alimentación a contracorriente. El gas se alimenta en la parte inferior de la torre, mientras que el líquido se deja caer por la parte superior.⁵³

1.11. Dimensiones del equipo

La torre de absorción es una columna empacada de 15 cm de diámetro interior y 222 cm de altura, de acero al carbón.

Cuenta con cinco secciones, de las cuales una es la base y otra el domo, las tres restantes de 180 cm de altura de zona empacada con “anillos Pall” de cerámica de 1” de tamaño nominal colocados al azar. (Véase Figura 1.12)

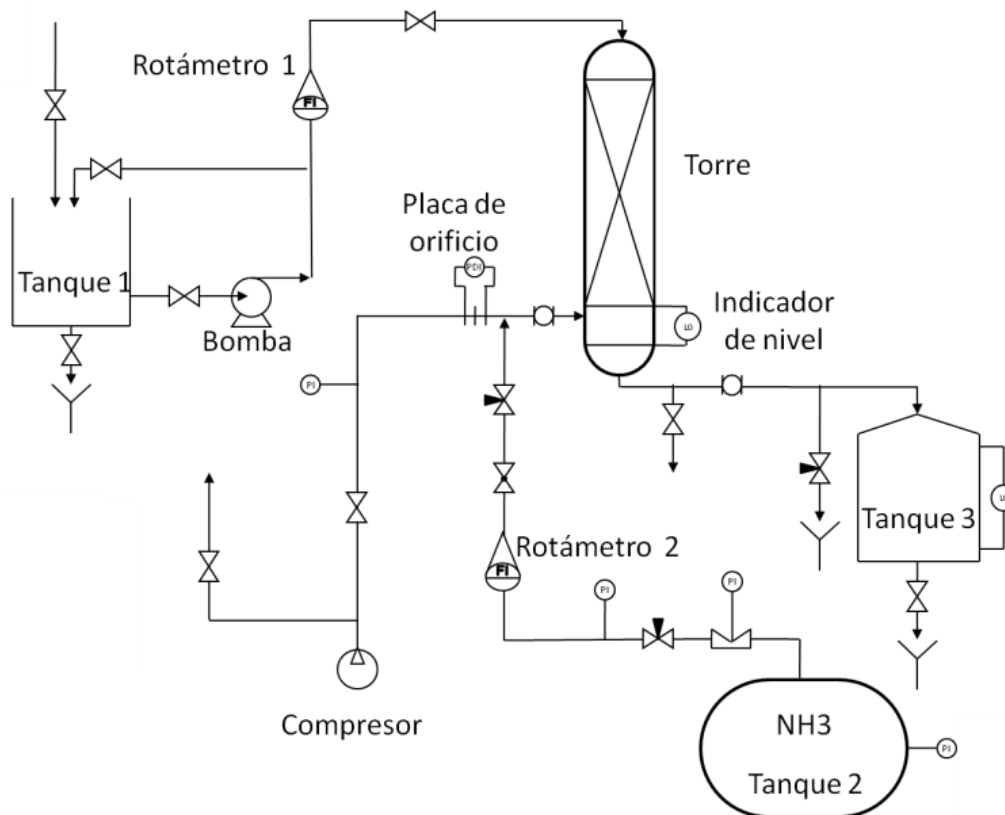


Figura 1.12. Diagrama de flujo del equipo de absorción de planta piloto ESIQIE-IPN; Tomado de Ortega, 2012:4.

⁵³Ortega, Op. Cit., p. 149.

CAPITULO II

PRESENTACIÓN DE CÁLCULOS DE DISEÑO Y MODELOS MATEMÁTICOS

2.1. Justificación del uso del equipo piloto de torre empacada del Laboratorio de Operaciones Unitarias de la ESIQIE

Para hacer un estudio del fenómeno de absorción, se requiere de torres de tamaño industrial que determinen un comportamiento más real de lo que está sucediendo durante la operación, sin embargo, estos equipos se presentan principalmente en refinerías y en plantas que trabajan gas natural o L.P., lo cual conlleva a un consumo elevado de costos de operación. Considerando el equipo con el que se dispone de tipo planta piloto y determinando que trabaja en forma similar a las torres industriales, además de que operar una columna industrial requiere de mucho control y equipo de trabajo; al trabajar con el equipo que nos proporciona el Laboratorio se puede realizar la parte práctica de esta investigación, teniendo como apoyo al asesor, así como al personal docente que coordina durante la experimentación, con la finalidad de optimizar costos, obteniendo resultados bastante favorables que pueden ser reproducir a nivel industrial.

A continuación, para reafirmar este concepto, se describirán ejemplos industriales que implican el uso de esta operación unitaria.

2.2. Descripción del problema

En el Laboratorio de Operaciones Unitarias de la ESIQIE se trabaja la columna de absorción a condiciones de presión y temperatura (585 mmHg y 25 °C, respectivamente), obteniendo como resultado una eficiencia de esa operación. Se buscará una alternativa para mejorar la eficiencia de este proceso, modificando las condiciones de operación de tal manera que se optimicen para obtener un menor costo.

En el caso del diseño hidráulico de una columna de absorción empacada, se debe realizar un análisis por cada columna que se pretende diseñar, por lo que se invierte mucho tiempo en la elaboración de cálculos, así como la presencia de un mayor riesgo de error en la obtención de resultados. Por ello, se trabaja con la carga específica que relaciona la altura, diámetro y tipo de empaque con la finalidad de facilitar el diseño de una nueva columna a partir de la experimentación en la columna del laboratorio y su evaluación, evitando la pérdida de tiempo en dichos cálculos.

2.3. Descripción del proceso de H₂S

Según lo descrito por Kohl, el proceso de absorción se aplica para los procesos de purificación de corrientes de contaminantes específicos, de los cuales los que podemos mencionar son:

- Ácido Sulfhídrico
- Dióxido de Carbono
- Vapor de Agua
- Dióxido de azufre
- Óxidos de nitrógeno
- Compuestos orgánicos volátiles
- Compuestos clorados volátiles
- Compuestos fluorados volátiles
- Compuestos de Nitrógeno básico
- Monóxido de carbono
- Sulfuro de carbonilo
- Disulfuro de Carbono
- Compuestos orgánicos de Azufre
- Cianuro de Hidrógeno

Entre los procesos más utilizados a nivel industrial, son la purificación de corrientes gaseosas con contaminantes, en su mayoría son el Ácido Sulfhídrico y

el Dióxido de Carbono; una corriente de gas con esta característica y que va a ser tratada en un proceso de purificación es conocida como corriente de gas amargo. Las tecnologías de eliminación de H₂S y CO₂ resultantes de los procesos de obtención, se basan en el sistema de absorción-agotamiento utilizando un solvente selectivo, este proceso de eliminación de gases ácidos como el H₂S y el CO₂ presentes en un gas amargo es conocido como endulzamiento.⁵⁴

Este endulzamiento es requerido cuando se necesita realizar un tratamiento de gases, como por ejemplo en el gas natural o en el gas de refinación, por lo que es muy usado en la industria del petróleo obteniendo como producto azufre de alta pureza de las corrientes que contienen los contaminantes. La instalación y operación de plantas de disminución y control de emisión de gases de este tipo, así como los estándares máximos permisibles que se deben de cumplir al liberarlos a la atmósfera están reguladas por la norma mexicana NOM-137-SEMARNAT-2003, esto debido a que los gases obtenidos de diversos procesos contienen un cierto porcentaje de H₂S y CO₂, que al ser liberados generan el conocido “efecto invernadero” y causan un fuerte impacto ecológico originado por las plantas que generan estos residuos.

Existen dos principales tipos de absorción que se emplean en el proceso de endulzamiento de gas natural: absorción física y absorción química, ambas son capaces de remover los gases ácidos. La absorción química emplea soluciones acuosas de alcanolaminas para remover el CO₂ de la corriente de gas. El gas natural es endulzado en una torre de absorción a una temperatura de aproximadamente 50 °C. Posteriormente, las alcanolaminas son regeneradas a temperaturas de entre 110 y 120 °C. Este proceso es muy empleado a nivel comercial aunque su costo de operación es alto debido a la cantidad de energía que se emplea para la regeneración del solvente. En el caso de la absorción física los solventes empleados son glicoles u otros solventes orgánicos en donde la interacción con el CO₂ no es tan fuerte en comparación de las alcanolaminas.

⁵⁴Salazar Cuaila, Jean Lui et. al.; *Evaluación de la Eliminación de CO₂ y H₂S por Endulzamiento de Biogás Usando Soluciones Acuosas de Alcanolaminas*, 2013, p. 2.

Consecuentemente, se requiere una menor cantidad de energía en la regeneración⁵⁵.

Actualmente, la tecnología más empleada es la absorción química con soluciones acuosas de alcanolaminas. Una de las ventajas es que se pueden regenerar los solventes químicos por medio de un incremento de temperatura, gracias a que las reacciones que se producen son reversibles, exceptuando aquellas que involucran compuestos térmicamente estables (G.P.A. Estudios y Servicios Petroleros, 2008).

La sección de absorción a nivel industrial, cuenta con los siguientes equipos:

- Torre Absorbedora de gases ácidos
- Separador de gas combustible

A esta sección se le alimentan dos corrientes, una de gas amargo proveniente de los módulos de compresión y otra de solución acuosa de dietanol-amina. El gas amargo es alimentado por el fondo de la torre Absorbedora a una presión de 84.1 Kg. /cm² y 35°C, para ponerse en contacto a contracorriente con la solución de dietanol-amina regenerada (DEA pobre), misma que es alimentada por el primer plato de la torre. Antes de entrar a la torre Absorbedora la DEA pobre pasa por un enfriador donde se abate la temperatura hasta unos 40°C aproximadamente.⁵⁶

La torre Absorbedora de gas amargo, cuenta diferentes etapas en las cuales la solución de DEA pobre se pone en contacto íntimo con el gas, absorbiéndole casi la totalidad de los gases ácidos presentes en la corriente de gas amargo alimentada a la planta endulzadora.⁵⁷

⁵⁵Vega Zamora, José; **Estudio del Comportamiento Interfacial de Sistemas Acuosos de Alcanolaminas y Sustancias Térmicamente Estables**, 2010, p. 7.

⁵⁶Estrada Alarcón, Jacqueline Nayelli; **Estudio General Sobre la Formación de Espuma y Tensión Interfacial para el Proceso de Endulzamiento de Gas Natural**, 2004, p. 14.

⁵⁷Ibidem, p. 14-15.

El gas dulce abandona la torre por el domo dirigiéndose al separador del gas combustible, el cual cuenta con una malla separadora para asegurar la recuperación de la DEA que el gas haya podido arrastrar. El gas dulce después de pasar por la válvula de control que regula la presión, a esta sección es enviado a la red de gas combustible. La DEA recuperada sale del separador de gas combustible y se une a la corriente de DEA proveniente del fondo de la torre Absorbadora (DEA rica), que se envía a la sección de regeneración de la dietanolamina.⁵⁸

Sin embargo el manejo de corrientes gaseosas con H₂S requiere de un gran capital para su estudio, además de que representa un gran riesgo debido a la toxicidad y reactividad de H₂S, por lo que se ha decidido describir este proceso con amoníaco remanente en aire en sustitución a la mezcla de los gases amargos, ya que es más controlable, más segura y menos contaminante. Sin embargo el estudio realizado se puede escalar a este tipo de sistemas que son tan comunes a nivel industrial.

2.4. Descripción del proceso de CO₂

En 1990, Bazzaz menciona: “Evidencia de diversas fuentes muestran que la concentración de CO₂ en la atmosfera está aumentando constantemente. Este aumento está fuertemente correlacionado con el aumento del consumo global de combustibles fósiles. También hay una contribución significativa por la tala de bosques en especial en los trópicos [...] Varios científicos están de acuerdo que el aumento de los niveles de CO₂ tendrá efectos substanciales directos e indirectos en la biosfera”.⁵⁹

Es por esta y otras razones que actualmente se buscan métodos para la eliminación del CO₂, ya sea para el cuidado del medio ambiente o para la elaboración de algún producto o sustancia química.

⁵⁸Estrada, Op. Cit., p. 15

⁵⁹Bazzaz F. A.; **The response of Nature Ecosystems to the Rising Global CO₂ Levels**, Annual Review of Ecology and Systematics, Vol. 21, 1990, p. 167.

En su tesis del 2011, Misari M., presenta las diferentes aplicaciones de la eliminación del CO₂ mediante la absorción en mezclas gaseosas, como son:

- a) En la fabricación de amoníaco sintético donde se debe purificar el hidrógeno que está mezclado con dióxido de carbono.
- b) Procesamiento de gas natural que contiene grandes cantidades de dióxido de carbono.
- c) Elaboración de metanol y gasolina sintética.
- d) Manufactura de dióxido de carbono sólido (hielo seco) y de dióxido de carbono como refrigerante para reactores nucleares.
- e) Fabricación de acetileno y olefinas por craqueo de fracciones de petróleo.
- f) Licuefacción y fraccionamiento de aire, donde el aire debe estar completamente libre de dióxido de carbono.
- g) Mantenimiento de frutas en atmósferas de refrigeración controlada.
- h) Control atmosférico en submarinos y naves espaciales.⁶⁰

Para la absorción del CO₂ se utiliza una columna con un lecho fijo de relleno o torre empacada y según sea el proceso varía la cantidad de dióxido de carbono a eliminar. En la fabricación del amoníaco la mezcla de hidrógeno y nitrógeno no debe contener más de 10 a 25 ppm de dióxido de carbono, para el caso del gas purificado se puede tener una concentración de más del 2% de dióxido de carbono.

La mayoría de los procesos para la absorción de dióxido de carbono, involucran reacción química. El proceso probablemente más estudiado es la absorción de dióxido de carbono en soluciones acuosas de hidróxidos fuertes.

En 2012, Salazar A. en su trabajo propone una alternativa para la reducción de emisiones de CO₂, una columna de absorción empacada con tres diferentes

⁶⁰Misari Cuestas, Marlon; et. al.; **Evaluación del Efecto del Tipo de Relleno Sobre el Factor de Reacción en la Absorción Química del Dióxido de Carbono Puro con Hidróxido de Sodio en la Columna de Absorción del LOPU-FIQ-UNCP**, Tesis de Licenciatura, Universidad Nacional Del Centro Del Perú, Facultad de Ingeniería Química, Huancayo, Perú, 2011, p. 53-58.

materiales como empaque, uno metálico, el polimérico y otro cerámico. Se determinó cuál de los tres materiales cumplió con mayor resistencia mecánica, química y el que proporcionó mayor porcentaje de separación de dióxido de carbono. Utilizó tres columnas absorbedoras, cada una empacada con contactores comerciales marca Sulzer Brothers, de material metálico, polimérico y cerámico. Se puso en contacto a contracorriente una solución acuosa de monoetanolamina (MEA) al 30% que se alimentaba por el domo, con una mezcla de CO₂-aire alimentada por la base de la columna. Concluyó que el empaque metálico fue el que presentó condiciones adecuadas debido a su resistencia al desgaste y a la turbulencia, además que no presenta una oxidación constante y promovió la absorción del 95% de CO₂ alimentado a la columna. El material polimérico es resistente y dúctil, aunque presenta inconvenientes para trabajarse a temperaturas elevadas, promovió la absorción del 93% de CO₂ alimentado. El empaque cerámico por su alta dureza es frágil y erosiona durante su manejo dejando residuos dentro de la columna. El 84% del CO₂ alimentado es absorbido. El material metálico es el mejor para la absorción del CO₂, además de que tiene una vida útil mayor.⁶¹

En 2006, Santa-Cruz en su obra 'Optimización de una torre de absorción en una planta de endulzamiento de gas natural' realiza diferentes análisis de sensibilidad con el fin de obtener los intervalos de operación en los que la columna de absorción opera correctamente para procesar una calidad adecuada de gas amargo. Tomando en cuenta las especificaciones de diseño de la columna de absorción y las condiciones con las que la amina reduce el contenido de H₂S.

Las variables operativas seleccionadas fueron la temperatura y presión de alimentación de gas amargo y el flujo de la solución acuosa de amina. Se obtuvo que al aumentar la presión se favorece la reducción del contenido de H₂S y produce gas dulce dentro de especificación.

⁶¹Salazar Peralta Araceli; **Estudio y Selección de Material Empaque Estructurado: Metálico, Polimérico o Cerámico, para Operar Eficientemente una Columna de Absorción de Gases Contaminantes Provenientes de Hornos Tabiqueros**, Tesis de doctorado, Universidad Autónoma del Estado de México, Facultad de Química. Toluca, México, 2012, p. 26, 77.

En la Figura 2.1 se presenta el efecto de la temperatura de la corriente DEA-Agua vs concentración de H₂S en el gas de salida, se observa que el aumento de temperatura desfavorece la calidad del gas endulzado, y con el aumento de la temperatura de la solución acuosa de la amina puede traer como consecuencia un aumento de tasas de corrosión en la columna de absorción. Llegando a la conclusión que para evitar la corrosión se debe manejar la solución a temperaturas bajas y además mantenerla dentro de un rango de temperaturas considerable. Así no se verá afectada la calidad del gas o la posible degradación de la dietanolamina (DEA).⁶²

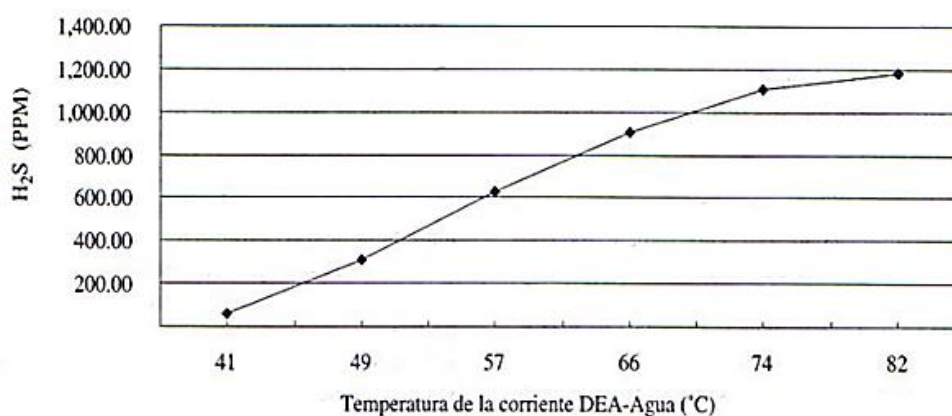


Figura 2.1. Efecto de la temperatura de la corriente DEA-Agua vs concentración de H₂S en gas de salida. Tomado de Santa-Cruz 2006:40

2.5. Procedimiento de cálculo del Sistema Aire-NH₃-H₂O

2.5.1. Curva de equilibrio

Para iniciar el procedimiento de cálculo, se empieza por la construcción de la curva de equilibrio que fue descrita anteriormente; según las condiciones a las que se realizará el experimento, será el comportamiento de nuestra curva, en este caso, se realizará una gráfica a las condiciones estándar para la Cd. De México como un ejemplo previo a la realización de la curva para el experimento: Temperatura 25 °C y Presión 585 mmHg. Sabiendo esto, se procede a trabajar con las siguientes ecuaciones:

⁶²Santa-Cruz, Wilberth G. et. al.; **Optimización de una Torre de Absorción en una Planta de Endulzamiento de Gas Natural**, Revista Tecnología, Ciencia y Educación del Instituto Mexicano de Ingenieros Químicos, Vol. 21, No. 1, 2006, p. 39-40.

$$X_A = C * \frac{PM_B}{PM_A} \quad (2.1)$$

donde C es la concentración máxima permisible del componente A presente en 100 g del componente B; PM_A es el peso molecular del componente A y PM_B es el peso molecular del componente B.

$$Y_A = \frac{P_A}{P_T - P_A} \quad (2.2)$$

El componente A es amoniaco, mientras que el componente B es el agua.

Para realizar el trazado de la curva se describe el comportamiento de equilibrio del sistema, se tomarán valores experimentales de concentración máxima permisible y de la presión parcial correspondiente a dicha concentración a las condiciones que se requieren, esto debido a que según lo detallado por Partington en su trabajo "Tratado de química inorgánica": La ley de Henry no se aplica a los gases muy solubles, como el amoniaco a la temperatura ordinaria o el ácido clorhídrico en agua.⁶³

**Tabla 2.1. Datos experimentales* de equilibrio del sistema Aire-NH₃-H₂O @
25°C y 585 mmHg**

$C \left(\frac{g A}{100g Ls} \right)$	$P_A (mmHg)$
0.105	0.791
0.244	1.83
0.32	2.41
0.38	2.89
0.576	4.41
0.751	5.8
1.02	7.96
1.31	10.31
1.53	11.91
1.71	13.46
1.98	15.75
2.11	16.94
2.58	20.86
2.75	22.38
3	23.5

*Valores Extrapolados

⁶³Partington, J.R.; *Tratado de Química Inorgánica*, Sexta Edición; Ed. Porrúa, México, 1959; p. 65.

NOTA. A las condiciones de 25°C y 585 mmHg sólo puede absorberse totalmente el amoníaco cuando la composición aire-NH₃ es 97.5% y 2.5% respectivamente.

Con los datos de la tabla anterior, y realizados los cálculos con las ecuaciones (2.1) y (2.2), se obtienen la siguiente Tabla 2.2:

Tabla 2.2. Datos de relaciones molares de equilibrio para las fases líquida y gaseosa del sistema NH₃-H₂O

$X_A \left(\frac{gmol A}{gmol Ls} \right)$	$Y_A \left(\frac{gmol A}{gmol Gs} \right)$
0.001111	0.001354
0.002583	0.003138
0.003388	0.00413
0.004023	0.00496
0.006099	0.007596
0.007951	0.010014
0.0108	0.013794
0.013870	0.017940
0.0162	0.020782
0.018106	0.023550
0.020965	0.027668
0.022341	0.029821
0.027317	0.036976
0.029117	0.039778
0.031765	0.041852

De esta forma, graficando los datos de la Tabla 2.2 se obtiene la curva de equilibrio (Véase Figura 2.2).

2.5.2. Línea de operación

En el capítulo I se describió la representación de los datos del sistema (Véase Pág. 18) donde se describe el balance general de la columna de absorción, junto con algunas de las ecuaciones principales. Posterior al trazo de la curva de equilibrio, se debe también conocer el comportamiento de la línea de operación de acuerdo con el balance de materia que tenemos según los datos obtenidos durante la experimentación. La línea de operación representa el comportamiento que muestran las composiciones presentes en el líquido y el gas que pasan a través del equipo en cualquier punto de la columna, siendo los extremos de la misma la entrada y la salida del sistema. Al igual que para la curva

de equilibrio, la línea de operación depende de los componentes que intervienen en el proceso tanto en el domo como en la base del equipo, ya que esta se ve afectada por las mismas en el comportamiento final del equipo.

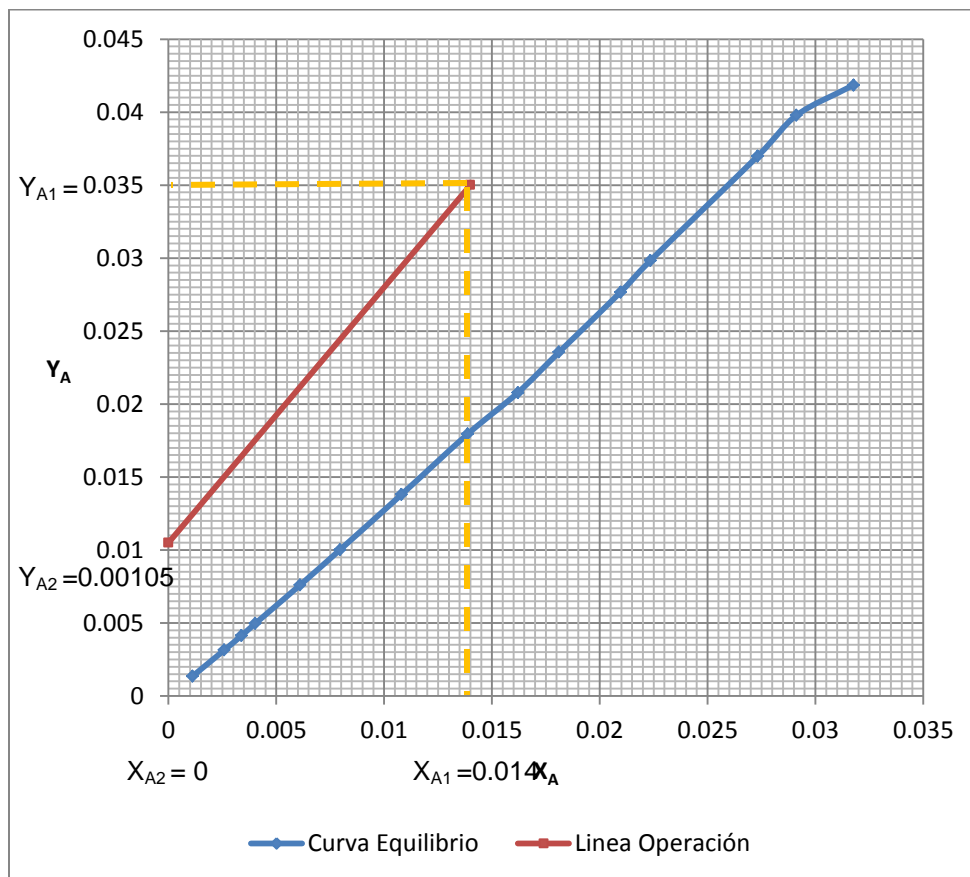


Figura 2.2. Curva de equilibrio del sistema NH₃-H₂O @ 25°C y 585 mmHg.

Para empezar, se sabe que de manera general, la materia que entra a la torre es la misma a la que sale, y debido a que se consideró que en esta torre no existe reacción química, este balance se aplica tanto para condiciones másicas, como para condiciones molares en un régimen permanente y a presión y temperatura constantes. Representando de manera molar, la ecuación general del balance en toda la columna tomando en cuenta todas las corrientes es el siguiente:

$$G_1 + L_2 = G_2 + L_1 \quad (2.3)$$

Sabiendo que:

$$G_1 = G_S + G_{A1} \quad (2.4)$$

$$G_2 = G_S + G_{A2} \quad (2.5)$$

$$L_1 = L_S + L_{A1} \quad (2.6)$$

$$L_2 = L_S + L_{A2} \quad (2.7)$$

Sustituyendo de la ecuación (2.4) a la (2.7) en la ecuación (2.3) tenemos que:

$$G_S + G_{A1} + L_S + L_{A2} = G_S + G_{A2} + L_S + L_{A1} \quad (2.8)$$

Simplificando:

$$G_{A1} + L_{A2} = G_{A2} + L_{A1} \quad (2.9)$$

Sabiendo que:

$$G_{A1} = G_S Y_{A1} \quad (2.10)$$

$$G_{A2} = G_S Y_{A2} \quad (2.11)$$

$$L_{A1} = L_S X_{A1} \quad (2.12)$$

$$L_{A2} = L_S X_{A2} \quad (2.13)$$

Sustituyendo de la ecuación (2.10) a la (2.13) en la ecuación (2.9) tenemos que:

$$G_S Y_{A1} + L_S X_{A2} = G_S Y_{A2} + L_S X_{A1} \quad (2.14)$$

Despejando y asociando términos comunes:

$$G_S Y_{A1} - G_S Y_{A2} = L_S X_{A1} - L_S X_{A2} \quad (2.15)$$

Factorizando:

$$Gs(Y_{A1} - Y_{A2}) = Ls(X_{A1} - X_{A2}) \quad (2.16)$$

Separando los flujos molares de la diferencial de relaciones molares:

$$\left(\frac{Ls}{Gs}\right) = \frac{Y_{A1}-Y_{A2}}{X_{A1}-X_{A2}} \quad (2.17)$$

La ecuación (2.17) representa la pendiente de la línea de operación y los puntos de la recta son (X_{A1}, Y_{A1}) , (X_{A2}, Y_{A2}) .

Por lo tanto, al conocer la relación de los flujos de operación, o la diferencia entre las relaciones molares de las corrientes de trabajo, se puede determinar la pendiente de la línea de operación, que establece el comportamiento de la columna.

También cabe resaltar que una columna empacada tiene una capacidad máxima de operación, ya que si los flujos molares o las concentraciones no están dentro de los valores para los que fueron diseñadas o no se mantiene la relación de flujo constante, se obtiene una baja eficiencia si los flujos o concentraciones están muy por debajo de la capacidad de la columna, o por el contrario, la columna puede inundarse, así como presentar arrastre de líquido a la parte superior de la columna conocida coloquialmente como “vómito de la columna”.

De acuerdo con lo anterior y tomando en cuenta que la corriente gaseosa de alimentación no va a sufrir modificaciones en su caudal o en su concentración de amoniaco, las condiciones mínimas se establecen de acuerdo con la siguiente ecuación:

$$\left(\frac{Ls_{min}}{Gs}\right) = \frac{Y_{A1}-Y_{A2}}{X_{A1}^*-X_{A2}} \quad (2.18)$$

donde Ls_{min} es el flujo molar del solvente líquido mínimo requerido por la columna; X_{A1}^* es la relación molar del componente A con respecto al inerte en la fase líquida al llegar en equilibrio con la fase gaseosa.

2.6. Dependencia de los flujos con respecto a la columna

Un punto significativo al momento de estudiar la columna, es que la relación de flujos ya está dada por las concentraciones de las corrientes, tomando en cuenta que las concentraciones de las corrientes se mantienen fijas, la relación entre los flujos $\frac{L_S}{G_S}$ ya está determinada. Sin embargo, el valor que representa esa relación no determina el flujo al que se debe trabajar para poder llegar a la transferencia establecida, puesto que de ese valor pueden salir un número infinito de pares de valores de flujos molares que cumplen con esta condición. Para un caso específico es importante determinar la altura y diámetro, y mantener la relación de flujo constante que trabaja la columna. Si alguno de los flujos no coincide con esta relación, la columna puede tender a la inundación, al arrastre de líquido a la parte superior de la columna, ya que la capacidad de flujo de la columna está determinado por las dimensiones de la misma.

Algo fundamental al momento de determinar la cantidad de flujo operativo de líquido para la columna, es que debe ser mayor al flujo mínimo requerido que establecen las condiciones de equilibrio, sin embargo, no puede ser un valor arbitrario, ya que si se establece un flujo distinto al que coincide con la relación de los flujos, el comportamiento de la torre será distinto y nuestra columna puede cambiar su comportamiento, ya sea con una eficiencia distinta afectando las concentraciones del contaminante en caso de que el flujo sea menor, o con alguna falla operativa como la inundación de la columna.

Se puede deducir que si el flujo de agua que entra en la columna no se mantiene constante, la cantidad de NH_3 absorbido a la salida sufre cambios, y por consiguiente no estaremos obteniendo el efecto esperado. Por ejemplo, si se reduce el gasto de agua, la concentración de salida aumenta, y es importante ya que si no podemos controlar la corriente gaseosa de entrada, tenemos que conservar el caudal de agua lo más estable posible, por lo que la instrumentación y equipos que implican el paso de agua, como son el rotámetro, las válvulas, la

bomba y el tanque de alimentación se encuentren en óptimas condiciones al momento de la operación.

De lo anterior cabe resaltar que los fenómenos a los que es sometido el experimento influyen en el desarrollo del proceso de transferencia de masa. En pocas palabras, manteniendo un gasto de agua fijo, no se presentaron variaciones significativas al comparar los resultados con respecto a lo determinado teóricamente, por lo que las deducciones teóricas y los valores obtenidos de manera experimental cuadran mutuamente.

Se puede generar una síntesis de lo que ocurre con el flujo de gas que se alimenta a la columna de manera similar a la realizada con la corriente de agua de limpieza, sin embargo, para fines de este trabajo se considera que el flujo de gas no se modifica, ya que de manera práctica las corrientes gaseosas se buscan limpiar, es por ello que se considera como un dato añadido o definido en el experimento en lugar de ser una incógnita en el estudio de las columnas a nivel industrial, lo que nos da un panorama más firme al momento de este análisis.

2.7. Uso de la gráfica de Eckert

Uno de los métodos por los cuales se ha realizado el estudio de las columnas de absorción, es por medio de las relaciones de flujos mencionadas anteriormente y relacionándolas con la capacidad máxima a la que puede ser sometido un equipo sin llegar a la inundación, esto se realiza a través de la gráfica de inundación y caída de presión en torres con empaques al azar o coordenadas de Eckert, la cual se muestra en la Figura 2.3, publicada por parte de la “Chemical Process Products Division” de Norton Corporation⁶⁴, donde describe la complejidad de la determinación del límite de una columna para evitar la inundación, esto debido a que el estudio y diseño de una columna no se podía relacionar con columnas similares por las condiciones del diseño, además de la influencia de los empaques y la distinta caída de presión que generan.

⁶⁴Treybal, Op. Cit., p. 224.

Es por ello, que en base al estudio del comportamiento en los equipos. Tomando en consideración el tipo de empaque, la caída de presión del gas en la columna, así como la altura de la torre, se realizó una gráfica que describe que a mayor caída de presión del gas dentro de la columna por unidad de altura, se tenderá más a la inundación. Esta gráfica se realizó vinculando la relación de los flujos másicos, con las condiciones del gas de entrada, como es el flujo, la densidad, la viscosidad y además con el factor de empaque. La gráfica fue presentada en un artículo que fue publicado en 1970 en la revista Chemical Engineering Progress⁶⁵ donde se muestra el resultado de la investigación experimental dando así una gráfica que ayuda a determinar de manera aproximada, el flujo de trabajo para una columna según su construcción y diseño.

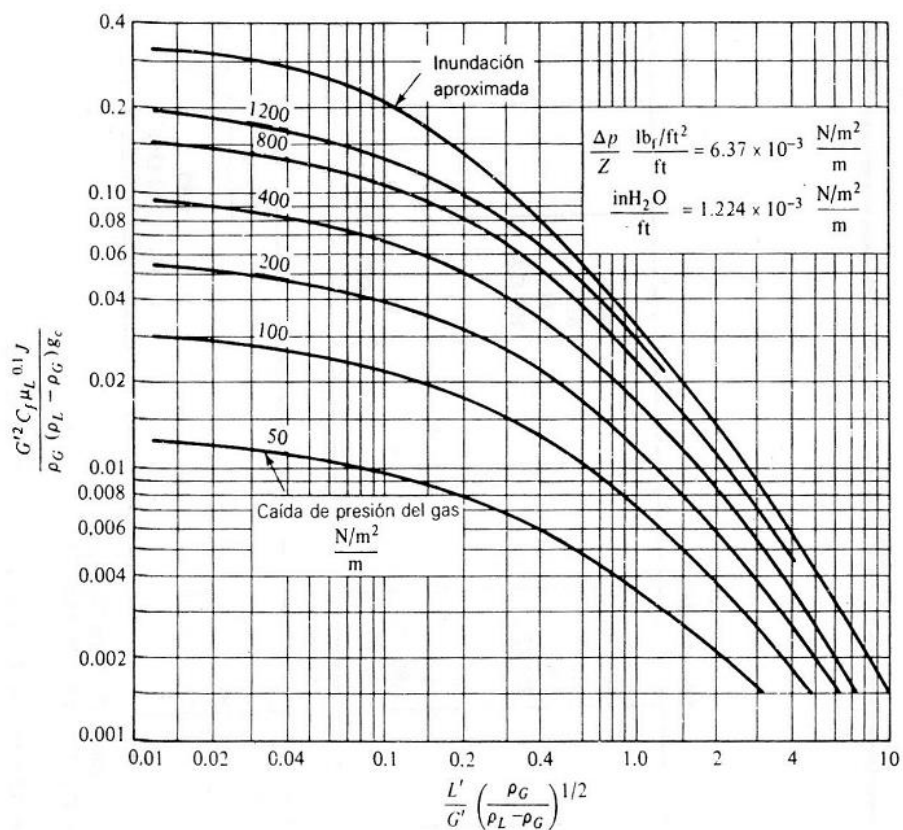


Figura 2.3. Inundación y caída de presión en torres con empaques al azar; Tomado de Treybal, 1988:224.

⁶⁵Treybal, Op. Cit., p. 242.

Como se dijo previamente, la relación $\frac{Ls}{Gs}$ puede ser utilizada en torres con diferentes dimensiones, por lo que Ls o Gs debe ser determinado y particular para cada una de las torres que se vayan a diseñar o a trabajar, esto se hace de manera experimental por medio de la caída de presión y con el área transversal del dispositivo ya que son determinantes para su uso en la Gráfica de Eckert; de ello depende que la columna resista las cargas hidráulicas y neumáticas a las que será sometido sin esfuerzos mayores y sin desestimar demasiado la columna.

Ya conociendo la relación de $\frac{Ls}{Gs}$, la altura y el diámetro interno; la diferencia de presión a lo largo de la columna, así como las propiedades físicas y químicas de los fluidos de trabajo, se establece el valor de la abscisa correspondiente al caso de trabajo, se hace cruzar con la caída de presión generalizada de la columna, donde se recomienda para absorbedores y desorbedores la región que se encuentra entre 200 y 400 (N/m²)/m, y se determina de manera gráfica el valor aproximado de la ordenada, del cual se obtendrá el valor del flujo de gas que puede trabajar esa columna, esto sirve también para conocer las limitantes con las que se enfrentan las columnas ya construidas, pero en el momento del diseño, podemos conocer si la columna es apta para trabajar a las condiciones que se tienen en la corriente gaseosa.

Un punto a remarcar de lo descrito anteriormente, es que para poder conocer el flujo de gas que puede trabajar una columna por este método gráfico, es imperativo conocer el área de paso por medio de la columna, ya que al obtener el valor de la masa velocidad por medio de la gráfica de Eckert, sólo se conoce que flujo puede trabajarse por unidad de sección transversal, por lo que si se requiere conocer el flujo real que se puede introducir como máximo para no exceder la capacidad de la torre, se debe tener conocimiento del diámetro para que coincida con la capacidad de la columna. En caso contrario, si se conoce el flujo de trabajo y se necesita diseñar la columna, solo debemos conocer el efluente de gas para determinar el área requerida para la columna y así tener un proceso de transferencia adecuado sin que se presente reflujo o inundación.

2.8. Carga Específica

La carga específica es función de la caída de presión que presenta según la investigación realizada con diferentes empaques, en una columna de absorción por unidad de altura empacada, es decir, es una caída de presión generalizada que puede ser aplicable a cualquier columna sin importar las dimensiones de ésta, ya que al relacionar una diferencial con la extensión del equipo puede estudiarse de tal manera que se pueda conocer de forma más certera el cómo se comporta el dispositivo sin necesidad de realizar un diseño desde sus bases, tomando en cuenta cuales son las condiciones máximas de operación de la columna.

Resumiendo, podemos saber si una columna opera o no correctamente con su carga real a partir de la carga específica lo que implica una mejora al momento de trabajar estos equipos que, por lo general, requieren de todo un análisis exhaustivo que nos proporcionan una información como lo es esta correlación.

Sin embargo, el tipo de empaque que se maneja es un factor que debe considerarse al trabajar con la carga específica, puesto que, de acuerdo a estudios que se han realizado previamente, el empaque genera una caída de presión que va cambiando de manera exponencial, como se explicó y mostró gráficamente de manera más detallada en el capítulo I (Véase Pág. 25).

Ya que la caída de presión depende del empaque; el factor de empaque es un valor que se requiere para el uso de la Gráfica de Eckert, pues en ella viene plasmado el factor de empaque, y se hace alusión a la carga específica como un valor que nos puede determinar cómo está operando la columna sin riesgo de llegar a la inundación. Si se cumple la carga específica mínima que se requiere para la operación de una columna, que al ser generalizada puede ser aplicable a cualquier torre empacada sin importar su dimensión, condiciones de operación y a procesos ya existentes, se puede determinar qué factores pueden afectar el buen funcionamiento de los equipos, y poder establecer las variables que deberían modificarse para una mejor transferencia.

Por poner un ejemplo, si se determina que la carga específica de una columna en operación está cercana a las 1200 (lb_f/ft²)/ft entonces la columna tiende a la inundación, por lo que se puede recomendar una disminución de ambos flujos de trabajo o de un aumento en las dimensiones del equipo, ya sea un mayor diámetro para admitir mayor flujo o una mayor altura para que la carga específica disminuya y conlleve a una mayor caída de presión que permita que la columna alivie presión y no se genere así la inundación sin alterar los flujos que ya se tienen.

Al determinar la disminución de los flujos, sólo se debe fijar el decremento de uno de los flujos a un nivel más aceptable, para determinar el otro por medio de la relación de flujos y así saber si la carga específica cumple con los rangos recomendados de operación, y aunque se limpie menor cantidad de corriente gaseosa, se trabaja a condiciones más seguras y esto puede evitar a nivel industrial, paros, fallas o hasta siniestros. Por otro lado, si se concluye en un redimensionamiento de la columna, sólo se calcula determinando una carga específica de trabajo que cumpla con lo recomendado por la documentación y conociendo la caída de presión y el factor de empaque se puede determinar la altura por medios matemáticos apoyándose en la Gráfica de Eckert.

Se llegó a la constante de la carga específica a través de varios años de investigación y observación por parte del profesor Enrique Ortega, realizando experimentaciones en las instalaciones del Laboratorio de Operaciones Unitarias de la ESIQIE,⁶⁶ con cinco empaques diferentes (Anillos Raschig 19(3/4)" de cerámica, Anillos Pall 25(1)" de plástico, Silletas Intalox 19(3/4)" de cerámica, Silletas Berl 13(1/2)" de cerámica, Silletas Berl 19(3/4)" de cerámica).

El valor de la constante de la carga específica es 1.58×10^{-4} , y es igual a la relación del resultado del eje de las ordenas de la gráfica de Eckert entre el factor del empaque, es decir:

$$\frac{\text{ordenada}}{cf} = 1.58 \times 10^{-4} \quad (2.19)$$

⁶⁶Ortega, Op. Cit., p. 149-155.

$$\text{ordenada} = \frac{G'^2 C_f \mu_L^{0.1} J}{\rho_G (\rho_L - \rho_G) g_c}$$

La constante de la carga específica facilita y disminuye el tiempo que se invierte en el desarrollo de cálculos, ya que el factor de empaque se encuentra en tablas (Véase Anexo B) y con 1.58×10^{-4} se obtiene el valor de la ordenada de la gráfica de Eckert. La constante se obtuvo considerando los valores en el sistema inglés. En la pág. 82 se presentan dos ejemplos y los resultados obtenidos se observan en la Tabla 3.4.

2.9. Dimensionamiento de una columna de absorción

Uno de los objetivos principales al momento de realizar un esbozo de un equipo, es el cálculo de la altura y diámetro óptimos para la columna con la que se va a trabajar, por lo que debe cuidarse esta parte del diseño. Para el dimensionamiento de la altura, lo más importante es alcanzar la máxima transferencia del compuesto que deseamos eliminar de la corriente gaseosa según sea el equilibrio que presenten los componentes de trabajo.

Por ello, es necesario conocer la relación que tienen las proporciones de una torre de absorción con la transferencia de materia ya que de eso depende la altura necesaria para poder realizar la transferencia deseada de acuerdo con el problema propuesto. La altura empacada en columnas de absorción que trabajan isotérmicamente e isobáricamente sin reacción química, en la que solo se transfiere un componente y con arreglo en contracorriente está dada por la siguiente ecuación:

$$z = AUTG * NUTG = AUTL * NUTL \quad (2.20)$$

donde z es la altura de la columna; $AUTG$ es la altura de unidades de transferencia que pasan en la fase gaseosa; $NUTG$ es el número de unidades de transferencia que pasan en la fase gaseosa; $AUTL$ es la altura de unidades de transferencia que pasan en la fase líquida y $NUTL$ es el número de unidades de transferencia que pasan en la fase líquida.

Para el cálculo de NUTG y AUTG, tenemos:

$$NUTG = \int_{y_{A2}}^{y_{A1}} \frac{(1-y_A)_{ML} dy_A}{(1-y_A)(y_A-y_A^*)} \quad (2.21)$$

$$AUTG = \frac{(G')_M}{(Ky \cdot a)(1-y_A)_{ML}} \quad (2.22)$$

donde,

$$(1 - y_A)_{ML} = \frac{(1-y_A^*) - (1-y_A)}{\ln \frac{(1-y_A^*)}{(1-y_A)}} \quad (2.23)$$

En 2006, García explica que para las ecuaciones (2.21) y (2.22) “la evaluación de AUTG es relativamente sencilla y para evaluar NUTG la integral implícita: (a) se evalúa directamente por métodos gráficos, (b) se simplifica antes de evaluarse o (c) se resuelve analíticamente mediante suposiciones aplicables a sistemas diluidos cuya línea de equilibrio es recta o se puede aproximar por recta.”⁶⁷

Para resolver la integral implícita con método gráfico se aplica la siguiente ecuación:

$$NUTG = \int_{y_{A2}}^{y_{A1}} \frac{dy_A}{(y_A - y_A^*)} + \frac{1}{2} \ln \frac{(1-y_{A2})}{(1-y_{A1})} \quad (2.24)$$

Siendo equivalente a:

$$NUTG = \int_{Y_{A2}}^{Y_{A1}} \frac{dY_A}{(Y_A - Y_A^*)} - \frac{1}{2} \ln \frac{(1+Y_{A1})}{(1+Y_{A2})} \quad (2.25)$$

Y para el caso del AUTG se aplica la ecuación (2.22).

Las ecuaciones (2.22), (2.24) y (2.25) se emplean usualmente cuando la resistencia principal a la transferencia de masa reside en el gas. Y las ecuaciones

⁶⁷García Barajas, Rubén J.; **Principios y Cálculos Sobre Absorción y Desorción por Contacto Continuo**, México, D.F., 2006, p. 217.

de la (2.26) a (2.29) se aplican cuando la resistencia principal reside en la fase líquida, por lo que para el líquido tenemos:

$$AUTL = \frac{(L')_M}{(Kx \cdot a)(1-x_A)_{ML}} \quad (2.26)$$

donde,

$$(1 - x_A)_{ML} = \frac{(1-x_A)-(1-x_A^*)}{\ln\left(\frac{1-x_A}{1-x_A^*}\right)} \quad (2.27)$$

$$NUTL = \int_{x_{A2}}^{x_{A1}} \frac{dx_A}{(x_A^*-x_A)} - \frac{1}{2} \ln \frac{(1-x_{A2})}{(1-x_{A1})} \quad (2.28)$$

Siendo equivalente a:

$$NUTL = \int_{x_{A2}}^{x_{A1}} \frac{dx_A}{(x_A^*-x_A)} + \frac{1}{2} \ln \frac{(1+x_{A1})}{(1+x_{A2})} \quad (2.29)$$

Solo para el caso de una solución diluida se pueden utilizar las siguientes ecuaciones:

$$AUTG = \frac{Gs}{S(Ky \cdot a)_M} \quad (2.30)$$

$$NUTG = \frac{(Y_{A1}-Y_{A2})}{(Y_A-Y_A^*)_{ML}} \quad (2.31)$$

donde,

$$(Y_A - Y_A^*)_m = \frac{(Y_{A1}-Y_{A1}^*)-(Y_{A2}-Y_{A2}^*)}{\ln\left(\frac{Y_{A1}-Y_{A1}^*}{Y_{A2}-Y_{A2}^*}\right)} \quad (2.32)$$

CAPITULO III

DESARROLLO EXPERIMENTAL

3.1. Procedimiento de Operación

Aquí se describe el proceso que se siguió al momento de realizar la experimentación con la columna empacada de absorción:

➤ *Preparación del equipo*

Para iniciar, es necesario verificar que la columna (véase Figura 3.1) esté vacía y que no exista agua dentro del soplador, para asegurarse de ello se abrirán las válvulas de descarga de la columna y de purga del soplador respectivamente. Al comprobar que no se cuente con líquido en el interior del equipo se procede a cerrar todas las válvulas, excepto la de descarga del domo de la columna.



Figura 3.1. Columna de absorción empacada del Laboratorio de Operaciones Unitarias, ESIQIE-IPN.

➤ *Operación del equipo*

Para iniciar la operación, por cuestiones de seguridad y para no presurizar el equipo, se tiene que alimentar el agua limpia a la columna empacada, para ello,

se procederá a llenar en un 75% el tanque de alimentación con agua (véase Figura 3.2). Una vez que se tenga el agua necesaria, se adiciona hielo para que el agua se encuentre a una temperatura por debajo de los 10°C.



Figura 3.2. Tanque de alimentación de agua, ESIQIE-IPN.

Luego, abrir la válvula de descarga del tanque de alimentación hacia la bomba de alimentación (véase Figura 3.3), como será necesario regular el flujo hacia el rotámetro para no dañarlo ni forzar la bomba, abrir a un 25% aproximadamente la válvula de recirculación de la descarga de la bomba hacia el tanque de alimentación, debido a que la recirculación generará que el agua del tanque incremente su temperatura, mantener especial atención en la temperatura que se estará monitoreando en el tanque con un termómetro de bulbo de mercurio, para conservar el agua en una temperatura entre 4°C y 5°C durante toda la experimentación, de ser necesario, adicionar más hielo al tanque.



Figura 3.3. Bomba de alimentación, ESIQIE-IPN.

Después, abrir las válvulas instaladas en las tuberías que conducen el agua limpia desde la descarga de la bomba hasta la parte superior de la columna, y abrir la válvula instalada en la tubería que lleva el agua amoniacal desde el fondo de la columna hasta el tanque donde se recibirá dicha agua.

Posteriormente, proceder a accionar el motor de la bomba y regular el flujo de agua a la columna por medio de la válvula del rotámetro, ajustándolo al valor requerido.

A continuación, regular la descarga de agua de la columna con la válvula situada en la tubería de salida del fondo de la columna, de tal modo que el nivel de agua en la parte inferior de la columna se mantenga en un valor tal que exista el sello hidráulico pero que no alcance a llegar al nivel de la boquilla de la columna por donde entra la mezcla gaseosa. Es muy importante vigilar que se cumpla desde el inicio de la alimentación de agua para evitar que se meta agua al soplador, o se inunde la columna.

Ya que se cuenta con la línea de agua trabajando de manera correcta, se procederá a la alimentación de aire limpio a la columna empacada, donde se iniciará abriendo de nuevo la válvula de purga de aire del soplador, para verificar que no exista agua en su interior que haya podido colarse en el proceso de alimentación de agua. Una vez verificado, se procederá a cerrarla.



Figura 3.4. Válvula de globo que ventea el aire del soplador a la atmósfera, ESQIE-IPN.

En seguida, abrir completamente la válvula de globo que ventea el aire del soplador a la atmósfera (véase Figura 3.4) y accionar el motor del soplador de aire (véase Figura 3.5). Es importante que, de manera inmediata, se verifique que esté abierta la válvula de descarga de aire en el domo de la columna, al hacerlo, abrir las dos válvulas que están en la tubería de alimentación del aire a la columna.



Figura 3.5. Compresor, ESIQIE-IPN.

Próximo a eso, regular cerrando parcial y lentamente la válvula de venteo de aire a la atmósfera, hasta tener el valor requerido de la diferencial de presión a través de la placa de orificio (véase Figura 3.6).



Figura 3.6. Placa de orificio, ESIQIE-IPN.

Ya que la columna cuenta con los flujos de agua y aire pasando a través de ella, se procederá a la alimentación de amoníaco para mezclarlo con el aire de entrada, para esto, es necesario abrir un poco las válvulas de descarga del tanque de amoníaco (véase Figura 3.7).



Figura 3.7. Tanque de amoníaco, ESQIE-IPN.

Nota: Los siguientes movimientos para la alimentación del amoníaco deben hacerse coordinadamente para evitar que se presente un flujo excesivo de amoníaco ya que provocaría problemas de contaminación en el ambiente.

Abrir completamente la válvula de aguja cercana a la tubería del aire, después abrir muy poco la válvula de entrada del rotámetro para permitir el flujo de amoníaco, a continuación, regular la presión a 1 Kg/cm^2 con la válvula de aguja situada junto al manómetro, teniendo la presión en el manómetro, se ajusta con la válvula de aguja del rotámetro el flujo de amoníaco previamente calculado.

Ya que el equipo está operando con todas las corrientes calculadas, sólo falta estabilizar la operación a régimen permanente, observando que se mantengan constantes las condiciones operativas establecidas, hasta tener un régimen permanente (Aproximadamente de 5 a 10 minutos).

Para verificar que se ha logrado el régimen permanente, se toma una muestra de la fase líquida producida a la salida de la columna y se analiza para determinar su contenido de amoníaco, se repite la toma de muestra y análisis para verificar que los resultados sean similares, en cuyo caso se habrá alcanzado el régimen permanente.

El análisis químico de la muestra del líquido para determinar el contenido de amoníaco, se realiza de acuerdo al método descrito más adelante (*Véase Método para determinación de concentración de amoníaco en la fase líquida, pág. 60.*)

Al asegurar el régimen permanente se procede a la toma de datos experimentales faltantes, ya que, además de las muestras tomadas al final de la práctica, así como la temperatura regulada del agua de alimentación durante el transcurso de la misma, se requiere tomar los valores experimentales leídos en los rotámetros de agua y de amoníaco, así como las lecturas de los manómetros diferenciales colocados en la salida del aire del soplador, en la placa de orificio del aire y de la columna. También se toma la temperatura de alimentación del aire.

➤ *Paro del equipo*

El proceso de paro del equipo retira las corrientes de forma inversa a como fueron alimentadas, por lo que se procede primero a cerrar las válvulas del tanque de amoníaco, y a partir de esas se cierran las válvulas de toda la tubería de amoníaco.

Ya aseguradas las válvulas de amoníaco, se apaga el motor del soplador de aire y se cierran las válvulas de la tubería para aire. Con fines de limpieza del equipo para mantenerlo completamente limpio y conservado, se deja circular agua 5 minutos aproximadamente. Finalmente, apagar el motor de la bomba y cerrar las válvulas de la tubería para agua.

Debido a que se tiene agua amoniacal como resultado de este experimento, este tiene que ser tratado por cuestiones ecológicas, ya que desecharlo al drenaje

con alta concentración de salida sería muy perjudicial para el medio ambiente. Por último enviarlo al drenaje.

3.2. Método para determinación de concentración de amoníaco en la fase líquida.

1.- En un matraz de índice de yodo se adiciona 1 gota de fenolftaleína. Se añaden 25 mL de muestra del agua amoniacal obtenida en la columna empacada, y se procede a titularla con una solución 1.0 N de HCl.

2.- Aplicar el mismo procedimiento a una muestra testigo de 25 mL del agua limpia que se usó como solvente en la columna empacada.

Cálculo:

$$m_A = (V)(N)(Peq_A) \quad (3.1)$$

Siendo V el volumen en L de HCl gastado en la titulación de la muestra; N la normalidad de la solución de HCl en eq/L; Peq_A el peso equivalente de NH_3 en g/eq; m_A es la masa en g de NH_3 contenidos en la muestra problema.

$$X_A = \frac{n_A}{n_{L_S}} \quad (3.2)$$

$$X_A = \frac{\left(\frac{m_A}{PM_A}\right)}{\left(\frac{m_{L_S}}{PM_{L_S}}\right)} \quad (3.3)$$

donde X es la relación mol de amoníaco en la fase líquida; n_A son las moles de NH_3 ; n_{L_S} son las moles de H_2O ; m_A es la masa en g de NH_3 contenidos en la muestra problema; m_{L_S} es la masa en g de H_2O contenidos en la muestra problema; PM_A es el peso molecular de NH_3 en $\frac{g_{NH_3}}{mol_{NH_3}}$ y PM_{L_S} es el peso molecular de H_2O en $\frac{g_{H_2O}}{mol_{H_2O}}$.

3.3. Procedimiento de cálculo

Esta sección se divide en dos partes, primero se presentan cálculos para una absorción llevada a cabo a condiciones de 25°C de temperatura y 585 mmHg de presión. La segunda parte presenta el comportamiento de la absorción a diferentes concentraciones y, temperatura baja y constante, es decir, entre 4°C y 5°C, y 585 mmHg de presión.

Comportamiento de la absorción a 2.5% en masa de amoníaco y condiciones de 25°C de temperatura y 585 mmHg de presión.

Para calcular la relación molar del amoníaco en fase gaseosa a la entrada de la columna; de una cantidad en gramos de mezcla aire-amoníaco en la base de la columna, un porcentaje corresponde al amoníaco, es decir, se supone un porcentaje en peso de amoníaco y el resto es aire. Suponemos 2.5% masa (lo que se puede absorber a las condiciones ambientales ya mencionadas) de alimentación de amoníaco en la mezcla problema.

Con la ecuación (3.4) se calcula la relación molar de amoníaco en fase gaseosa.

$$Y_A = \frac{n_A}{n_{G_s}} \quad (3.4)$$

A continuación, se presenta el cálculo de la relación molar de amoníaco al 2.5% en masa; con una base de cálculo de 100 g, nos queda que la cantidad de aire en la mezcla es de 97.5% en masa. Cuando se divide la masa entre el peso molecular del componente se obtienen los moles de dicho componente.

$$Y_{A,1} = \frac{\left(\frac{2.5 \text{ g } A}{17.03 \frac{\text{g } A}{\text{mol } A}} \right)}{\left(\frac{97.5 \text{ g } G_s}{28.92 \frac{\text{g } G_s}{\text{mol } G_s}} \right)} = 0.0435 \frac{\text{mol } A}{\text{mol } G_s}$$

Se supone una absorción del 80% para el cálculo de la relación molar de amoníaco a la salida de la columna.

$$Y_{A,2} = \left(0.0435 \frac{\text{mol } A}{\text{mol } G_s}\right) (0.2) = 0.0087 \frac{\text{mol } A}{\text{mol } G_s}$$

El agua de alimentación a la columna empacada esta libre de amoniaco, por lo tanto,

$$X_{A,2} = 0$$

Se traza la curva de equilibrio a 25°C de temperatura y una presión de 585 mmHg, ya que se esta trabajando con un porcentaje de alimentación en masa del 2.5% de amoniaco, que es lo máximo que se puede absorber a condiciones en la Ciudad de México. Se grafican también dos líneas de operación: la primera con el valor de la $X_{A,1}$ obtenida de la experimentación, es decir, la línea de operación real; y la otra con el valor $X_{A,1}$ obtenida a partir de cálculos, por lo tanto es la línea de operación teórica.

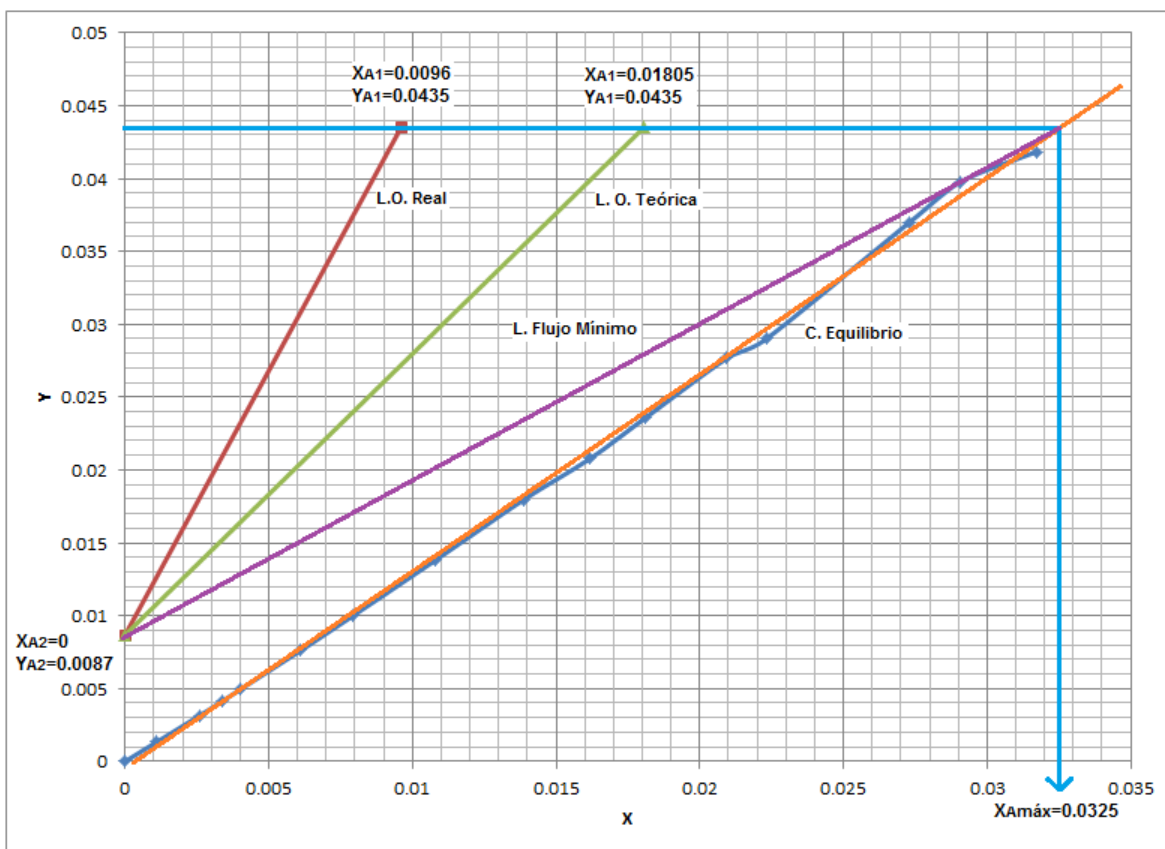


Figura 3.8. Gráfica X vs Y, línea de operación real, línea de operación teórica, línea de flujo mínimo y curva de equilibrio a T=25°C y P=585 mmHg.

Para obtener el valor de $X_{A,1 \text{ teórica}}$, primero se debe realizar el cálculo de la pendiente mínima que corresponde a la línea de flujo mínimo utilizando la ecuación del capítulo II (2.18). El valor de $X_{A\text{máx}}$, se obtiene de la gráfica, véase Figura 3.8.

$$\left(\frac{Ls_{min}}{Gs}\right) = \frac{0.0435 - 0.0087}{0.0325 - 0}$$

$$\left(\frac{Ls_{min}}{Gs}\right) = 1.0708$$

Después se calcula la pendiente de operación considerando un exceso de agua del 80%, es decir, se multiplica la relación de flujo mínimo por 1.8.

$$\left(\frac{Ls}{Gs}\right)_{op} = \left(\frac{Ls_{min}}{Gs}\right) * (1 + f) \quad (3.5)$$

$$\left(\frac{Ls}{Gs}\right)_{op} = 1.0708 * 1.8$$

$$\left(\frac{Ls}{Gs}\right)_{op} = 1.9274$$

Se hace uso de la ecuación (2.17) para despejar el valor de $X_{A,1 \text{ teórica}}$.

$$\left(\frac{Ls}{Gs}\right)_{op} = \frac{0.0435 - 0.0087}{X_{A,1 \text{ teórica}} - 0} = 1.9274$$

$$X_{A,1 \text{ teórica}} = 0.01805 \frac{\text{mol } A}{\text{mol } Ls}$$

A continuación se explica como se obtuvo el valor de $X_{A,1 \text{ experimental}}$. Al operar la columna empacada, como dato obtenemos el volumen gastado de HCl durante la titulación, el cual es 13.17ml y corresponde al porcentaje de amoniaco del 2.5% en masa. Se aplica la ecuación (3.1) para el cálculo de la masa de amoniaco contenida en la muestra de agua amoniacal, tenemos:

$$m_{A,1} = (V)(N)(Peq_A) = (0.01317 L) \left(1 \frac{eq}{L}\right) \left(17.03 \frac{g A}{eq}\right) = 0.2243 g A$$

Realizando las sustituciones correspondientes en la fórmula anterior se obtiene la masa de amoniaco a la salida de la columna empacada.

Sustituyendo la masa de amoniaco en la ecuación (3.3) obtenemos la relación molar del amoniaco en fase líquida a la salida de la torre.

$$X_{A,1 \text{ Experimental}} = \frac{\left(\frac{0.2243 g A}{17.03 \frac{g A}{mol A}}\right)}{\left(\frac{24.7757 g Ls}{18.01 \frac{g Ls}{mol Ls}}\right)} = 0.0096 \frac{mol A}{mol Ls}$$

En la Figura 3.8 se observa que existe una diferencia de un 50% entre la línea de operación teórica y la real, ya que el valor de $X_{A, 1 \text{ teórica}}$ es casi el doble del valor de $X_{A, 1 \text{ experimental}}$. Ésta diferencia puede ser ocasionada por la variación del medidor de flujo de agua, ya que un aumento o disminución del agua modifica la concentración. Es por ésta razón que se hará una comparación con los gastos máxicos de amoniaco a la entrada y salida de la torre empacada ($\bar{L}_{A,1}$ y $\bar{G}_{A,1}$).

Para obtener el gasto máxico del amoniaco a la salida de la columna con los datos experimentales, $\bar{L}_{A,1}$, se utiliza la masa de amoniaco ya antes calculada, y que es 0.2243 g. Durante la experimentación y con ayuda de un matraz de 500 ml a la salida de la torre, se midió el tiempo que tardaba en llenarse el matraz, siendo éste 20 s. y de acuerdo a la relación siguiente se obtiene que el tiempo para la muestra de 25 ml, corresponde 1 s.

$$\begin{array}{l} 500 \text{ ml} - 20 \text{ s.} \\ 25 \text{ ml} - ? \qquad ? = 1 \text{ s.} \end{array}$$

Por lo tanto, nos queda el gasto máxico del amoniaco a la salida de la columna:

$$\bar{L}_{A,1} = 0.2243 \frac{g A}{s}$$

$$\bar{L}_{A,1} = 0.2243 \frac{g A}{s} \left(\frac{1 lb}{453.592g} \right) \left(\frac{3600 s}{1 h} \right) = 1.7802 \frac{lb A}{h}$$

El gasto másico del amoniaco a la entrada de la columna, $\bar{G}_{A,1}$, se calcula utilizando la gráfica de Eckert. Para esto, primero se convierte la pendiente de operación, ya antes calculada, a relación peso.

$$\left(\frac{Ls}{Gs} \right)_{op} = 1.9274 (Relación mol) \left(\frac{18.01 \frac{lb Ls}{lbmol Ls}}{28.92 \frac{lb Gs}{lbmol Gs}} \right) \rightarrow 1.2003 (Relación peso)$$

Se sustituyen valores en la ecuación del eje de las abscisas de la gráfica de Eckert $\frac{L'}{G'} \left(\frac{\rho_G}{\rho_L - \rho_G} \right)^{1/2}$, donde la densidad del agua y aire utilizadas son las siguientes:

$$\rho_L = 62.4 \frac{lb}{pie^3}$$

Para la densidad del aire, se usa la ecuación de los gases ideales.

$$PV = nRT \quad \therefore \quad \rho_G = \frac{P * PM}{R * T}$$

$$\rho_G = \frac{(0.7697 atm) \left(28.92 \frac{g Gs}{mol Gs} \right)}{\left(0.08205 \frac{L-atm}{mol-K} \right) (298.15 K)} = 0.9099 \frac{g}{L}$$

$$\rho_G = 0.9099 \frac{g}{L} \left(\frac{1 lb}{453.592 g} \right) \left(\frac{1000 L}{1 m^3} \right) \left(\frac{(1 m)^3}{(3.281 pie)^3} \right) = 0.0568 \frac{lb}{pie^3}$$

Se obtiene,

$$1.2003 \left(\frac{0.0568 \frac{lb}{pie^3}}{62.4 \frac{lb}{pie^3} - 0.0568 \frac{lb}{pie^3}} \right)^{1/2} = 0.0362$$

$$\frac{Ls'}{Gs'} \left(\frac{\rho_G}{\rho_L - \rho_G} \right)^{1/2} = 0.0362$$

Durante la operación del equipo se midió la caída de presión total de la columna empacada, resultando 150 Pa para el empaque Siletas Berl 13(1/2)" de cerámica.

Se ingresa a la gráfica de Eckert (Véase Figura 3.9) con el valor de la abscisa y la caída de presión total para obtener la ordenada.

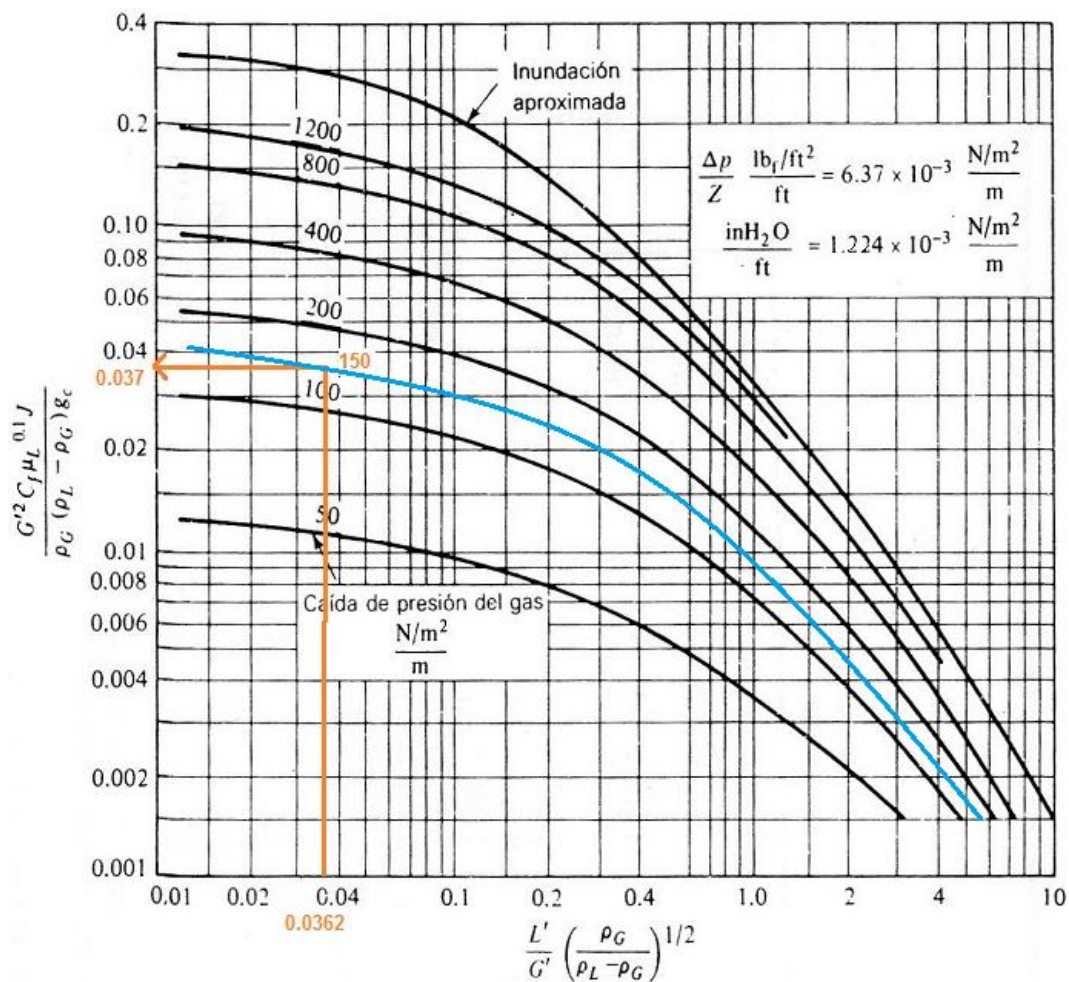


Figura 3.9. Uso de gráfica de Eckert para empaque Siletas Berl 13(1/2)" de cerámica.

La ordenada se iguala al valor obtenido en la gráfica de Eckert,

$$\frac{G S'^2 C_f \mu_L^{0.1} J}{\rho_G (\rho_L - \rho_G) g_c} = 0.037$$

Para unidades en el sistema inglés, $g_c=4.18(10^8)$, $J=1.502$, $\mu=1$ centip., $C_f=240$ (Véase Anexo B).

De la ecuación anterior se despeja la velocidad másica del aire, obteniendo como resultado:

$$\bar{G}'_s = \sqrt{\frac{(0.037) \left(0.0568 \frac{lb}{pie^3}\right) (62.4 - 0.0568) \frac{lb}{pie^3} (4.18(10^8))}{(240)(1^{0.1})(1.502)}}$$

$$\bar{G}'_s = 389.778 \frac{lb \ Gs}{h \ pie^2}$$

Se sabe que el diámetro de la columna es de 15 cm (0.492 pie), por lo tanto, se calcula el área de la torre conocida como área de flujo (0.19 pie²) y después el gasto másico del aire:

$$\bar{G}_s = (\bar{G}'_s)(S) \tag{3.6}$$

donde \bar{G}_s es el gasto másico del aire, \bar{G}'_s es la velocidad másica del aire y S es el área de flujo.

$$\bar{G}_s = \left(389.778 \frac{lb \ Gs}{h \ pie^2}\right) (0.19 \ pie^2) = 74.0578 \frac{lb \ Gs}{h}$$

Con una relación se obtiene el gasto másico del amoniaco a la entrada de la columna. Si el 97.5% en masa de la corriente de alimentación es aire y su gasto másico es de 74.0578 lb/h, entonces el 2.5% en masa de amoniaco corresponde a 1.8989 lb/h.

97.5% Aire - 74.0578 lb/h	
2.5% NH3 - ?	? = 1.8989 lb/h

$$\bar{G}_{A,1} = 1.8989 \frac{lb \ A}{h}$$

Al comparar el valor del gasto másico de amoniaco a la entrada de la columna, $\bar{G}_{A,1} = 1.8989 \frac{lb \ A}{h}$, con el gasto másico de amoniaco a la salida que fue

obtenido por método experimental y de cálculo ya indicados, $\bar{L}_{A,1} = 1.7802 \frac{lb\ A}{h}$, se puede notar que la diferencia entre ambas es mínima.

Relacionando lo recuperado con lo suministrado:

$$\% \frac{\bar{L}_{A,1}}{\bar{G}_{A,1}} = \left(\frac{1.7802 \frac{lb\ A}{h}}{1.8989 \frac{lb\ A}{h}} \right) 100 = 93.75\%$$

Al realizar una comparación entre gastos másicos, en lugar de hacerlo por concentraciones, podemos observar que casi todo el amoniaco se absorbió. Demostrando que el proceso es eficiente y que se puede limpiar la corriente gaseosa alcanzando una transferencia de 93% del contaminante de una fase a la otra.

Comportamiento de la absorción a diferentes concentraciones y temperatura baja y constante

En esta sección se muestran los cálculos para el proceso de absorción a diferentes concentraciones, y a una temperatura constante de entre 4°C y 5°C con una presión de 585 mmHg.

Se aplica la ecuación (3.4) para los porcentajes en peso de amoniaco de 2.5%, 5%, 10%, 15% y 20% que se alimentaron a la columna. Y se desea que se absorba el 80% de amoniaco presente en la mezcla de alimentación, por lo que se debe multiplicar la relación molar de amoniaco a la entra por el 20% que no se absorbe, se plasman los resultados obtenidos en la Tabla 3.1.

Tabla 3.1. Relación molar fase gaseosa a la entrada y salida de la columna empacada, a diferentes concentraciones de amoniaco.

No.	% peso NH ₃	Y _{A,1} $\left(\frac{mol\ A}{mol\ Gs} \right)$	Y _{A,2} $\left(\frac{mol\ A}{mol\ Gs} \right)$
1	2.5%	0.0435	0.0087
2	5%	0.0894	0.0179
3	10%	0.1887	0.0377
4	15%	0.2997	0.0599
5	20%	0.4245	0.0849

Después de operar el equipo, como dato experimental se obtienen diferentes valores de volumen gastado de HCl durante la titulación, en la Tabla 3.2 se pueden observar.

Utilizando el volumen no. 2 como ejemplo, que corresponde al 5% en masa de amoníaco alimentado y aplicando la ecuación (3.1), se obtiene la masa de amoníaco contenida en la muestra del agua amoniacal,

$$m_{A,1} = (V)(N)(Peq_A) = (0.030 L) \left(1 \frac{eq}{L}\right) \left(17.03 \frac{g}{eq}\right) = 0.5109g A$$

Sustituyendo la masa de amoníaco en la ecuación (3.3),

$$X_{A,1} = \frac{\left(\frac{0.5109 g A}{17.03 \frac{g A}{mol A}}\right)}{\left(\frac{24.4891 g Ls}{18.01 \frac{g Ls}{mol Ls}}\right)} = 0.02206 \frac{mol A}{mol Ls}$$

Se aplica la misma secuencia de cálculos para cada uno de los volúmenes de la Tabla 3.2 y así obtener su correspondiente $X_{A,1}$.

Tabla 3.2. Volumen de HCl gastado en la titulación y relación molar fase líquida obtenida de la experimentación.

No.	V (ml)	$X_{A,1} \left(\frac{mol A}{mol Ls}\right)$
1	13.17	0.0096
2	30	0.02206
3	63.8	0.0480
4	101.1	0.0782
5	140.1	0.1116

Nota. Valores Experimentales.

Se grafica cada una de las líneas de operación tomando en cuenta que la alimentación de agua es libre de amoníaco y utilizando los datos de las tablas 3.1 y 3.2. Con los valores del Manual del ingeniero químico (véase Tabla 1.1 y 1.2) se trazó la curva de equilibrio (véase Figura 3.10).

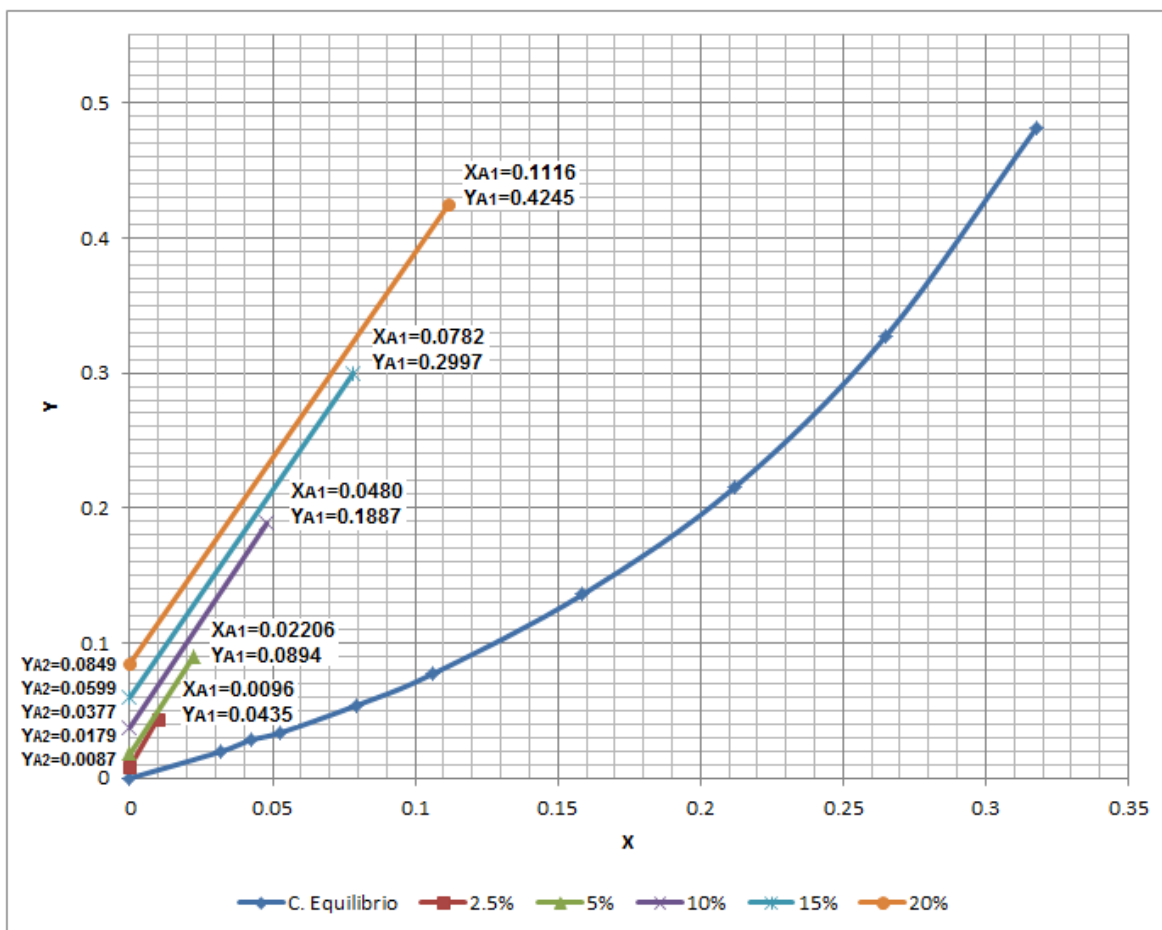


Figura 3.10. Gráfica X vs Y, líneas de operación a diferentes concentraciones y curva de equilibrio.

Cada una de las rectas de la Figura 3.10 nos muestran las líneas de operación a diferentes concentraciones (2.5%, 5%, 10%, 15% y 20%), el comportamiento es mejor a medida que la temperatura disminuye y las cantidades van aumentando. Esto da una clara señal para trabajar la absorción a diferentes condiciones de operación y obtener buenos resultados. En el Anexo A se muestra una gráfica con tres curvas cada una representa un experimento y se comprueba que la disminución de la temperatura permite trabajar a mayores concentraciones obteniendo mejores resultados que cuando se opera la columna empacada a temperaturas más altas, como es el caso de 25°C.

Se propone una línea de operación promedio para el rango observado de líneas en la Figura 3.10, para esto se calculan las pendientes de cada una de las líneas de operación y se obtiene una pendiente promedio.

Para calcular la pendiente de operación de cada una de las líneas de operación se aplica la ecuación (2.17). Como ejemplo se utilizan los valores correspondientes al 5% en masa de amoníaco de las tablas 3.1 y 3.2.

$$\left(\frac{Ls}{Gs}\right)_{op} = \frac{0.0894 - 0.0179}{0.02206 - 0}$$

$$\left(\frac{Ls}{Gs}\right)_{op} = 3.2411$$

En la siguiente tabla se presentan los resultados obtenidos para cada una de las pendientes de operación y su promedio.

Tabla 3.3. Relación molar fase gaseosa y fase líquida, y pendiente de operación.

No.	% peso NH ₃	$Y_{A,1} \left(\frac{mol A}{mol Gs}\right)$	$Y_{A,2} \left(\frac{mol A}{mol Gs}\right)$	$X_{A,1} \left(\frac{mol A}{mol Ls}\right)$	$\left(\frac{Ls}{Gs}\right)_{op}$
1	2.5%	0.0435	0.0087	0.0096	3.625
2	5%	0.0894	0.0179	0.02206	3.2411
3	10%	0.1887	0.0377	0.0480	3.1458
4	15%	0.2997	0.0599	0.0782	3.0665
5	20%	0.4245	0.0849	0.1116	3.0430
Promedio		0.2091	0.0418	-----	3.2243

Con los promedios de $Y_{A,1}$, $Y_{A,2}$ y la pendiente de operación promedio, se calcula $X_{A,1}$. Utilizando la ecuación (2.17).

$$\left(\frac{Ls}{Gs}\right)_{op} = \frac{0.2091 - 0.0418}{X_{A,1} - 0} = 3.2243$$

$$X_{A,1} = 0.0519 \frac{mol A}{mol Ls}$$

Se muestra la línea de operación propuesta en la Figura 3.11.

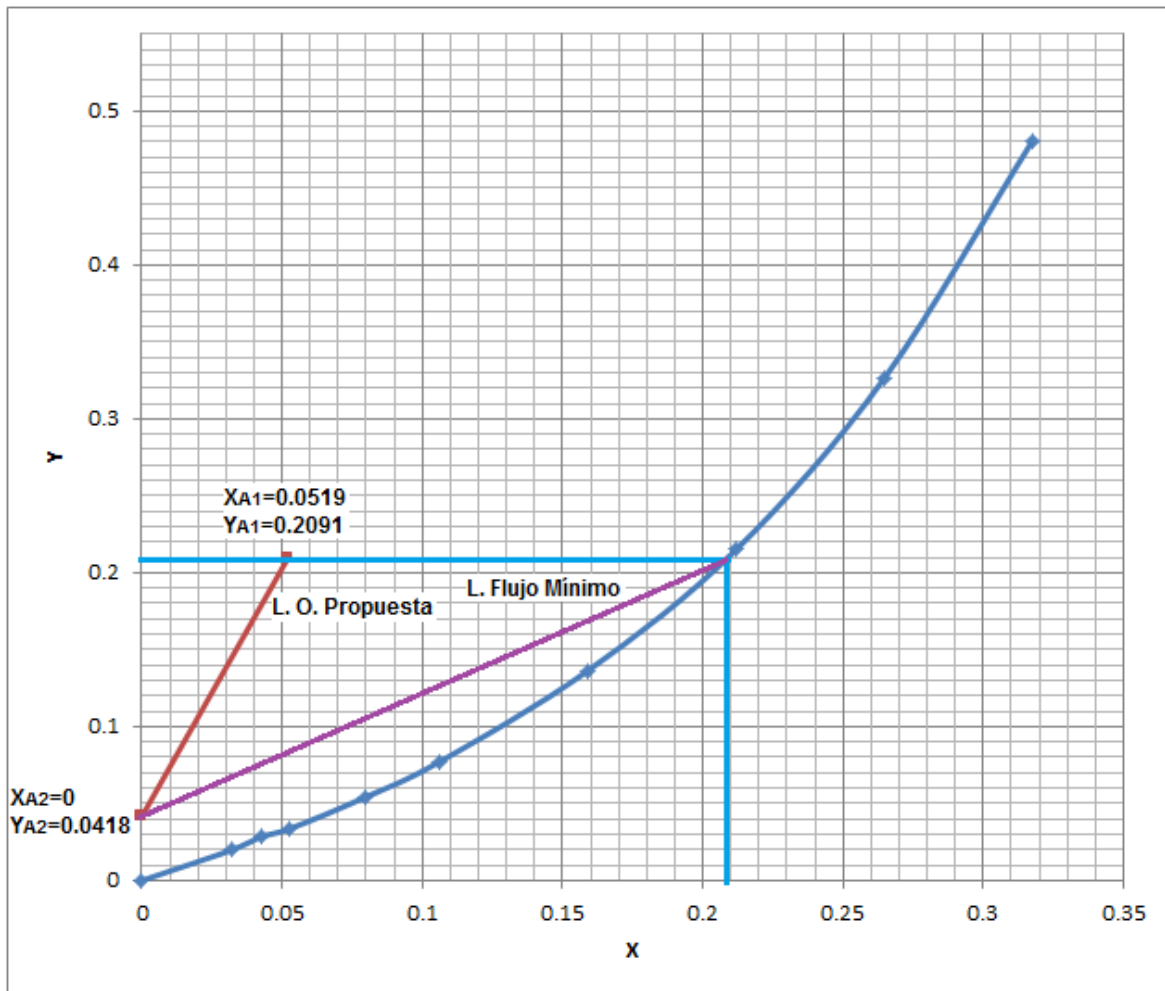


Figura 3.11. Gráfica X vs Y, línea de operación propuesta, línea de flujo mínimo y curva de equilibrio.

La línea de operación propuesta, se encuentra entre el 10% y 15% de alimentación de amoniaco, y se puede llevar a cabo la absorción de estas concentraciones a 5°C de temperatura y 585 mmHg de presión.

3.4. Cálculos para la carga específica

Se explican dos ejemplos del procedimiento de cálculo con diferentes empaques y al final se presenta una tabla con los resultados obtenidos. En cada ejemplo primero se presenta la forma tradicional de realizar el cálculo para conocer los flujos y posteriormente se hace uso de la constante de la carga específica.

Ejemplo 1

Consideraciones:

- Sistema: Aire-NH₃-Agua.
- Se requiere recuperar el 80% de NH₃ de una corriente de aire al 2% en peso de amoníaco ($\bar{y}_{A,1} = 0.02 \frac{lb A}{lb G_1}$) y utilizando agua libre de NH₃ ($x_{A,2}=0$).
- Presión atmosférica de 585 mmHg (Ciudad de México).
- Empaque colocado al azar.
- Flujo a contracorriente.

Primero, construir el diagrama de equilibrio (Aire-NH₃-Agua) a 585 mmHg de presión y 25°C de temperatura, tener en cuenta las consideraciones y calcular la relación de la fase gaseosa a la salida de la columna:

$$Y_{A,1} = 0.0346 \frac{lbmol A}{lbmol Gs}$$

La relación molar de amoníaco en fase gas a la entrada de la columna se multiplica por el 20% que no se recupera de amoníaco, para obtener la relación molar de amoníaco en el domo de la torre de absorción ($Y_{A,2}$).

$$Y_{A,2} = (0.0341)(0.2) = 0.0069 \frac{lbmol A}{lbmol Gs}$$

$$X_{A,2} = 0 \frac{lbmol A}{lbmol Ls}$$

donde A es el amoníaco; Gs es el aire; Ls es el agua.

Con ayuda del diagrama de equilibrio (véase Figura 3.12) obtener $X_{Amáx}$, trazando la línea de flujo mínimo. En la ecuación (2.18) sustituir el valor de $X_{Amáx}$ y las concentraciones correspondientes para obtener el valor de la pendiente mínima.

$$m_{min} = \left(\frac{0.0346 - 0.0069}{0.0258 - 0} \right) = 1.07$$

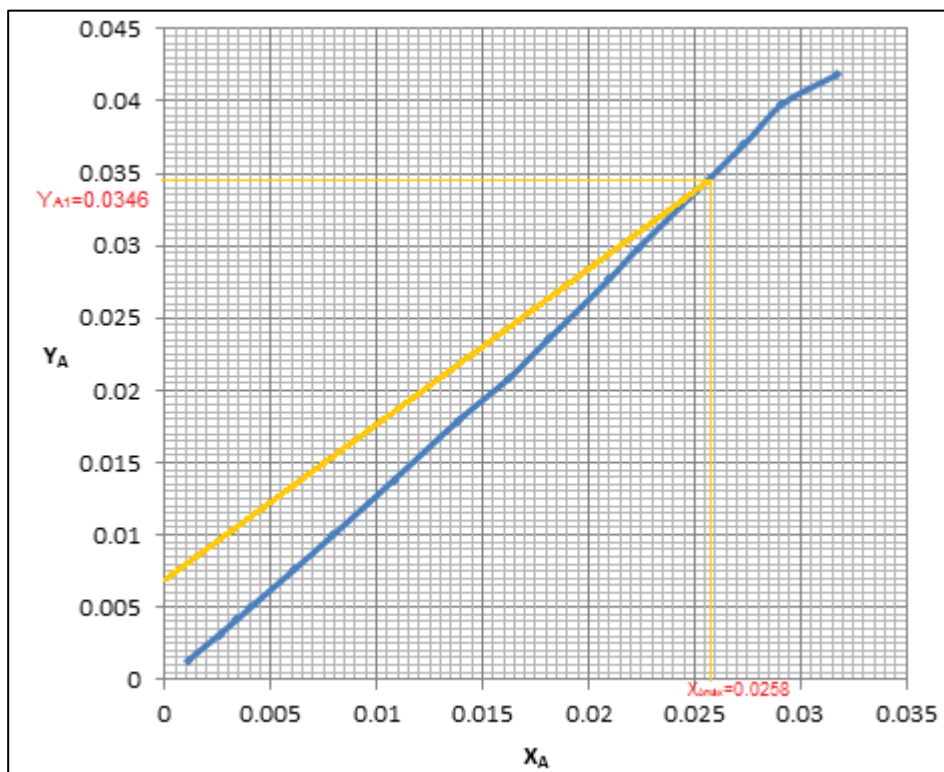


Figura 3.12. Curva de equilibrio y flujo mínimo del sistema Aire-NH₃-H₂O @ 25°C y 585 mmHg.

Para posteriormente determinar la pendiente de operación, empleando el doble de agua del mínimo necesario, con la ecuación (3.5).

$$m_{op} = 1.07 * (1 + 1) = 2.1 \text{ (Relación mol)}$$

$$m_{op} = 2.1 \text{ (Relación mol)} \left(\frac{18.01 \frac{\text{lb Ls}}{\text{lbmol Ls}}}{28.92 \frac{\text{lb Gs}}{\text{lbmol Gs}}} \right) \rightarrow 1.3 \text{ (Relación peso)}$$

A continuación se va a determinar la cantidad de aire que se alimenta a la columna y para esto se hace uso de la gráfica de Eckert.

- Sustituir valores en la ecuación del eje de las abscisas $\frac{L'}{G'} \left(\frac{\rho_G}{\rho_L - \rho_G} \right)^{1/2}$,

donde la densidad del agua y aire utilizadas son las siguientes:

$$\rho_G = 0.056 \frac{lb}{pie^3}$$

$$\rho_L = 62.4 \frac{lb}{pie^3}$$

Se obtiene,

$$1.3 \left(\frac{0.056 \frac{lb}{pie^3}}{62.4 \frac{lb}{pie^3} - 0.056 \frac{lb}{pie^3}} \right)^{1/2} = 0.0389$$

$$\frac{Ls'}{Gs'} \left(\frac{\rho_G}{\rho_L - \rho_G} \right)^{1/2} = 0.0389$$

- Según el empaque a utilizar, en este caso, Silletas Berl 13(1/2)" de cerámica se calcula el valor de la caída de presión de la zona empacada. La caída de presión del empaque es de 0.1 pulgada de H₂O/pie (Valor experimental, obtenido durante la operación de la torre empacada) y la columna cuenta con 6 pies de zona empacada, por lo tanto, la caída de presión total en la torre es de 0.6 pulgadas de H₂O lo que es igual a 150 Pa. Estos datos se encuentran en la tabla 3.4 y cada una de las caídas de presión ahí presentadas utiliza el mismo procedimiento para cada empaque.
- Por último, se ingresa a la gráfica de Eckert (véase Figura 3.13) con el valor de la abscisa y la caída de presión para obtener la ordenada. El resultado obtenido fue el siguiente:

$$\frac{Gs'^2 C_f \mu_L^{0.1} J}{\rho_G (\rho_L - \rho_G) g_c} = 0.035$$

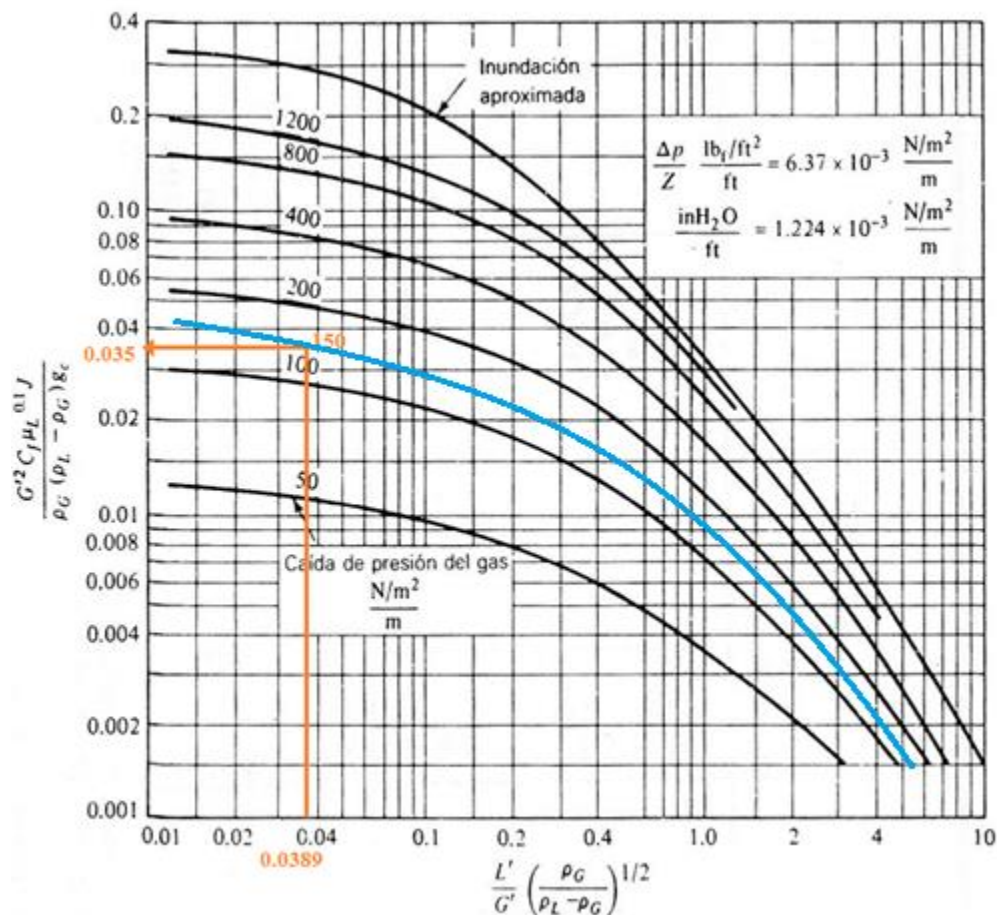


Figura 3.13. Ejemplo de uso de gráfica de Eckert para empaque Siletas Berl 13(1/2) de cerámica.

De la ecuación anterior se despeja la velocidad másica del aire, obteniendo como resultado:

$$\bar{G}'_s = 376.42 \frac{\text{lb}}{\text{h pie}^2}$$

Se sabe que el diámetro de la columna es de 15 cm, por lo tanto, se calcula el área de flujo (0.19 pie²) y después el gasto másico del aire con la ecuación (3.6), quedando:

$$\bar{G}_s = \left(376.42 \frac{\text{lb}}{\text{h pie}^2} \right) (0.19 \text{ pie}^2) = 71.51 \frac{\text{lb}}{\text{h}}$$

Con las conversiones correspondientes se obtiene el gasto molar del aire:

$$G_s = 1.11 \frac{\text{Kgmol}}{\text{h}}$$

Con el gasto molar del aire y la pendiente de operación en relación mol, se obtiene el gasto molar de agua a alimentar.

$$L_s = m_{op} * G_s = 2.1 * 1.11 \frac{Kgmol}{h} = 2.35 \frac{Kgmol}{h}$$

La cantidad de amoniaco a la entrada de la torre, se calcula como sigue:

$$G_{A1} = Y_{A1} * G_s = 0.0378 \frac{Kgmol}{h}$$

Utilizando la constante de la carga especifica:

Retomando el ejemplo pero ahora con el uso de la constante de la carga específica y utilizando la ecuación (2.19) se tiene:

$$cte. de la carga específica * C_f = 1.58 \times 10^{-4} * 240 = 0.0379$$

El factor de empaque de 240 corresponde a Silletas Berl de 13(1/2)". (Véase Anexo B).

El resultado obtenido es igual a la ecuación del eje de la ordenada de la gráfica de Eckert, es decir:

$$\frac{G_s'^2 C_f \mu_L^{0.1} J}{\rho_G (\rho_L - \rho_G) g_c} = 0.0379$$

Se calcula el % de error para conocer la diferencia que existe entre el valor obtenido por el diseño para el experimento y el valor obtenido con la constante de la carga específica.

$$\% Error = \frac{Ordenada_{carga\ específica} - Ordenada_{diseño\ experimento}}{Ordenada_{carga\ específica}} * 100 \quad (3.7)$$

$$\% Error = \frac{0.0379 - 0.035}{0.0379} * 100 = 7.6\%$$

Ejemplo 2

Se tiene la misma información que en el Ejemplo 1, sólo se cambiará el tipo de empaque.

Consideraciones:

- Sistema: Aire-NH₃-Agua.
- Se requiere recuperar el 80% de NH₃ de una corriente de aire al 2% en peso de amoníaco ($\bar{y}_{A,1} = 0.02 \frac{lb A}{lb G_1}$) y utilizando agua libre de NH₃ ($x_{A,2}=0$).
- Presión atmosférica de 585 mmHg (Ciudad de México).
- Empaque colocado al azar.
- Flujo a contracorriente.

$$Y_{A,1} = 0.0346 \frac{lbmol A}{lbmol Gs}$$

$$Y_{A,2} = 0.0069 \frac{lbmol A}{lbmol Gs}$$

$$X_{A,2} = 0 \frac{lbmol A}{lbmol Ls}$$

Del diagrama de equilibrio (véase Figura 3.12) se obtiene $X_{Amáx}$, y con la ecuación (2.18) se obtiene el valor de la pendiente mínima.

$$m_{min} = 1.07$$

Haciendo uso de la ecuación (3.5), la pendiente de operación es:

$$m_{op} = 1.07 * (1 + 1) = 2.1 \text{ (Relación mol)}$$

$$m_{op} = 2.1 \text{ (Relación mol)} \left(\frac{18.01 \frac{lb Ls}{lbmol Ls}}{28.92 \frac{lb Gs}{lbmol Gs}} \right) \rightarrow 1.3 \text{ (Relación peso)}$$

A continuación se va a determinar la cantidad de aire que se alimenta a la columna y para esto se hace uso de la gráfica de Eckert.

- Sustituir valores en la ecuación del eje de las abscisas $\frac{L'}{G'} \left(\frac{\rho_G}{\rho_L - \rho_G} \right)^{1/2}$,

donde la densidad del agua y aire utilizadas son las siguientes:

$$\rho_G = 0.056 \frac{lb}{pie^3}$$

$$\rho_L = 62.4 \frac{lb}{pie^3}$$

Se obtiene,

$$1.3 \left(\frac{0.056 \frac{lb}{pie^3}}{62.4 \frac{lb}{pie^3} - 0.056 \frac{lb}{pie^3}} \right)^{1/2} = 0.0389$$

$$\frac{Ls'}{Gs'} \left(\frac{\rho_G}{\rho_L - \rho_G} \right)^{1/2} = 0.0389$$

- Según el empaque a utilizar, en este caso, Anillos Pall 25(1)" de plástico se calcula el valor de la caída de presión de la zona empacada. La caída de presión del empaque es de 0.0302 pulgadas de H₂O/pie (Valor experimental, obtenido durante la operación de la torre empacada) y la columna cuenta con 6 pies de zona empacada, por lo tanto, la caída de presión total en la torre es de 0.1812 pulgadas de H₂O lo que es igual a 45.13 Pa. Estos datos se encuentran en la tabla 3.4 y cada una de las caídas de presión ahí presentadas utiliza el mismo procedimiento para cada empaque.
- Por último, se ingresa a la gráfica de Eckert (véase Figura 3.14) con el valor de la abscisa y la caída de presión para obtener la ordenada. El resultado obtenido fue el siguiente:

$$\frac{Gs'^2 C_f \mu_L^{0.1} J}{\rho_G (\rho_L - \rho_G) g_c} = 0.009$$

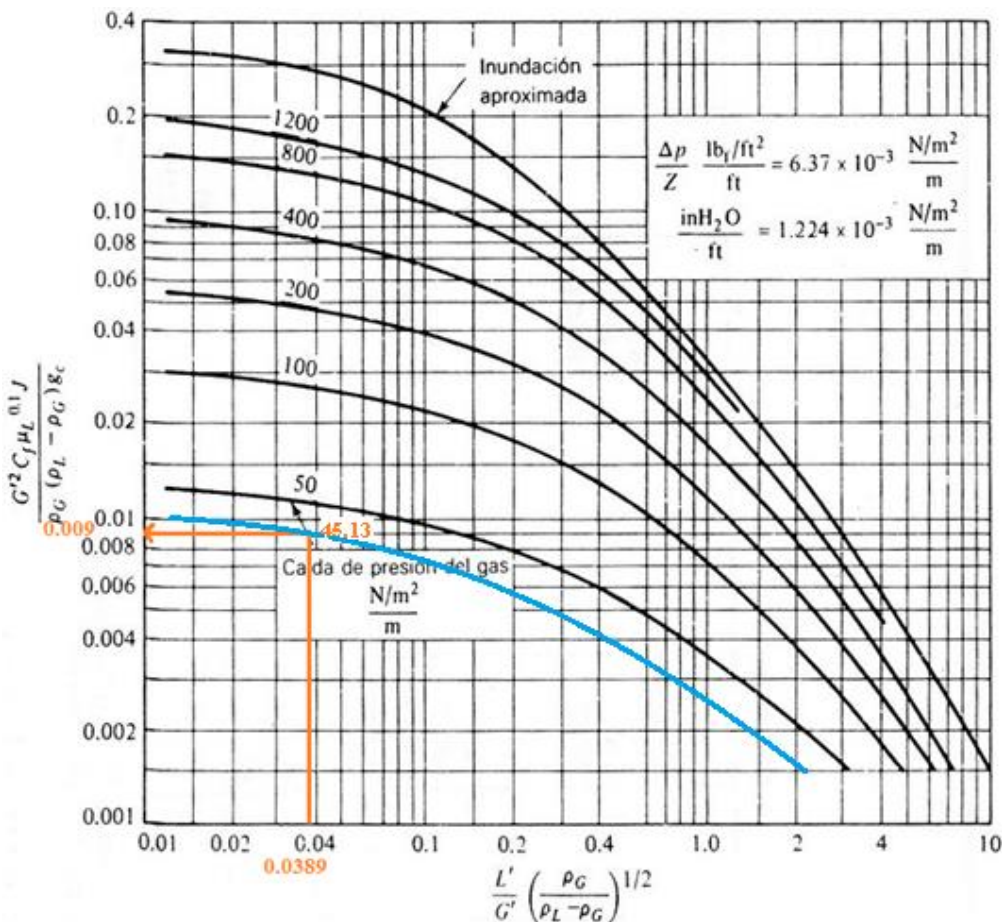


Figura 3.14. Ejemplo de uso de gráfica de Eckert para empaque Anillos Pall 25(1) de plástico.

De la ecuación anterior se despeja la velocidad másica del aire, obteniendo como resultado:

$$\bar{G}'_s = 410.076 \frac{\text{lb}}{\text{h pie}^2}$$

Se sabe que el diámetro de la columna es de 15 cm, por lo tanto, se calcula el área de flujo (0.19 pie²) y después el gasto másico del aire con la ecuación (3.6),

$$\bar{G}_s = \left(410.076 \frac{\text{lb}}{\text{h pie}^2} \right) (0.19 \text{ pie}^2) = 77.914 \frac{\text{lb}}{\text{h}}$$

Con las conversiones correspondientes se obtiene el gasto molar del aire:

$$G_s = 1.22 \frac{\text{Kgmol}}{\text{h}}$$

Con el gasto molar del aire y la pendiente de operación en relación mol, se obtiene el gasto molar de agua a alimentar.

$$L_S = m_{op} * G_S = 2.1 * 1.22 \frac{Kgmol}{h} = 2.562 \frac{Kgmol}{h}$$

La cantidad de amoniaco a la entrada de la torre, se calcula como sigue:

$$G_{A1} = Y_{A1} * G_S = 0.0415 \frac{Kgmol}{h}$$

Utilizando la constante de la carga especifica:

Ahora se hace uso de la constante de la carga específica, se utiliza la ecuación (2.19),

$$cte. de la carga específica * Cf = 1.58 \times 10^{-4} * 52 = 0.0082$$

El factor de empaque de 52 corresponde a Anillos Pall 25(1)" de plástico (Véase Anexo B).

El resultado obtenido es igual a la ecuación del eje de la ordenada de la gráfica de Eckert, es decir:

$$\frac{G_S'^2 C_f \mu_L^{0.1} J}{\rho_G (\rho_L - \rho_G) g_c} = 0.0082$$

Se calcula el % de error con la ecuación (3.7),

$$\% Error = \frac{0.0082 - 0.009}{0.0082} * 100 = 9.75\%$$

La diferencia que existe entre ambos valores es mínima tanto para el ejemplo 1 como para el 2, lo que nos demuestra el funcionamiento y efectividad de la constante de la carga específica; en la Tabla 3.4 se observan los resultados experimentales obtenidos para los diferentes empaques.

Tabla 3.4. Resultados obtenidos experimentalmente para cada empaque.

Empaque		Anillos Raschig 19(3/4)" cerámica	Silletas Berl 13(1/2)" cerámica	Silletas Berl 19(3/4)" cerámica	Silletas Intalox 19(3/4)" cerámica	Anillos Pall 25(1)" plástico
*Cf		255	240	170	145	52
Ordenada	Carga específica	0.0397	0.0379	0.02686	0.023	0.0082
	Diseño experimental	0.0377	0.0350	0.027	0.022	0.009
% Error		5.0	7.6	0.52	4.3	9.75
ΔP (Pulgada H₂O/pie)		0.107	0.10	0.067	0.0538	0.0302
ΔP total de la columna (Pulgada H₂O)		0.642	0.60	0.402	0.323	0.1812
ΔP total de la columna		160 Pa 1.61 cmH ₂ O	150 Pa 1.52 cmH ₂ O	100 Pa 1.02 cmH ₂ O	80 Pa 0.82 cmH ₂ O	45 a 50 Pa 0.458 a 0.51 cmH ₂ O

NOTA: Tomado de Ortega, 2012:155.

*** Véase Anexo B**

3.5. Validación de la consideración de temperatura baja y constante

Un punto a tocar, es el determinar si nuestro sistema está sujeto a cambios de temperatura durante el transcurso de la operación, así como si existe algún otro fenómeno de transferencia que intervenga y afecte los resultados obtenidos en este caso de estudio. Para ello, se llevó a cabo una experimentación con la finalidad de conocer la temperatura en la base y domo de la columna, partiendo de la hipótesis de que al no haber cambios de temperatura entre la base y el domo no existe transferencia de calor, así como humidificación del aire favorecida por la presencia de flujo de agua a contracorriente, se realizó con el procedimiento de operación antes descrito (Véase pág. 54), pero con algunas consideraciones, como la necesidad de operar sin la alimentación de amoníaco para evitar interferencias en la lectura, así como, trabajo a temperatura ambiente pues a estas condiciones es más fácil fomentar que el aire se humidifique a causa del flujo de agua, es decir, primero es necesario preparar el equipo realizando la purga correspondiente. Posteriormente se alimenta agua a temperatura ambiente. Se llena el tanque de alimentación a un 75% con agua, se abre la válvula de la recirculación y las instaladas en la tubería que conduce el agua a la torre, se accionó la bomba y se regula el flujo de agua por medio del rotámetro.

Finalmente se alimenta aire a la columna por medio del compresor; esperando la estabilización del sistema para poder medir con ayuda de un termómetro infrarrojo las temperaturas en el domo y base de la columna.

Los resultados obtenidos fueron, en el domo 20.9°C y en la base de la torre empacada, 20.5°C.

Se determina que los cambios de temperatura son casi nulos a través del equipo, y que la humidificación es prácticamente inexistente para este caso en particular.

CAPITULO IV

ANÁLISIS DE RESULTADOS

Se realizaron análisis, donde la finalidad fue conocer si el sistema se comporta de una forma cercana a la idealidad, y despreciar los valores que arrojan las sustancias a nivel molecular. Ya que, en un sistema real las pequeñas estimaciones no se pueden despreciar, puesto que lo determinado de manera teórica no coincide con el caso práctico de estudio. Por otra parte, en el caso que se presente algún tipo de reacción química conlleva al uso de otros estudios apoyados en hechos científicos más especializados. Se considera importante tomar en cuenta la magnitud de afectación de estas variables al proceso general, de tal forma que no se haga un estudio inválido debido a una mala consideración y generar un error significativo en los resultados

Entre otras consideraciones que se trabajaron durante este proyecto, fue el estudio del comportamiento del agua dentro del sistema, tomando en cuenta los cambios de temperatura que pudiera presentar el equipo al momento de ser utilizada el agua durante su paso por el sistema. El resultado fue que la corriente de agua no varía su temperatura de la entrada a la salida del equipo, por lo tanto, se considera que el aire no se humidifica, indicando que el proceso de absorción es el predominante durante la operación.

Debido a que se comprobó que la afectación del intercambio térmico dentro del equipo no es trascendental al momento de realizar el análisis, se considera que las leyes de Raoult y de Dalton se pueden aplicar a este proceso de manera efectiva. En este caso, se tomaron los valores teóricos correspondientes a la solución de amoníaco-agua que se presentan en la obra de Perry.

Se experimentó a diferentes concentraciones con la finalidad de obtener resultados que nos indiquen como beneficia la disminución de la temperatura en el proceso de absorción; cuando se trabaja a 25°C y 585 mmHg sólo es posible absorber hasta 2.5% en peso de amoníaco, pero si se opera la columna

empacada a condiciones de temperatura menor a los 10°C se pueden absorber mayores porcentajes de alimentación de amoniaco.

En la figura 3.8, se muestra la diferencia que existe entre la línea de operación real y la línea de operación teórica con un 2.5% en peso de amoniaco, la diferencia entre ambas es aproximadamente de un 50%, ésta diferencia se puede deber a que el flujo del agua tiende a variar durante la experimentación a causa del medidor de flujo, y la concentración se ve afectada, pero si se realiza una comparación entre el gasto másico de amoniaco a la entrada de la columna y el gasto másico de amoniaco a la salida, la recuperación de amoniaco es del 93% demostrando que el equipo es eficiente.

Al comparar en la figura 3.10, la línea de operación con 2.5% en peso de amoniaco con las otras líneas de operación pero que se trabajaron a menor temperatura y mayor concentración de amoniaco, se observa que es posible absorber estos porcentajes de amoniaco, disminuyendo la temperatura entre 4°C y 5°C, obteniendo resultados favorables. Se propone de entre las líneas de operación antes mencionadas, una línea de operación promedio para lograr un aumento en las concentraciones de la absorción y llevarla a cabo eficientemente, utilizando una temperatura baja y constante, y un porcentaje de alimentación de amoniaco de entre 10% y 15% en peso.

Para el caso de la constante de la carga específica se observa en la tabla de resultados experimentales 3.4 (Véase Pág. 82), que el porcentaje de error que existe entre el valor obtenido por el proceso de cálculo para el diseño de una columna empacada y el valor utilizando la constante de la carga específica es mínimo, en cada uno de los diferentes empaques utilizados.

4.1. Limitaciones

En este trabajo como en la mayoría de los casos, se presentan limitaciones en cuanto a su elaboración y alcance, por mencionar el hecho de que las instalaciones de trabajo no se encuentran al 100%, debido a que los equipos

cuentan con un tiempo de vida alto, lo que dificulta experimentar a condiciones de operación constantes y la posibilidad que exista algún cambio directo en los resultados, aunque para el trabajo que se presenta, estos resultados son lo suficientemente buenos para un proceso de separación a nivel industrial.

La bibliografía que describe la historia y las bases sobre la elaboración de la gráfica por parte de Eckert es muy escasa, sólo se cuenta con la gráfica como resultado de esa investigación y plasmada en algunas bibliografías sobre transferencia de materia donde se describe el comportamiento del proceso de absorción, específicamente en los apartados que describen la inundación y recargo de las columnas, por lo que es información comprobada para poder ser publicada en obras literarias consultivas y referenciales.

Al momento de experimentar, se percibía en el tanque de descarga de solución tratada un olor característico que nos indicó el desprendimiento del amoníaco de la corriente líquida que sale de la columna, debido a que se maximizó la cantidad de amoníaco absorbido por las condiciones de operación. Al saturarse la solución y existir en el ambiente un cambio de temperatura y no contar con un tanque de salida completamente aislado para evitar el intercambio térmico con los alrededores, la mezcla entre el amoníaco y el agua se rige por la química de soluciones, donde el soluto es el amoníaco inmerso en el agua que funge como solvente. La solución como completamente saturada, alcanza el punto de solubilidad máxima según el comportamiento de una solución saturada, si se modifican las condiciones en las que se tiene esa mezcla, puede sobresaturarse o diluirse. Al existir un incremento en la temperatura, la corriente líquida sale a una temperatura menor a la ambiente, eso conlleva a un intercambio de calor que genera un aumento en la temperatura de dicha corriente, lo que causa que su coeficiente de solubilidad disminuya y se sobresature la solución, provocando el desprendimiento de NH_3 del agua ya procesada.

Durante la experimentación, se observó que una parte del amoníaco que se absorbe en la corriente de agua se libera de forma gaseosa en el tanque donde se recibe el agua con el amoníaco absorbido, esto es por las condiciones de salida.

Ya que la mezcla de agua-amoniaco fría absorbe calor del ambiente, al estar en condiciones inferiores a las normales del medio, por lo tanto se sobresatura y libera el exceso de amoniaco. Además, durante la titulación se transfiere calor de la mano al matraz, provocando también una volatilidad del amoniaco.

CONCLUSIONES

Para el estudio del comportamiento de la absorción en columnas empacadas en relación a la temperatura y la carga específica se trabajó con un proceso isotérmico e isobárico, por lo que las pérdidas de calor presentadas son despreciables. De esta forma se comprueba que este sistema a temperaturas de trabajo oscilantes entre 0 y 25 °C, puede considerarse en condiciones cercanas a la idealidad, por lo que es posible despreciar las interacciones de las fuerzas intermoleculares, así como la intervención del intercambio térmico en el sistema.

Se determina que durante la operación del sistema de Aire-Amoniac-Agua en un proceso de absorción a bajas temperaturas no se presenta una inclinación a la humidificación del aire. Además, existe una reacción reversible entre el amoniac y el agua, sin embargo, no se genera hidróxido de amonio en grandes cantidades, aunándole que el producto de esta reacción es poco estable y tiende a degradarse en amoniac y agua, por lo que esta reacción no provoca una variación representativa en la experimentación.

De lo descrito en los puntos anteriores se define que, los procesos de transferencia de calor y de masa ajenos al proceso de absorción isotérmica e isobárica son desdeñables, y no alteran el estudio realizado.

Los equipos están limitados a cierta eficiencia, la cual está ligada a las propiedades del agua, las condiciones de trabajo, así como las dimensiones del equipo, lo que nos indica que cada caso de estudio requiere de diferentes equipos o de distintos análisis, por lo que es más complejo llegar a una transferencia completa debido a la búsqueda del equilibrio entre las fases líquida y gaseosa en el equipo. Es por ello que no se recomienda trabajar con una concentración mayor al 50% de amoniac, y utilizar otro método de separación, por medio de licuefacción o a través de líquidos iónicos.

Para absorber una concentración de alimentación mayor a 2.5% en peso de amónico y hasta 15% en peso, se propone una temperatura de 5°C, la cual nos

permite llevar a cabo una absorción eficiente y sin gastos de agua y aire elevados. Demostrando que al operar una columna empacada a temperaturas por debajo de los 10°C se obtienen mejores resultados que si se operará a condiciones ambientales en la Ciudad de México.

La carga específica marca una relación entre la caída de presión en la columna, así como el factor de empaque, lo cual va ligado con la relación de flujo de la columna, y la altura. En el caso de que sólo se modifique el tipo de empaque de la columna, alterando con ello el factor de empaque, se puede mantener el valor de la carga específica si se ajusta la presión ya sea por medio de la altura o por el cambio de los flujos de trabajo.

La constante de la carga específica, cuyo valor es 1.58×10^{-4} , facilita el diseño de una columna empacada de absorción, pudiendo aplicarse a diferentes empaques, así como a distintas dimensiones de columna. Esto tiene bastantes beneficios, entre los que destaca un mejor rediseño en base a un equipo o proceso existente, inclusive optimizar la absorción de un sistema dado en un equipo sin necesidad de modificarlo, simplemente con un cambio de empaque o con la manipulación de las corrientes de entrada al sistema.

Tanto el estudio del cambio de la temperatura, así como la carga específica permiten comprender y visualizar mejor el comportamiento de la absorción, los gastos a utilizar durante la operación, así como las dimensiones del equipo, independientemente del empaque a utilizar o los componentes que estén involucrados en el proceso. Los resultados se obtuvieron de experimentar en planta piloto, por lo que pueden ser trasladados a la industria y realizar pruebas en equipos de proceso de mayores dimensiones.

BIBLIOGRAFÍA

- AYRES, Gilbert H.; (1970) **Análisis químico cuantitativo**; Segunda Edición, Ed. Del Castillo, España.
- ÇENGEL, Yunus A.; (2007) **Transferencia de Calor y Masa**; Tercera Edición, Ed. Mc Graw Hill, Estados Unidos.
- CORREA Noguez, Austreberto G.; (2004) **Procesos de Separación y Operaciones Unitarias, Tomo I**, Primera Edición; Ed. Instituto Politécnico Nacional, México.
- GARCIA Barajas, Rubén J.; (2006) **Principios y cálculos sobre absorción y desorción por contacto continuo**, México, D.F.
- HENLEY, E.J. et. al.; (2003) **Operaciones de separación por etapas de equilibrio en ingeniería química**, Ed. Reverté Ediciones, S.A. de C.V.; México.
- HINES, Anthony L., et al.; (1985) **Mass transfer, Fundamentals and Applications**; Ed. Prentice Hall, Estados Unidos.
- HOUSE, James E.; (2013) **Inorganic Chemistry**; Segunda Edición, Ed. Elsevier, Estados Unidos.
- HUTCHINSON, Eric; (1968) **Química, los elementos y sus reacciones**; Segunda Edición, Ed. Reverté, España.
- KING, C. Judson; (2003) **Procesos de Separación**, Ed. Reverté, S.A.; España.
- KIRK, Raymond E. et. al.; (1961), **Enciclopedia de Tecnología Química**, Primera Edición en español, Ed. Hispano-Americana; México.
- MAHAN, Bruce M., MYERS, Rollie J.; (1990) **Química: Curso Universitario**; Cuarta Edición, Ed. Addison-Wesley Iberoamericana, España.
- MARTÍNEZ, De la Cuesta Pedro J.; et al. ;(2004) **Operaciones de Separación en Ingeniería Química, Métodos de Cálculo**, Ed. Pearson Prentice Hall, España.
- ORTEGA Muñoz, Enrique; et al.; (2012) **Determinación de la carga específica en una columna empacada para el proceso de absorción**, en Memoria del IX Simposio Internacional de Ingeniería Química de la ESQIE.
- PARTINGTON, J.R. ; (1959) **Tratado de química inorgánica**, Sexta Edición, Ed. Porrúa, México.

PERRY, R.H.; GREEN, D.W. y MALONEY, J.O. (1997) **Manual del ingeniero químico**, Sexta Edición (tercera en español), Ed. McGraw-Hill, Estados Unidos.

SCATCHARD, George; **Refrigerating Engineering, Thermodynamic Properties Saturated Liquid and Vapor of Ammonia-water Mixtures**, Journal of the Amsterdam School of Real Estate, Vol. 53, No. 5, 1947.

TREYBAL, Robert E.; (1988) **Operaciones de Transferencia de Masa**, Segunda Edición; Ed. McGraw-Hill, Estados Unidos.

WANKAT, Philip C.; (2008) **Ingeniería de Procesos de Separación**, Segunda Edición, Ed. Prentice Hall, México.

DOCUMENTOS EN LÍNEA

BAZZAZ F. A.; (1990) **The response of Nature Ecosystems to the Rising Global CO₂ Levels**, *Annual Review of Ecology and Systematics*, Vol. 21. Recuperada de http://harvardforest.fas.harvard.edu/sites/harvardforest.fas.harvard.edu/files/publications/pdfs/Bazzaz_AnnReviewEcologySystematics_1990.pdf, el 26 de Marzo del 2014.

COSTA J. M., (2005) **Diccionario de química física**, Primera edición, Ed. Díaz de Santos, España. Recuperada de http://books.google.es/books?id=9_7xnVy4GzsC&printsec=frontcover&hl=es#v=onepage&q&f=false, el 15 de Mayo del 2013.

ESTRADA Alarcón, Jacqueline Nayelli; (2004) **Estudio general sobre la formación de espuma y tensión interfacial para el proceso de endulzamiento de gas natural**, Tesis de licenciatura, Universidad de las Américas Puebla, Escuela de Ingeniería. Puebla, México. Recuperado de http://catarina.udlap.mx/u_dl_a/tales/documentos/leip/estrada_a_in/capitulo_4.pdf, el 15 de Febrero del 2014.

GAINZA Delgado, Yarilys et. al.; (2012) **Diseño y evaluación hidrodinámica de una minicolumna empacada**, *Revista Tecnología Química*, Vol. 32, No. 3. Recuperada de <https://ojs.uo.edu.cu/index.php/tq/article/view/3324/2980>, el 15 de Mayo del 2013.

GAINZA Delgado, Yarilys et. al.; (2012), **Evaluación de la eliminación de CO₂ y H₂S por endulzamiento de biogás usando soluciones acuosas de alcanoláminas**, XIX Simposio Peruano de Energía Solar y del Ambiente (XIX-SPES). Recuperado de <http://www.perusolar.org/wp-content/uploads/2013/01/7.pdf>, el 31 de Marzo del 2014.

- GARFIAS V., Francisco J. et. al.; (1992) **Diseño de columnas de absorción adiabática**, Revista Tecnología, Ciencia y Educación del Instituto Mexicano de Ingenieros Químicos, Vol. 8, No. 2., Recuperada de <http://www.imiq.org/documentos/5102007172754.pdf>, el 14 de Mayo del 2013.
- GOMIS Antonio M.; (1998) **Introducción a las operaciones de separación Cálculo por etapas de equilibrio**, Publicaciones de la Universidad de Alicante, Textos docentes. Recuperada de <http://publicaciones.ua.es/filespubli/pdf/LD84790876683600668.pdf> , el 15 de Mayo del 2013.
- MISARI Cuestas, Marlon; et. al.; (2011) **Evaluación del efecto del tipo de relleno (anillo Raschig y montura berl de cerámico) sobre el factor de reacción en la absorción química del dióxido de carbono puro con hidróxido de sodio en la columna de absorción del LOPU-FIQ-UNCP**, Tesis de Licenciatura, Universidad Nacional Del Centro Del Perú, Facultad de Ingeniería Química. Huancayo, Perú. Recuperado de <http://cip.org.pe/imagenes/temp/tesis/42960616.pdf>, el 26 de Marzo del 2014.
- ORTEGA Muñoz, Enrique; et. al.; (2012) **Optimización de la absorción del amoniaco**, en Memoria del Congreso Internacional de Investigación de Academia Journals, Recuperada de <http://celaya.academiajournals.com/downloads/Tomo%2016.pdf>, el 20 de marzo de 2013.
- ROMERO Romo, Gerardo Martín; (2005) **Análisis termodinámico de ciclos de refrigeración por absorción (Amoniaco-Agua)**, Tesis de maestría Registro: 011024, Escuela Superior de Ingeniería Mecánica y Eléctrica Unidad Zacatenco, Instituto Politécnico Nacional, México, D.F. Recuperado de http://itzamna.bnct.ipn.mx:8080/dspace/bitstream/123456789/2529/1/536_2_006_ESIME-ZAC_MAESTRIA_romero_romo_gerardomartin.pdf, el 23 marzo de 2013.
- SALAZAR Peralta, Araceli; (2012) **Estudio y selección de material empaque estructurado: metálico, polimérico o cerámico, para operar eficientemente una columna de absorción de gases contaminantes provenientes de hornos tabiqueros**, Tesis de doctorado, Universidad Autónoma del Estado de México, Facultad de Química. Toluca, México. Recuperado de http://www.iaea.org/inis/collection/NCLCollectionStore/_Public/44/098/44098616.pdf, el 28 de Marzo del 2014.
- SANTA-CRUZ Wilberth G. et. al.; (2006) **Optimización de una torre de absorción en una planta de endulzamiento de gas natural**, Revista

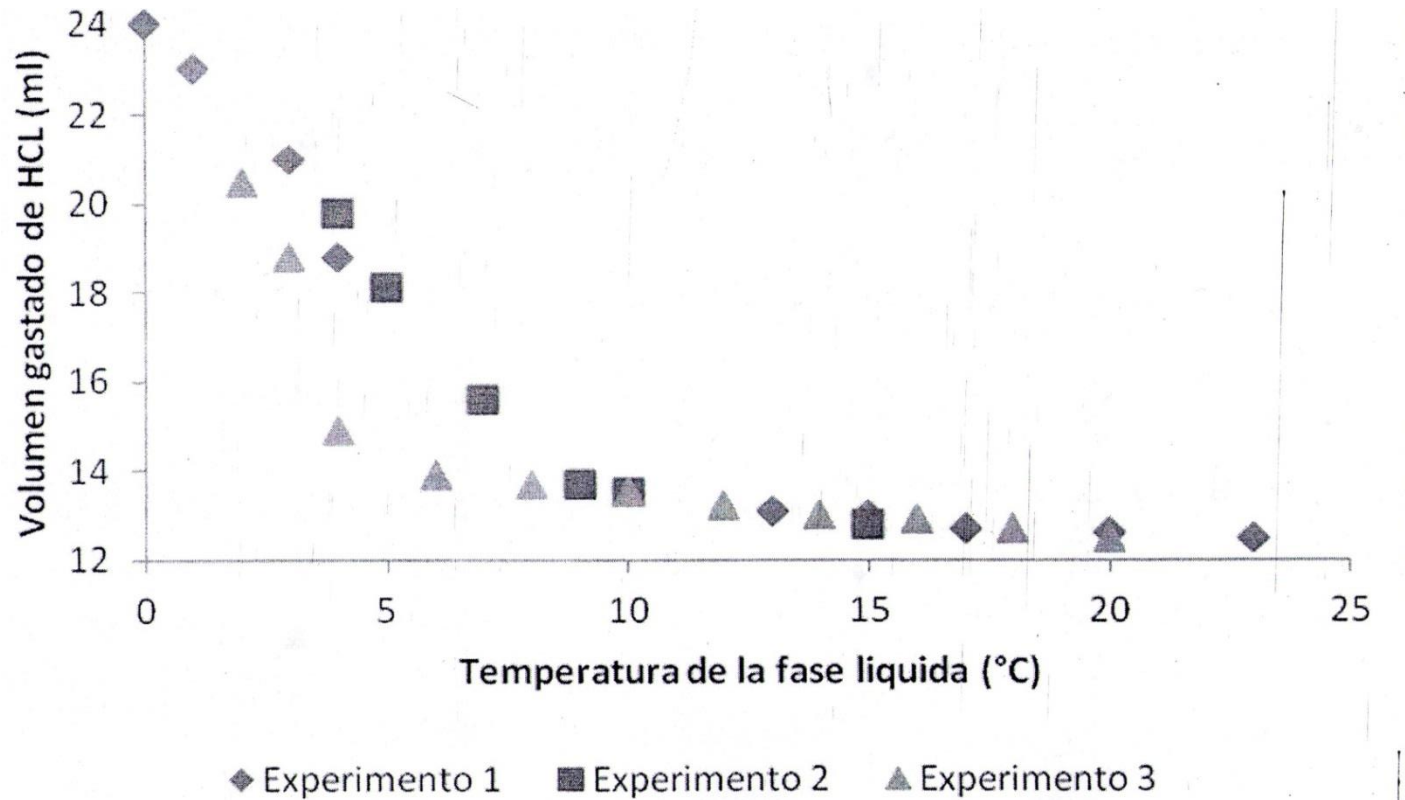
Tecnología, Ciencia y Educación del Instituto Mexicano de Ingenieros Químicos, Vol. 21, No. 1., Recuperada de <http://www.imiq.org/wp-content/uploads/2012/02/21104.pdf>, el 3 de Marzo del 2014.

VEGA Zamora, José; (2010) **Estudio del comportamiento interfacial de sistemas acuosos de alcanolaminas y sustancias térmicamente estables**, Tesis de Licenciatura, Universidad de las Américas Puebla, Escuela de Ingeniería. Puebla, México. Recuperado de http://catarina.udlap.mx/u_dl_a/tales/documentos/lpro/vega_z_j/capitulo3.pdf, el 15 de Febrero del 2014.

ANEXOS

Anexo A

Volumen gastado en titulación a diferentes temperaturas



Fuente: Ortega Muñoz, Enrique; *Optimización de la absorción del amoníaco*, en Memoria del Congreso Internacional de Investigación de Academia Journals, 2012.

Anexo B
Características de empaque Anillos de Raschig

Empaque	Tamaño nominal, mm (in)									
	6 ($\frac{1}{4}$)	9.5 ($\frac{3}{8}$)	13 ($\frac{1}{2}$)	16 ($\frac{5}{8}$)	19 ($\frac{3}{4}$)	25(1)	32 ($1\frac{1}{4}$)	38 ($1\frac{1}{2}$)	50(2)	76(3)
	Anillos de Raschig									
Cerámica										
Espesor de pared, mm	0.8	1.6	2.4	2.4	2.4	3	4.8	4.8	6	9.5
C_f	1600	1000	580	380	255	155	125	95	65	37
C_D			909	749	457	301		181.8	135.6	
ϵ	0.73	0.68	0.63	0.68	0.73	0.73	0.74	0.71	0.74	0.78
$\alpha_p, m^2/m^3 (ft^2/ft^3)$	787(240)	508(155)	364(111)	328(100)	262(80)	190(58)	148(45)	125(38)	92(28)	62(19)
Metal										
0.8 mm pared										
C_f	700	390	300	170	155	115				
ϵ	0.69		0.84		0.88	0.92				
$\alpha_p, m^2/m^3 (ft^2/ft^3)$	774(236)		420(128)		274(83.5)	206(62.7)				
1.6 mm pared										
C_f			410	290	220	137	110	83	57	32
C_D			688	431	485	304		172.9	133.5	
ϵ			0.73		0.78	0.85	0.87	0.90	0.92	0.95
$\alpha_p, m^2/m^3 (ft^2/ft^3)$			387(118)		236(71.8)	186(56.7)	162(49.3)	135(41.2)	103(31.4)	68(20.6)

Fuente: Treybal, Robert E.; *Operaciones de Transferencia de Masa*, Segunda Edición; Ed. McGraw-Hill, Estados Unidos, 1988; p. 220.

Características de empaque Anillos de Pall

Empaque	Tamaño nominal, mm (in)									
	$9.5 \left(\frac{3}{8}\right)$	$13 \left(\frac{1}{2}\right)$	$16 \left(\frac{5}{8}\right)$	$19 \left(\frac{3}{4}\right)$	25(1)	$32 \left(1\frac{1}{4}\right)$	$38 \left(1\frac{1}{2}\right)$	50(2)	76(3)	$89 \left(3\frac{1}{2}\right)$
	Anillos de Pall									
Plástico										
C _f			97		52		40	25		16
C _D			207		105.2		61.8	47.5		23.9
ε			0.87		0.90		0.91	0.92		0.92
α _p , m ² /m ³ (ft ² /ft ³)			341(104)		206(63)		128(39)	102(31)		85(26)
Metal										
C _f			70		48		28	20		16
C _D			133.4		95.5		56.6	36.5		
ε			0.93		0.94		0.95	0.96		
α _p , m ² /m ³ (ft ² /ft ³)			341(104)		206(63)		128(39)	102(31)		
Flexirings										
C _f			78		45		28	22		18
ε			0.92		0.94		0.96	0.96		0.97
α _p , m ² /m ³ (ft ² /ft ³)			345(105)		213(65)		131(40)	115(35)		92(28)
Hy-pak:I										
C _f					45			18	15	
C _D					88.1			28.7	26.6	
ε					0.96			0.97	0.97	

Fuente: Treybal, Robert E.; *Operaciones de Transferencia de Masa*, Segunda Edición; Ed. McGraw-Hill, Estados Unidos, 1988; p. 221.

Características de empaque Sillas de montar de Berl y Sillas de Intalox

Empaque	Tamaño nominal, mm (in)									
	$6\left(\frac{1}{4}\right)$	$9.5\left(\frac{3}{8}\right)$	$13\left(\frac{1}{2}\right)$	$16\left(\frac{5}{8}\right)$	$19\left(\frac{3}{4}\right)$	25(1)	$32\left(1\frac{1}{4}\right)$	$38\left(1\frac{1}{2}\right)$	50(2)	76(3)
Sillas de montar de Berl										
Cerámica										
C _f	900		240		170	110		65	45	
C _D			508		295	184				
ε	0.60		0.63		0.66	0.69		0.75	0.72	
α _p , m ² /m ³ (ft ² /ft ³)	899(274)		466(142)		269(82)	249(76)		144(44)	105(32)	
Sillas Intalox										
Cerámica										
C _f	725	330	200		145	98		52	40	22
C _D			399		256	241.5		96.2	71.3	40.6
ε	0.75		0.78		0.77	0.775		0.81	0.79	
α _p , m ² /m ³ (ft ² /ft ³)	984(300)		623(190)		335(102)	256(78)		195(59.5)	118(36)	
Plástico										
C _f						33			21	16
C _D						96.7			56.5	30.1
ε						0.91			0.93	0.94
α _p , m ² /m ³ (ft ² /ft ³)						207(63)			108(33)	89(27)

Fuente: Treybal, Robert E.; *Operaciones de Transferencia de Masa*, Segunda Edición; Ed. McGraw-Hill, Estados Unidos, 1988; p. 222.