



**UNIVERSIDAD NACIONAL AUTÓNOMA DE MÉXICO**  
**FACULTAD DE QUÍMICA**

**EVALUACION EXPERIMENTAL DE LA ABSORCIÓN EN AGUA DE  
MAR DE CO<sub>2</sub> y NO<sub>x</sub> CONTENIDOS EN LOS GASES DE COMBUSTIÓN  
DE UN MOTOR DIESEL**

**TESIS**

**QUE PARA OBTENER EL TÍTULO DE  
INGENIERO QUÍMICO**

**PRESENTA:**

**GUILLERMO ISAAC CASTRO FADUL**

**DIRECTOR DE TESIS**

**ARMANDO GONZALEZ SANCHEZ**



**CIUDAD UNIVERSITARIA, C.D. DE MÉXICO**

**AÑO 2016**



Universidad Nacional  
Autónoma de México

Dirección General de Bibliotecas de la UNAM

**Biblioteca Central**



**UNAM – Dirección General de Bibliotecas**  
**Tesis Digitales**  
**Restricciones de uso**

**DERECHOS RESERVADOS ©**  
**PROHIBIDA SU REPRODUCCIÓN TOTAL O PARCIAL**

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

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

JURADO ASIGNADO:

PRESIDENTE: DR. FRANCISCO JAVIER GARFIAS VASQUEZ

VOCAL: M.I. MARIA RAFAELA GUTIERREZ LARA

SECRETERIO: DR. ARMANDO GONZALEZ SANCHEZ

1ER. SUPLENTE: M.I. CARLOS ALVAREZ MACIEL

2DO. SUPLENTE: DR. ALBERTO ROSAS ABURTO

SITIO DONDE SE DESARROLLO EL TEMA:

INSTITUTO DE INGENIERIA DE LA UNAM

TUTOR:

---

DR. ARMANDO GONZALEZ SANCHEZ

SUSTENTANTE:

---

GUILLERMO ISAAC CASTRO FADUL

Este trabajo fue realizado en el Laboratorio de Ingeniería Ambiental que cuenta con la certificación en ISO 9001:2008 otorgada por el Instituto Mexicano de Normalización y Certificación A.C. (IMNC) con registros RSGC 960 de fecha 11 de enero del 2016, vigente al 11 de enero del 2019.

## Índice

1. INTRODUCCIÓN.....	10
1.1 Problemática ambiental de los gases de combustión .....	10
1.2 Evidencias del cambio climático.....	11
1.2.1 Temperatura .....	11
1.2.2 Humedad y precipitación .....	12
1.2.3 Deshielos.....	12
1.3 Características físicas de los óxidos de nitrógeno (NO <sub>x</sub> ) y dióxido de carbono (CO <sub>2</sub> ).....	13
1.4 Gases de combustión de vehículos marítimos a Diésel: composición y temperatura de emisión .....	14
1.5 Normas Ambientales Marítimas (MARPOL).....	14
1.6 Tecnologías para la mitigación de las emisiones de gases de efecto invernadero contenidos en los gases de combustión provenientes de embarcaciones marítimas .....	16
1.6.1 Lavador húmedo para el control de las emisiones de óxidos de azufre	16
1.6.2 Lazo abierto .....	17
1.6.3 Lazo cerrado.....	17
1.6.4 Sistema Híbrido .....	19
1.6.5 Tecnología CSNO <sub>x</sub> .....	19
I. Sistema de admisión de agua de mar.....	20
II. Sistema de aspersion del agua.....	20
III. Sistema de la torre de agotamiento .....	22
IV. Sistema de lavado del agua .....	22
V. Sistema de control de los gases de combustión .....	22
2. MARCO TEÓRICO .....	23
2.1 Absorción .....	23
2.2 Teoría de la doble película .....	24
2.3 Equilibrio de fases (gas-líquido) .....	25
2.4 Ley de Henry.....	25
2.5 Coeficientes globales de transferencia de masa y su relación con los coeficientes de transferencia de masa individuales .....	27

2.6	Aproximación de los coeficientes de transferencia de masa individuales a los globales .....	28
2.7	Tipos de torres utilizadas en la absorción .....	29
2.7.1	Torres empacadas.....	29
2.8	Diseño de las torres de absorción .....	32
2.8.1	Calculo de la altura de la torre.....	36
2.8.2	Diseño hidráulico .....	38
2.9	Proceso de absorción del CO <sub>2</sub> y NO <sub>x</sub> en agua de mar.....	41
3.	Hipótesis .....	44
4.	Objetivos.....	44
4.1	Objetivo General .....	44
4.2	Objetivos Particulares .....	44
5.	MATERIALES Y MÉTODOS.....	45
5.1	Sistema experimental: Columna Empacada .....	45
5.2	Determinaciones instrumentales .....	48
6.	Metodología experimental.....	50
6.1	Efecto de la relación L/G .....	50
6.2	Metodología experimental de las pruebas de absorción .....	51
6.3	Evaluación de la capacidad y eficiencia de eliminación de la absorción de CO <sub>2</sub> y NO <sub>x</sub> .....	52
6.4	Evaluación experimental de los coeficientes de transferencia de masa ....	52
6.5	Evaluación de los coeficientes de transferencia de masa por la correlación de Onda .....	53
7.	Resultados y analisis .....	55
7.1	Torre de absorción reutilizada.....	55
7.2	Torre de absorción diseñada.....	64
7.3	Coefficientes de transferencia de masa experimentales.....	68
8.	Conclusiones .....	69
9.	Perspectivas .....	70
10.	Apéndice A .....	71
11.	Apéndice B.....	75
12.	Bibliografía.....	75

## Índice de figuras.

Figura 1. Registro histórico de las concentraciones de CO <sub>2</sub> y temperatura en el planeta tierra (Semarnat, 2009).....	11
Figura 2 Sistema de lazo abierto en lavadores húmedos (Hombrevella et al., 2011).....	17
Figura 3 Esquema de un sistema de lazo cerrado para lavadores húmedos (Hombrevella et al., 2011). ....	18
Figura 4 Esquema de un sistema híbrido para lavadores húmedos (Hombrevella et al., 2011). ....	19
Figura 5. Sistema CSNOx operando en un barco. ....	20
Figura 6. Etapas 1 y 2 del sistema CSNOx (Hombrevella et al., 2011). ....	22
Figura 7. A la izquierda está la capa del líquido mientras que a la derecha se observa la capa del gas (Geankoplis, 1998). ....	24
Figura 8. Curva de equilibrio (Barderas, 2010).....	26
Figura 9. Diferentes tipos de empaques (Barderas, 2010).....	30
Figura 10. Empaques estructurados (Barderas, 2010).....	31
Figura 11. Distribuidores de líquido (Barderas, 2010).....	31
Figura 12. Distribuidores de gas (Barderas, 2010).....	32
Figura 13 Diagrama general de una torre de absorción.....	33
Figura 14. Diagrama de McCabe-Thiele para el proceso de absorción (Wankat, 2008). ....	35
Figura 15. Vista de una sección transversal de la torre de absorción. ....	37
Figura 16. Efecto del flujo de gas en las caídas de presión en una torre de absorción para un diámetro cte de torre.....	39
Figura 17. Ilustración del efecto de la T, P y salinidad (S) en pK <sub>1</sub> y pK <sub>2</sub> . La línea negra continua representa el caso de referencia donde T=25°C, P=1 atm y S=35 (Richard & Dieter, 2001).....	42
Figura 18. Diagrama de flujo de proceso del primer sistema experimental. ....	46
Figura 19. Foto real del primer sistema experimental. ....	46
Figura 20 Diagrama de flujo de proceso del sistema experimental 2. ....	47
Figura 21 Foto del segundo sistema experimental.....	48
Figura 22 Sistema de control de pH. ....	48
Figura 23 Medidor de concentración de gases Testo 350 Maritime. ....	49
Figura 24 Termo-Anemómetro. ....	49
Figura 25a. Efecto de los flujos volumétricos en la absorción de CO <sub>2</sub> usando agua dulce.....	55
Figura 26a. Efecto de los flujos volumétricos sobre la absorción de NO <sub>2</sub> usando agua dulce.....	57
Figura 27a. Efecto de los flujos volumétricos sobre la absorción de NO usando agua dulce.....	58
Figura 28a. Comparación entre las eficiencias de eliminación del CO <sub>2</sub> a (L/G) cte. y utilizando agua de mar sintética y agua dulce. ....	60

Figura 29a. Comparación entre las eficiencias de eliminación del CO <sub>2</sub> a (L/G) cte. y utilizando agua de mar sintética y agua dulce. ....	62
Figura 30a. Comparación de las eficiencias obtenidas de CO <sub>2</sub> . Con un flujo volumétrico (L/G) cte. ....	64
Figura 31a. Comparación de las eficiencias obtenidas de CO <sub>2</sub> . Con un flujo volumétrico (L/G) cte. ....	66

## Índice de tablas.

Tabla 1. Valores de concentraciones para los gases de combustión de un barco a diferentes marchas del motor. ....	14
Tabla 2. Eficiencias de Remoción (Hombrevella et al., 2011). ....	23
Tabla 3. Parámetros del agua descargada (Hombrevella et al., 2011) ....	23
Tabla 4. Evaluación de los flujos para el sistema experimental 1. ....	50
Tabla 5. Efecto del pH en la absorción en agua dulce y de mar sintética. ....	50
Tabla 6. Valores del coeficiente de transferencia de masa global de CO <sub>2</sub> y NO <sub>2</sub> para las dos configuraciones de la torre obtenidos experimentalmente. ....	68
Tabla 7. Coeficientes de transferencia de masa individuales calculados por la correlación de Onda, para la columna empacada. ....	68
Tabla 8. Valores del coeficiente de transferencia de masa global teóricos de CO <sub>2</sub> y NO <sub>2</sub> para la torre empacada usando agua de mar y agua dulce. ....	69
Tabla 9. Capacidades de eliminación y eficiencias para las diferentes relaciones de flujo usadas (L/G) con agua dulce en una torre reutilizada. ....	71
Tabla 10. Capacidades de eliminación y eficiencias para las diferentes relaciones de flujo usadas (L/G) con agua de mar sintética en una torre reutilizada. ....	71
Tabla 11. Resultados obtenidos utilizando una torre reutilizada empacada con anillos Rasching y agua dulce en una. ....	71
Tabla 12. Resultados obtenidos utilizando una torre reutilizada empacada con anillos Rasching y agua de mar sintética. ....	71
Tabla 13. Resultados obtenidos utilizando spray FullJet y agua dulce en una torre reutilizada. ....	72
Tabla 14. Resultados obtenidos utilizando spray FullJet y agua de mar sintética en una torre reutilizada. ....	72
Tabla 15. Resultados obtenidos utilizando la Torre diseñada empacada con anillos Rasching y agua dulce. ....	72
Tabla 16. Resultados obtenidos utilizando la Torre diseñada empacada con anillos Rasching y agua de mar sintética. ....	73
Tabla 17. Resultados obtenidos de utilizar una torre diseñada con spray FullJet y agua dulce. ....	73
Tabla 18. Resultados obtenidos de utilizar una torre diseñada con spray FullJet y agua de mar sintética. ....	73

## Tabla de nomenclatura

$a$	Área específica $[m^2/m^3]$
$a_p$	Área efectiva $[m^2/m^3]$
$\alpha, \beta$	Factores de empaque (varían dependiendo del tipo de empaque)
$\sigma$	Tensión superficial del líquido $[Kg/s^2]$
$\mu$	Viscosidad [cp]
$\nu$	Viscosidad cinemática $[m^2/s]$
$\rho$	Densidad $[g/cm^3]$ $[Kg/m^3]$
$D$	Diámetro [m]
$D_A$	Difusividad del componente <b>A</b> $[m^2/s]$
$E$	Factor de mejora para la solubilidad en el agua de mar
$N_A$	Flux del componente <b>A</b> $[mol\ de\ A/s \cdot m^2]$
$k_G$	Coefficiente de transferencia de masa individual del lado del gas $[mol/s \cdot m^2 \cdot atm]$
$k_L$	Coefficiente de transferencia de masa individual del lado del líquido $[m/s]$
$K_G$	Coefficiente de transferencia de masa global de la fase gaseosa $[1/s]$
$K_L$	Coefficiente de transferencia de masa global de la fase líquida $[1/s]$
$p_{AG}$	Presión parcial del componente <b>A</b> [atm]
$p_{Ai}$	Presión parcial del componente <b>A</b> en la interfase [atm]
$p_A^*$	Presión del componente <b>A</b> de equilibrio [atm]
$P$	Presión total del sistema [atm], [Pa]
$\Delta P$	Caidas de presión en una torre [Pa]
$C_{Ai}$	Concentración del componente <b>A</b> en la interfase $[mol\ de\ A/m^3]$
$C_{AL}$	Concentración del componente <b>A</b> en el seno del líquido $[mol\ de\ A/m^3]$

$C_A^*$	Concentración del componente <b>A</b> del líquido en equilibrio $\left[ \frac{\text{mol de A}}{\text{m}^3} \right]$
$H$	Constante de Henry $\left[ \frac{\text{atm}}{\text{mol} \cdot \text{m}^{-3}} \right]$
$V$	Volumen empacado de la torre $[\text{m}^3]$
$y_A$	Fracción mol del componente <b>A</b> en el gas
$Y_A$	Relación molar del componente <b>A</b> en el gas
$x_A$	Fracción mol del componente <b>A</b> en la fase líquida
$X_A$	Relación molar del componente <b>A</b> en la fase líquida
$E_a$	Energía de activación $\left[ \frac{\text{KJ}}{\text{mol}} \right]$
$R$	Constante universal de los gases $\left[ \frac{\text{KJ}}{\text{K} \cdot \text{mol}} \right]$ ( $8.314 \times 10^{-3}$ )
$T$	Temperatura $[\text{°C}]$ , $[\text{K}]$
$L, Q$	Flujo de líquido $\left[ \frac{\text{L}}{\text{h}} \right]$ $\left[ \frac{\text{m}^3}{\text{h}} \right]$
$G$	Flujo de gas $\left[ \frac{\text{m}^3}{\text{h}} \right]$ $\left[ \frac{\text{L}}{\text{h}} \right]$
$G'$	Masa velocidad del gas $\left[ \frac{\text{Kg}}{\text{m}^2 \cdot \text{h}} \right]$
$U$	Velocidad del gas o líquido $[\text{m/s}]$
$r$	Rapidez de transferencia de masa $\left[ \frac{\text{mol}}{\text{h} \cdot \text{m}^3} \right]$
$S$	Área de la sección transversal de la torre $[\text{m}^2]$
$Z_T$	Altura total empacada de la torre $[\text{m}]$

# 1. INTRODUCCIÓN

## 1.1 Problemática ambiental de los gases de combustión

Los gases de combustión son aquellos que se producen como resultado de la oxidación o quema de un combustible fósil como la gasolina, el Diésel, el combustóleo entre otros.

Su composición depende del tipo de combustible que se utilice, sin embargo generalmente están compuestos por: nitrógeno (67% vol.), oxígeno (10% vol.), vapor de agua (11% vol.), dióxido de carbono (12% vol.), monóxido de carbono (CO), óxidos de azufre (SO<sub>x</sub>), óxidos de nitrógeno (NO<sub>x</sub>), hidrocarburos y partículas (que constituyen el 0.3% vol. restante) (Kristensen, 2012). Algunos componentes de los gases de combustión son considerado gases de efecto invernadero que contribuyen al calentamiento global, como lo son: el dióxido de carbono (CO<sub>2</sub>), los óxidos de nitrógeno (NO<sub>x</sub>) y vapor de agua (H<sub>2</sub>O).

El cambio climático se ha definido como "toda alteración que ocurre en el clima a través del tiempo resultado de la variabilidad natural o de las actividades humanas" (Semarnat, 2009). El calentamiento global es uno de los indicios de que el clima de nuestro planeta está cambiando y esto se refiere al incremento de la temperatura promedio tanto terrestre como marina.

La tierra está protegida por una delgada capa gaseosa conocida como atmósfera. La composición de esta capa es principalmente nitrógeno (78.1%vol) y oxígeno (20.9%vol), así como trazas de otros gases inertes como argón (0.93%vol). El resto lo constituyen el ozono, vapor de agua, dióxido de carbono e hidrógeno. Estos gases se encuentran dispersos en las diferentes capas en las que está dividida la atmósfera. Una de las funciones más importantes de la atmósfera es la de controlar la cantidad de radiación ultravioleta que entra a nuestro planeta y también la de regular la temperatura por medio del llamado "efecto invernadero".

El efecto invernadero que provoca el calentamiento global ocurre cuando los rayos de luz que provienen del sol alcanzan la superficie terrestre y marina, en donde se transforman en calor, una cierta cantidad de ese calor es reemitida hacia la atmósfera pero ciertos gases como: CO<sub>2</sub>, CH<sub>4</sub>, NO<sub>2</sub>, O<sub>3</sub> y vapor de agua que se encuentran en la atmósfera, no dejan que parte de ese calor se disipe. Gracias a este fenómeno existe la vida en la tierra ya que de lo contrario la temperatura promedio de la tierra sería 33°C más fría (Semarnat, 2009).

De lo explicado en el párrafo anterior es fácil deducir que una alteración en la concentración de los gases de efecto invernadero puede afectar de manera significativa al proceso de disipación del calor. De tal forma que un aumento en la concentración de estos gases provocará que se absorba una mayor cantidad de

calor y por tanto la superficie del planeta aumentará su temperatura y al paso del tiempo estos efectos se verán reflejados en cambios en el clima como hoy los estamos sufriendo (Semarnat, 2009).

## 1.2 Evidencias del cambio climático

### 1.2.1 Temperatura

Sin duda la evidencia más clara de que nuestro planeta está sufriendo un cambio climático es el incremento de la temperatura. Este cambio en la temperatura correlaciona con el aumento en la concentración de CO<sub>2</sub> en la atmósfera. Entre los años 1906 y 2005 la temperatura terrestre y marina promedio ha crecido 0.74°C. En la figura 1 se muestra un registro histórico del cambio de temperatura conforme aumenta la cantidad de CO<sub>2</sub>.

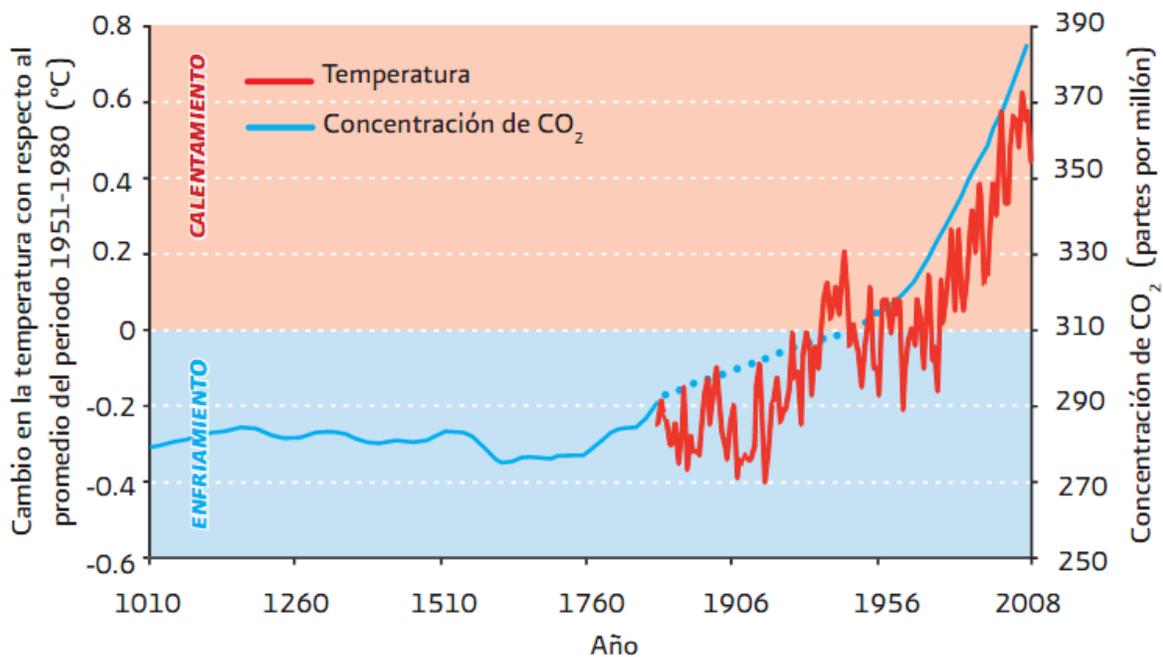


Figura 1. Registro histórico de las concentraciones de CO<sub>2</sub> y temperatura en el planeta tierra (Semarnat, 2009)

No en todas las regiones del planeta la temperatura ha cambiado de la misma manera, el Ártico, por ejemplo, se ha calentado más que el resto del planeta en los últimos 100 años. Por otra parte, en los continentes la temperatura ha aumentado más rápido que en los océanos siendo Norteamérica, Europa y Asia las partes donde más acelerado se encuentra este fenómeno (Semarnat, 2009).

### **1.2.2 Humedad y precipitación**

Uno de los efectos que trae consigo el aumento de la temperatura son los cambios en la humedad de la atmósfera y a su vez en la frecuencia con que llueve. Ambos cambios tienen efectos en fenómenos meteorológicos muy importantes como la formación de huracanes e inundaciones.

El vapor de agua total que hay en el aire contactando los océanos ha aumentado 1.2% por década lo que ya podría estar reflejando en cambios en las precipitaciones, tanto en forma de lluvia como de nieve. En este último siglo han incrementado las precipitaciones en las zonas orientales de América del Norte y América del Sur, Europa septentrional, Asia septentrional y el este de Australia.

El IPCC indica que en muchas regiones de la Tierra la intensidad de las lluvias ha incrementado a partir del año 1950, incluso en regiones con poca cantidad de precipitación. En contraste, a partir de 1970 se han registrado sequías más intensas y largas, principalmente en los trópicos y subtropicales, destacando las regiones desérticas de África y América del Sur.

### **1.2.3 Deshielos**

Uno de los impactos más alarmantes es el derretimiento de los glaciares. Los glaciares son enormes masas de hielo que cubren los picos de algunas montañas y volcanes o inmensas llanuras, como por ejemplo, en Groenlandia y Antártica, que se han formado por la acumulación gradual de nieve a través de cientos o miles de años.

En poco menos de 30 años, la capa de hielo del Ártico se redujo 950 mil Km cuadrados de superficie. Al otro lado del planeta, en el continente Antártico, en el año 2002 se fracturó la plataforma Larsen B, con lo que se desprendió y posteriormente se fundió en el mar una masa de hielo de 3 mil 240 Km cuadrados. Los deshielos no solo han afectado al Ártico y la Antártida, sino también a las zonas frías y con hielos perpetuos que se hallan en las zonas altas y de montañas y volcanes. La cobertura de los glaciares montañosos y la nieve han disminuido en ambos hemisferios: sólo en el norte, el área máxima cubierta por hielos estacionales se ha reducido cerca del 7% desde 1990. Según los pronósticos la situación será cada vez peor, los científicos han calculado que, para el año 2050, el 75% de los glaciares de los Alpes podrían desaparecer.

En México también hay glaciares, los tenemos en las zonas altas del Iztaccíhuatl, Popocatepetl y Pico de Orizaba y también han sido afectados por el cambio climático. Los glaciares del Iztaccíhuatl ya han sufrido reducciones tanto en superficie (de hasta 40% en un periodo de 20 años) como en su profundidad (en

1999 era de 70 metros y para 2004 se había reducido a 40 metros). En el Pico de Orizaba y el Popocatepetl, los volcanes más altos del país, la tendencia es similar. Los expertos han estimado que si se mantiene la velocidad con la que hasta ahora se han reducido los glaciares del Iztaccíhuatl y Pico de Orizaba, es posible que desaparezcan en unos 10 y 35 años respectivamente (Semarnat, 2009)

### 1.3 Características físicas de los óxidos de nitrógeno (NO<sub>x</sub>) y dióxido de carbono (CO<sub>2</sub>)

Los óxidos de nitrógeno (NO<sub>x</sub>) son gases que se encuentran en proporciones bajas en el aire. Una gran parte de ellos provienen de la quema de combustibles fósiles en de los vehículos motores. Los NO<sub>x</sub> son una familia compuesta por las diferentes combinaciones entre el nitrógeno y el oxígeno tales como: N<sub>2</sub>O (óxido nitroso), NO (monóxido de nitrógeno), NO<sub>2</sub> (dióxido de nitrógeno).

El NO<sub>2</sub> es un gas altamente tóxico de un color rojizo-café. Es soluble en agua por lo que al disolverse se produce ácido nítrico (HNO<sub>3</sub>), la reacción (1) muestra la reacción:



El NO<sub>2</sub> está en equilibrio con la molécula de N<sub>2</sub>O<sub>4</sub> y éste es dependiente de la temperatura. A temperaturas por debajo de 0°C todas las moléculas de NO<sub>2</sub> se han dimerizado; con altas temperaturas el equilibrio se desplaza hacia la formación de NO<sub>2</sub> y por encima de 150°C aproximadamente las moléculas de NO<sub>2</sub> se descomponen en NO y O<sub>2</sub> (G. Hawley, Diccionario de Química y productos Químicos).

La exposición corta a altas concentraciones afecta las células pulmonares mientras que una exposición prolongada a bajos niveles puede causar daños al tejido pulmonar similares a un enfisema.

El NO es un gas incoloro no inflamable y se encuentra en cantidades menores a 0.5 ppmv en la atmósfera. La emisión de NO se atribuye principalmente al uso de fertilizantes nitrogenados y en parte importante por la quema de combustibles fósiles principalmente en los motores de combustión interna. La formación de este gas se ve favorecida a temperaturas altas por la disociación del NO<sub>2</sub> (G. Hawley, 1975).

El dióxido de carbono (CO<sub>2</sub>) se puede encontrar como gas, líquido o sólido (hielo seco). En todos sus estados de agregación es inodoro e incoloro con un tenue sabor ácido, es soluble en agua, en hidrocarburos y en la gran parte de los disolventes orgánicos. En la atmósfera la composición de dióxido de carbono apenas alcanza

el 0.03%vol, pero es suficiente para ser considerado un potente gas de efecto invernadero. Su concentración en la atmósfera ha aumentado un 5% por cada década debido principalmente a la creciente demanda energética por la quema de combustibles fósiles entre otras (G. Hawley, 1975).

#### **1.4 Gases de combustión de vehículos marítimos a Diésel: composición y temperatura de emisión**

En un trabajo previo (González Loyola 2016), reportó una caracterización de las emisiones gaseosas de un motor diésel de un barco que usa combustible MDO (Diésel marítimo) a diferentes revoluciones del motor (ver tabla 1). Cabe mencionar que estas composiciones pueden variar dependiendo del modelo del motor y tipo de combustible.

Tabla 1. Valores de concentraciones para los gases de combustión de un barco a diferentes marchas del motor.

<b>Velocidad del motor (rpm)</b>	<b>[CO<sub>2</sub>] (%vol)</b>	<b>[O<sub>2</sub>] (%vol)</b>	<b>[NO<sub>2</sub>] (ppmv)</b>	<b>[SO<sub>x</sub>] (ppmv)</b>	<b>[CO] (ppmv)</b>	<b>Temperatura (K)</b>
400	7.42	10.58	1445	714	513	547
450	8.28	9.40	1676		1126	686
500	9.31	7.86	1742	2400	1073	794
550	9.85	7.16	1531	3033	3036	835

Dónde: rpm son revoluciones por minuto; ppmv son partes por millón en volumen; K es una unidad de temperatura absoluta en grados Kelvin.

#### **1.5 Normas Ambientales Marítimas (MARPOL)**

Este manual tuvo su origen cuando la conferencia internacional sobre contaminación del mar celebrada del 8 de octubre al 2 de noviembre de 1973 y convocada por la OMI (Organización Marítima Internacional), aprobó el Convenio internacional para prevenir la contaminación por los buques, 1973. La misma conferencia aprobó también los protocolos I que trata sobre las Disposiciones para formular los informes sobre sucesos relacionados con sustancias perjudiciales y II

(Arbitraje). El convenio se modificó posteriormente mediante el protocolo de 1978, que fue aprobado por la conferencia internacional sobre seguridad de los buques tanque y prevención de la contaminación, convocada por la OMI y celebrada del 6 al 17 de febrero de 1978. El convenio, modificado por el protocolo de 1978, se conoce con el nombre de “Convenio internacional para prevenir la contaminación por los buques, 1973, modificado por el protocolo de 1978” o, de manera abreviada “MARPOL 73/78”. Los cinco anexos del convenio contienen las reglas aplicables a las diversas fuentes de la contaminación ocasionada por los buques. El convenio también fue modificado por el protocolo de 1997, mediante el cual se aprobó un sexto anexo, pero este protocolo todavía no ha sido aceptado por un número suficiente de estados para que entre en vigor (MARPOL, 2005).

En uno de los anexos que contiene este manual existe una sección que limita las emisiones a la atmósfera de NO<sub>x</sub> de una embarcación. De acuerdo al anexo VI, capítulo III, regla 13 (MARPOL, 2005), que se refiere a la emisión de óxidos de nitrógeno (NO<sub>x</sub>) que se aplicará a todo motor diésel con una potencia de salida superior a 130 kW e instalado a bordo de un buque construido el 1 de enero del año 2000 o posteriormente. Específicamente establece:

- a) Se prohíbe el funcionamiento de todo motor diésel al que se aplique la presente regla, a menos que la emisión de óxidos de nitrógeno (calculada en forma de emisión total ponderada de NO<sub>2</sub>) del motor se encuentre por debajo de los límites que figuran a continuación:
  - i) 17.0 g/kW h si  $n$  es inferior a 130 rpm
  - ii)  $45.0 \times n^{(-0.2)}$  g/kW h; si  $n$  es igual o superior a 130 rpm pero inferior a 2000 rpm.
  - iii) 9.8 g/kW h si  $n$  es igual o superior a 2000 rpm.

Donde  $n$  = velocidad de régimen del motor (revoluciones por minuto del cigüeñal).

No obstante lo dispuesto anteriormente, se permite el funcionamiento de un motor diésel sí:

- i) El motor consta de un sistema de limpieza de los gases de escape, aprobado por la Administración de conformidad con lo dispuesto en el Código Técnico sobre los NO<sub>x</sub>, destinado a reducir las emisiones de NO<sub>x</sub> del buque a los límites especificados en el apartado a) como mínimo; o
- ii) Se utiliza cualquier otro método equivalente, aprobado por la Administración teniendo en cuenta las directrices pertinentes que elabore la Organización, con objeto de reducir las emisiones de NO<sub>x</sub> del buque a los límites especificados en el apartado a) como mínimo.

## **1.6 Tecnologías para la mitigación de las emisiones de gases de efecto invernadero contenidos en los gases de combustión provenientes de embarcaciones marítimas**

Existen dos tipos de absorción: La absorción húmeda y la absorción seca. A continuación se describen algunas tecnologías de lavado.

### **1.6.1 Lavador húmedo para el control de las emisiones de óxidos de azufre**

La absorción húmeda se divide en tres diferentes tecnologías:

- Lazo abierto con agua de mar
- Lazo cerrado con agua
- Sistema híbrido

Los lavadores reducen las emisiones del óxido de azufre ( $\text{SO}_x$ ) que vienen en los gases de combustión con eficiencias de hasta el 99% mediante las tres tecnologías mencionadas anteriormente. Estas tecnologías son más factibles cuando se utiliza combustible pesado (Heavy Fuel Oil, HFO), debido a que cualquier otro combustible emite concentraciones bajas de  $\text{SO}_x$ , y el ajuste del motor puede reducir estas concentraciones (Hombrevilla, Kılıçaslan, & Peralès, 2011).

Los absorbedores húmedos funcionan con agua de mar cuando es lazo abierto o con agua dulce cuando es lazo cerrado, en este último se añaden ciertos productos químicos para mantener el pH alto. También se puede trabajar con un sistema híbrido, en donde se combinan tanto el lazo abierto y el lazo cerrado.

En el proceso principal de absorción, el primer paso es enfriar el gas de combustión que está arriba de los  $350^\circ\text{C}$  y bajar su temperatura hasta  $160^\circ\text{C}$ - $180^\circ\text{C}$ . En la segunda etapa, el gas de combustión es tratado en una unidad de contacto inyectando agua lo que ayuda a bajar aún más su temperatura y se elimina el hollín y partículas que contiene. En la tercera etapa, el gas de combustión es llevado a través de una unidad de absorción donde por medio de unas boquillas de spray el agua se dispersa y esto ayuda a eliminar el  $\text{SO}_x$  restante.

### 1.6.2 Lazo abierto

Aquí el agua de mar se lleva a través del absorbedor para remover el  $\text{SO}_x$  de los gases de combustión. Después el agua usada es desechada hacia el mar, depende de la compañía si el agua es previamente tratada o no. Muchas veces el agua se hace pasar a través de filtros, trampas de grasas, separadores de partículas y algunos otros tratamientos (ver figura 2).

El proceso comienza con el bombeo del agua de mar hacia el absorbedor, dentro el agua es dispersada mediante unas boquillas especiales que atomizan el agua a gotas muy finas. Después del proceso de absorción, el agua residual se lleva a través de diferentes unidades de tratamiento, o puede ser directamente descargada al mar. Cuando se trata el agua sucia, ésta se descarga en un tanque de agitación, donde se controla el pH a un valor mínimo de 6.5, de aquí el agua sucia va a un tanque de lodos. En otra opción el agua se manda a un separador de partículas, después a un separador de aceites y, al final, el agua sucia se manda a un sedimentador. El agua tratada finalmente se descarga al mar.

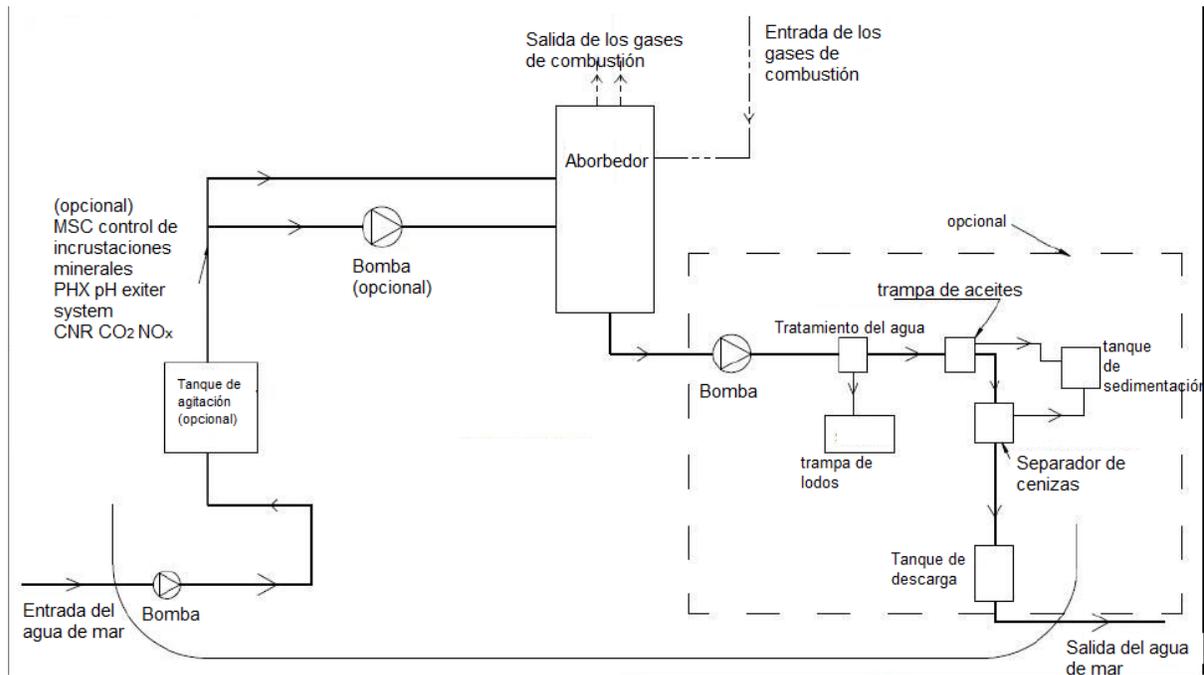


Figura 2 Sistema de lazo abierto en lavadores húmedos (Hombravella et al., 2011).

### 1.6.3 Lazo cerrado

En el lazo cerrado (figura 3) no se extrae agua del océano ni tampoco se descarga agua después del proceso de absorción. El agua empleada para este proceso es almacenada en un tanque de gran capacidad. El lazo cerrado funciona con agua dulce a la que se le agrega una solución de hidróxido de sodio ( $\text{NaOH}$ ) para

neutralizar la acidez que se produce al absorberse el  $\text{SO}_x$ . Esta tecnología representa un aumento en el consumo volumétrico del combustible del vehículo marítimo entre el 0.2% - 1.4%.

El NaOH se agrega para aumentar el pH y con esto mejorar la absorción del óxido de azufre. Por lo general se utiliza una solución al 50% de NaOH. Dependiendo de la concentración de óxidos de azufre y la carga de este gas de combustión será la cantidad de solución alcalina que se alimente al proceso.

En el proceso principal de absorción, el agua dulce es mezclada con NaOH proveniente de un tanque, dicha mezcla es enfriada con agua de mar antes de que se envíe hacia el absorbedor. Después de que el gas de combustión es lavado, el agua ocupada se devuelve hacia el tanque pero antes pasa por una serie de filtros o un tratamiento para limpiarla, aquí se separa el agua limpia de las aguas negras que tiene partículas más grandes o restos de ceniza. Las aguas negras se envían hacia los tanques de lodos para que se sedimenten las partículas y así poder reutilizar el agua clarificada en el ciclo cerrado de tratamiento.

Las ventajas de esta tecnología es que tiene la posibilidad de aumentar el pH, no hay corrosión de la tubería y la cantidad de agua que hay que limpiar después del proceso es mucho menor.

Las desventajas son el costo, el combustible que se utiliza y el almacenamiento del NaOH ya que se necesitan muchos tanques.

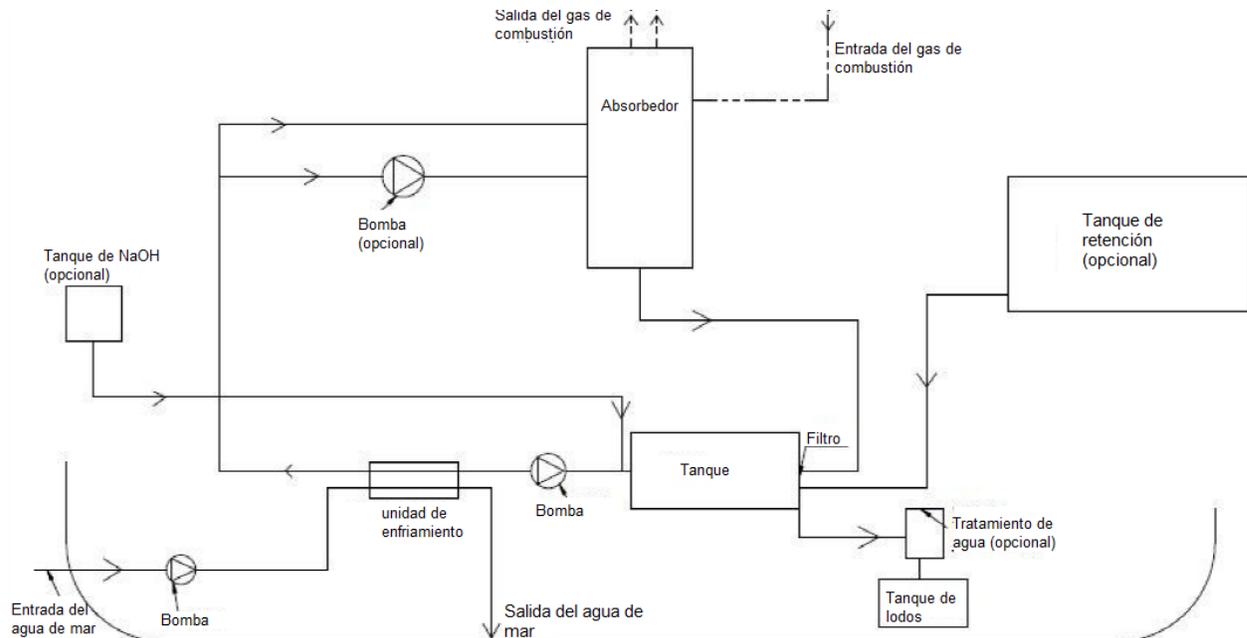


Figura 3 Esquema de un sistema de lazo cerrado para lavadores húmedos (Hombravella et al., 2011).

### 1.6.4 Sistema Híbrido

Este sistema opera con agua de mar como en el lazo abierto, y con agua dulce como en el lazo cerrado. En mar abierto, el sistema opera con agua de mar. En los puertos y en las zonas de control estricto de emisiones, el sistema opera con agua dulce (figura 4).

La mayor ventaja de este sistema es que cuando el barco está en mar abierto el sistema cambia a lazo abierto y el agua que esta acumulada en los tanques puede ser poco a poco descargada al mar ya que no tiene NaOH. El tanque de lodos que contiene las aguas negras se vacía en los puertos.

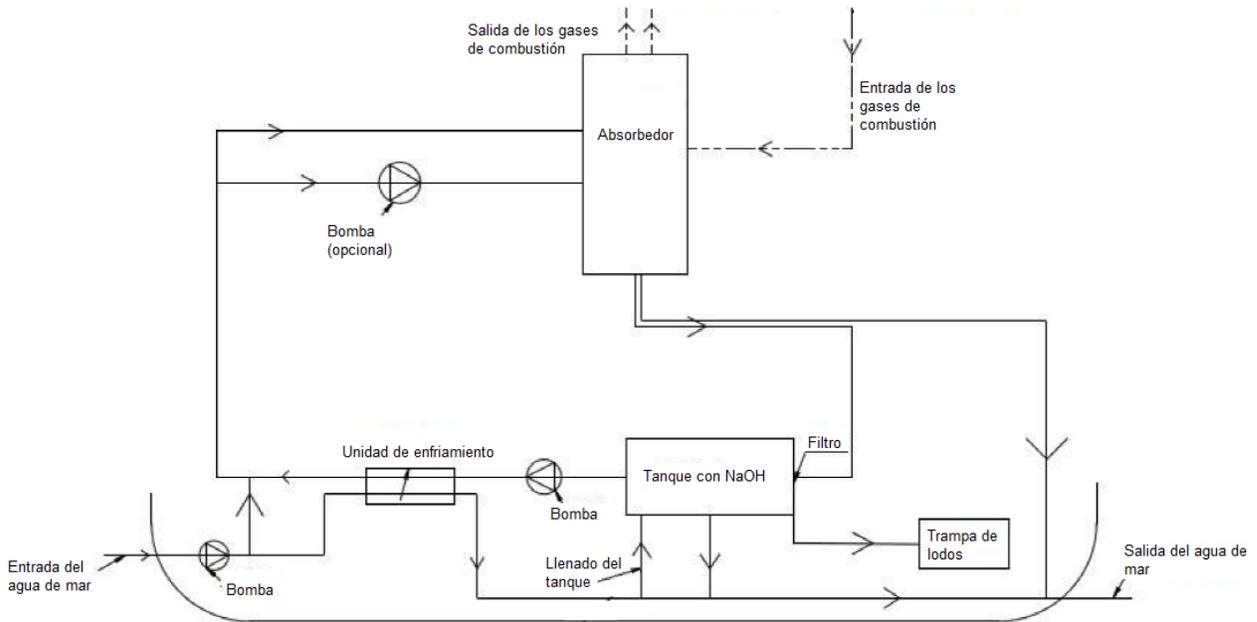


Figura 4 Esquema de un sistema híbrido para lavadores húmedos (Hombravella et al., 2011).

### 1.6.5 Tecnología CSNO<sub>x</sub>

Esta tecnología (ver figura 5) fue desarrollada por ECOSPEC (<http://www.ecospec.com/marine-csnox>) consiste principalmente en 5 subsistemas:

- I. Sistema de admisión de agua de mar
- II. Sistema de aspersion del agua
- III. Sistema de la Torre agotamiento
- IV. Sistema de lavado del agua
- V. Monitoreo del gas de salida



Figura 5. Sistema CSNOx operando en un barco.

### **I. Sistema de admisión de agua de mar**

El sistema de admisión de agua de mar tiene un control para la contaminación biológica también llamado “Bio Fouling Control” (BFC) la cual es una tecnología verde para evitar el crecimiento de organismos marinos como los percebes. El sistema usa ondas de Ultra Baja Frecuencia o “Ultra Low Frequency” (ULF) que elimina a cierto tipo de organismos marinos para que no se acumulen en la tubería del sistema y a largo plazo evitar taponamientos (Hombrevilla et al., 2011).

### **II. Sistema de aspersión del agua**

Este tratamiento consiste en tres diferentes componentes:

- Mejoramiento de la absorción de  $\text{SO}_2$  (por sus siglas en inglés SAE)
- Control de incrustaciones minerales (por sus siglas en inglés MSC)
- Reducción del  $\text{CO}_2$  y  $\text{NO}_x$  (por sus siglas en inglés CNR)

## **Etapa 1**

El sistema comienza desde el bombeo del agua de mar. El agua de mar pasa a través del sistema SAE antes de ser dispersada. Esto se muestra en la figura 6, la etapa I elimina principalmente los SO<sub>x</sub>.

### **Sistema pH Exciter**

El sistema pH Exciter (PHX) hace uso del ULF para acondicionar el agua de mar antes de ser enviada al tanque de tratamiento para su posterior uso en la etapa 2 del proceso. El acondicionamiento del agua de mar mejora su capacidad de absorción y además disminuye las incrustaciones en la tubería.

### **Tratamiento del agua**

El propósito de este tratamiento del agua es poder absorber el gas proveniente de las chimeneas de los barcos lo más eficiente posible. El sistema de tratamiento de agua consiste en el sistema PHX seguido de un sistema de electrolisis de ultra baja frecuencia (ULFELS). A través del uso de la tecnología ULF, el agua de mar es tratada primeramente por el sistema PHX para posteriormente pasar al tanque donde el tratamiento con ULFELS se lleva a cabo, esto hace que el pH se eleve hasta un valor entre 9.2 y 9.5. Una vez que el agua ha pasado por este tratamiento se bombea hacia la torre de agotamiento para eliminar los gases de efecto invernadero CO<sub>2</sub> y el NO<sub>x</sub>. Para controlar el nivel en el tanque donde se lleva a cabo el tratamiento con ULFELS se colocan sensores de nivel. Cuando el nivel del agua es más alto que el nivel marcado por el sensor, una señal es enviada hacia las bombas de succión para apagarlas y evitar que sigan bombeando agua. Hasta que el nivel baja de nuevo a un valor aceptado por el sensor, se envía una señal para encender las bombas de succión del agua de mar para que vuelvan a bombear agua hacia el tanque de tratamiento ULFELS

## **Etapa 2**

Esta etapa comienza desde la tubería después del sistema BFC. El pH del agua de mar se controla y se usa una bomba para llevar esta agua hacia el sistema PHX antes de ser enviada al tanque de tratamiento ULFELS. Se usa una bomba para aumentar la presión del agua que viene del ULFELS y poder bombearla hacia el sistema MSC y CNR antes de enviar el agua hacia la torre de agotamiento. La calidad del agua tratada con ULFELS se monitorea antes de ser enviada hacia los sistemas MCS y CNR, se usa un regulador de presión para controlar la presión de descarga de la boquilla spray. Esta etapa remover principalmente el CO<sub>2</sub> y NO<sub>x</sub>.

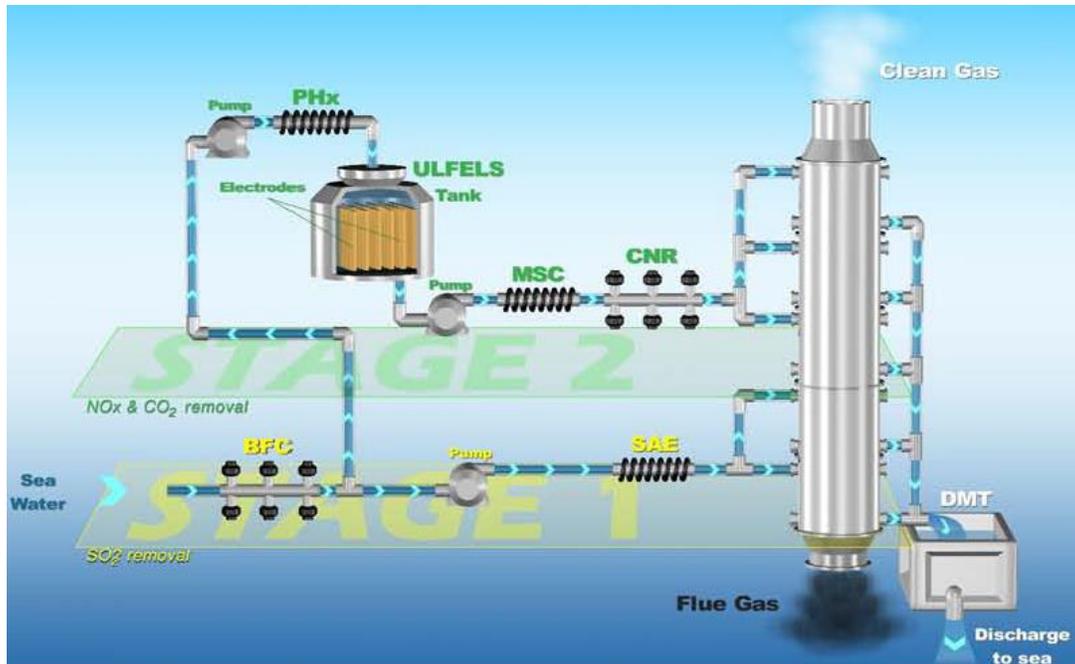


Figura 6. Etapas 1 y 2 del sistema CSNOx (Hombravella et al., 2011).

### III. Sistema de la torre de agotamiento

La torre de agotamiento funciona como una cámara en donde se lleva a cabo el contacto y la reacción entre el agua tratada (por el sistema SAE o PHX y por el sistema ULFELS) con los gases de combustión para remover el CO<sub>2</sub>, NO<sub>x</sub> y SO<sub>2</sub>.

### IV. Sistema de lavado del agua

Este sistema se usa para controlar la calidad del agua que se descarga al mar. Con este proceso, el pH del agua que se descarga siempre tendrá un pH de al menos 6.5. Esto es para asegurar que el proceso CSNO<sub>x</sub> mejora la calidad de los gases de combustión a la vez que mejora la calidad del agua residual que se descarga al mar protegiendo así al ecosistema marino.

### V. Sistema de control de los gases de combustión

Este sistema se usa para llevar un registro de los parámetros de los gases de combustión tales como: concentraciones, presión, temperatura y el sensor del nivel de agua. En la tabla 2 se observan las eficiencias logradas con este proceso que se llevó a cabo en un buque petrolero de 100000 toneladas de tanque, con una carga de gas del 33 toneladas/h (equivalente aproximadamente a 5MW).

Tabla 2. Eficiencias de Remoción (Hombrevella et al., 2011).

Eficiencias de Eliminación	SO <sub>2</sub>	CO <sub>2</sub>	NO <sub>x</sub>
	99%	77%	66%

También se muestra en la tabla 3 los distintos parámetros del agua que se descarga al océano.

Tabla 3. Parámetros del agua descargada (Hombrevella et al., 2011)

Calidad del agua tratada	pH	PAH	Nitratos	Temp	Turbidez
	6.7	<1 ppb	<0.066 mg/L (ppm)	32 °C	Δ8.7 NTU

## 2. MARCO TEÓRICO

### 2.1 Absorción

La absorción es el proceso de transferencia de masa que consiste en separar uno o más componentes de una mezcla gaseosa mediante un líquido selectivo no volátil llamado solvente, donde el resto de la mezcla gaseosa actúa como el medio de transporte (Austreberto Guillermo Correa Noguez, 2004).

Este proceso puede ser físico o químico; en el caso de la absorción física, el gas que tiene mayor solubilidad en el solvente será el que se absorba más rápido. En la absorción con reacción química la especie absorbida reacciona con el solvente y queda en solución, si la reacción es reversible el solvente puede ser tratado mediante otro proceso para poder regenerarlo y así reutilizarlo (Wankat, 2008).

Esta operación unitaria suele llevarse a cabo de manera continua en equipos llamados columnas o torres. Son equipos cilíndricos de gran altura comparado con sus diámetros, los cuales a su vez pueden ser empacados o de platos, generalmente la corriente de gas y de líquido fluyen a contracorriente dentro de la torre, más adelante se hablará a detalle de estos equipos (Barderas, 2010).

## 2.2 Teoría de la doble película

La teoría de la doble película desarrollada por Lewis y Whitman (1942) nos dice que la materia se transfiere en el seno de las fases de un sistema bifásico como en el mostrado en la figura 7, por convección. Las diferencias de concentración se consideran despreciables excepto en la proximidad de la interfase. Se supone que a cada lado de esta interfase las corrientes de convección se interrumpen y existen películas de fluido una del lado del líquido y otra del lado del gas en las que se transfiere materia por difusión molecular. De acuerdo con la ley de Fick, la velocidad de transferencia por difusión es proporcional al gradiente de concentración y al área de la interfase en la que se está llevando a cabo la difusión (Wankat, 2008).

En la ecuación (2) se describe la difusión de del compuesto **A** a través de la película del gas estacionario hasta llegar a la interfase con el líquido.

$$N_{AG} = k_G(p_{AG} - p_{Ai}) \quad (2)$$

Donde  $k_G$  es el coeficiente de transferencia de masa *individual de la fase gaseosa* sus unidades son  $\text{mol}/\text{s} \cdot \text{m}^2 \cdot \text{atm}$ ,  $N_A$  es el flux cuyas unidades son  $\text{mol de A}/\text{s m}^2$ ,  $p_{AG}$  es la presión parcial de **A** en el seno del gas y  $p_{Ai}$  es la presión parcial de **A** en la interfase del lado del gas.

Una vez que el componente **A** ha llegado a la interfase ahora se difundirá hacia el seno del líquido y una expresión similar a la ecuación (2) describe este proceso.

$$N_{AL} = k_L(C_{Ai} - C_{AL}) \quad (3)$$

Donde  $k_L$  es el coeficiente de masa *individual para la fase líquida* las unidades de este coeficiente son  $\text{m}/\text{s}$ ,  $C_{Ai}$  es la concentración de **A** en la interfase y  $C_{AL}$  es la concentración de **A** en el seno del líquido.

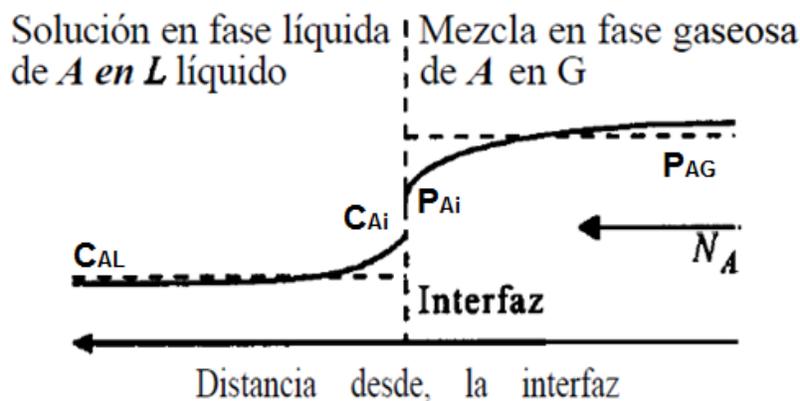


Figura 7. A la izquierda está la capa del líquido mientras que a la derecha se observa la capa del gas (Geankoplis, 1998).

### 2.3 Equilibrio de fases (gas-líquido)

Para la absorción el estado de equilibrio está dado por la regla de las fases de Gibbs la cual nos dice que:

$$G_L = C - F + 2 \quad (4)$$

Donde  $G_L$  representa los grados de libertad del sistema,  $C$  representa el número de componentes y  $F$  es el número de fases existentes. Si hacemos el análisis de los grados de libertad que tiene la absorción encontramos que se tienen dos fases presentes, el líquido y el gas, para el caso más sencillo tenemos que los componentes que intervienen son tres: el gas inerte, el disolvente (o líquido absorbente) y el soluto; por lo que aplicando la ecuación anterior obtenemos:

$$G_L = 3 - 2 + 2$$

$$G_L = 3$$

En este proceso las variables intensivas más representativas son la Presión, Temperatura, fracción mol del soluto en el gas ( $y_S$ ), la fracción mol del soluto en el líquido ( $x_S$ ). Si hacemos que  $P$  y  $T$  sean constantes solo nos queda un grado de libertad el cual por lo general es la fracción mol del componente en el gas. En general los datos de equilibrio de fases para varias especies químicas se presentan con una gráfica, en la cual tenemos la fracción mol en el gas del soluto en función de su fracción mol en equilibrio con el líquido (Barderas, 2010).

### 2.4 Ley de Henry

La ley de Henry nos dice que tan soluble es un gas en un disolvente dado, cabe resaltar que hay muchas formas de expresar la ley de Henry, una de ellas es:

$$p_A = Hx_A \quad \text{ó} \quad p_A = HC_A \quad (5)$$

Donde  $p_A$  es la presión parcial del componente **A** en la mezcla gaseosa,  $H$  es la cte. de Henry que depende de la presión, temperatura y composición es decir,  $H = H(T, P, x)$ ,  $x_A$  es la fracción mol del componente **A** en el seno del líquido o equivalentemente se puede expresar como  $C_A$  que es la concentración del soluto **A** en el seno del líquido (Wankat, 2008). Como se mencionó anteriormente la ley de Henry solo es válida para concentraciones diluidas del componente **A**. Del mismo modo la presión parcial del componente **A** se puede expresar como una fracción mol del componente **A** en la mezcla gaseosa, como se muestra en la ecuación (6).

$$y_A = p_A/p \quad (6)$$

Despejando  $p_A$  y sustituyéndola en (7) tenemos que:

$$y_A = \frac{H}{P} x_A \quad (7)$$

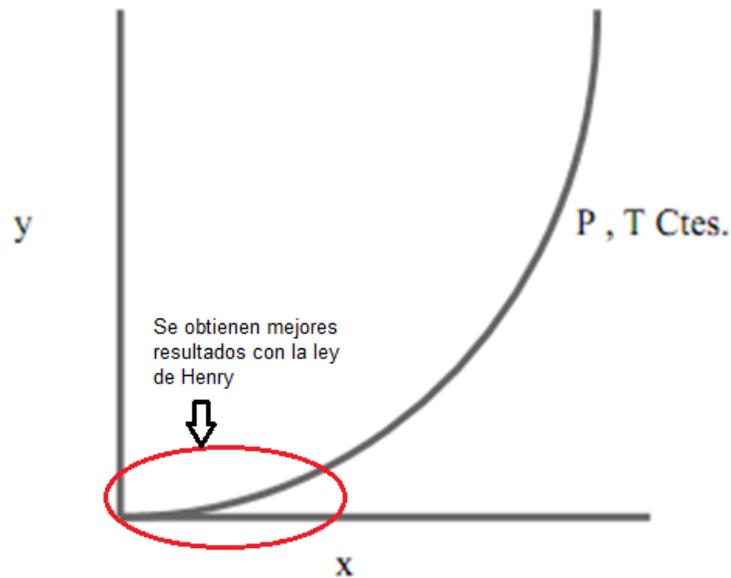


Figura 8. Curva de equilibrio (Barderas, 2010)

Estos datos de equilibrio se obtienen experimentalmente. Se presenta una tabla con diferentes valores de la constante de Henry para el  $\text{CO}_2$  y  $\text{NO}_x$  en el anexo a.

Las condiciones que mejoran la absorción son una baja temperatura y altas presiones (Barderas, 2010).

En sistemas donde las concentraciones en el líquido son bajas, la ley de Henry suele tener buenos resultados, explicado en otras palabras, si observamos la figura 8 a bajas concentraciones del soluto ( $x$ ) (área circulada) la curva se puede aproximar a una línea recta en donde la ecuación (5) da predicciones mucho más certeras.

La relación que hay de la cte. de Henry con la temperatura suele apegarse a la ecuación de Arrhenius. Es decir:

$$H = H_0 e^{-Ea/RT} \quad (8)$$

Donde  $H_0$  es la cte. de Henry a Presión de 1 atm y Temperatura de  $25^\circ\text{C}$ ,  $E$  es la energía de activación y  $R$  es la cte. universal de los gases (Wankat, 2008).

## 2.5 Coeficientes globales de transferencia de masa y su relación con los coeficientes de transferencia de masa individuales

Los coeficientes de transferencia de masa individual son parte de un proceso difusivo que en conjunto con una fuerza motriz nos ayudan a entender y describir como un soluto se difunde de una fase a otra, pero cuando hablamos del diseño de equipos de intercambio de masa u obtener datos experimentales se vuelve muy difícil poder evaluar estos coeficientes ya que dependen de las concentraciones del soluto en la interfase ( $p_{Ai}$ ,  $C_{Ai}$ ) las cuales son extremadamente difíciles de medir por lo que es necesario eliminarlas de las ecuaciones (2) y (3) (Lobo, 1997). La forma de poder lograr esto es suponer que en la interfase se alcanza un equilibrio instantáneamente con lo que los fluxes de la fase gas y la fase líquida son iguales, con esta suposición podemos igualar estas ecuaciones para obtener:

$$N_{AG} = N_{AL}$$
$$k_G(p_{AG} - p_{Ai}) = k_L(C_{Ai} - C_{AL}) \quad (9)$$

De acuerdo a la ley de Henry (ecuación 5) podemos relacionar las concentraciones del soluto **A** en ambas fases de la siguiente forma:

$$p_{Ai} = HC_{Ai}$$

Al sustituir esta relación de concentraciones en la ecuación (9) tenemos:

$$k_G(p_{AG} - HC_{Ai}) = k_L(C_{Ai} - C_{AL})$$

De donde podemos despejar  $C_{Ai}$

$$C_{Ai} = \frac{p_{AG}k_G + k_L C_{AL}}{k_G H + k_L} \quad (10)$$

Ahora podemos sustituir la ecuación (10) en la ecuación (9) y simplificar términos para llegar a:

$$N_A = \frac{1}{1/k_G + H/k_L} (p_{AG} - HC_{AL}) \quad (11)$$

En esta ecuación se aprecia que el flux ya está expresado en las concentraciones en los senos del gas y líquido ( $p_{AG}$ ,  $C_{AL}$ ) que a diferencia de las de la interfase, si son observables experimentalmente. En segundo lugar el término  $1/k_G + H/k_L$  expresa una suma de las resistencias a la transferencia de masa de cada una de las fases; en otras palabras es una suma de las resistencias totales a la transferencia de masa.

Es importante decir que las resistencias  $1/k_L$  y  $1/k_G$ , en cada una de las fases no son directamente aditivas, ya que están relacionadas mediante la constante de

Henry, que es una propiedad termodinámica que incluye la naturaleza de cada una de las fases (Lobo, 1997).

Ahora bien, de acuerdo a lo anteriormente definido en la ecuación (11) se puede definir un coeficiente que incluya las resistencias en la fase gas y en la líquida, así como una sola diferencia de concentración en una de las fases. A este coeficiente se le denomina *coeficiente global de transferencia de masa*. Si expresáramos la ecuación (2) en términos de este nuevo coeficiente y de una fuerza motriz obtendremos:

$$N_A = K_G(p_{AG} - p_A^*) \quad (12)$$

Donde es posible observar que

$$K_G = \frac{1}{1/k_G + H/k_L} \quad (13) \quad \text{y} \quad p_A^* = HC_{AL}$$

Aquí se puede ver la relación que existe entre el coeficiente global de transferencia de masa del gas  $K_G$  y los coeficientes individuales  $k_G, k_L$ . La fuerza motriz es entre la presión parcial del soluto **A** en el seno del gas y la presión en equilibrio con el líquido.

Observemos que a temperatura y presión constantes el equilibrio de **A** entre las fases gaseosa y líquida es único por lo que el valor de  $p_A^*$  utilizando la ley de Henry y el valor de  $C_{AL}$  es muy confiable.

Todo el proceso anterior también puede ser utilizando para expresar los resultados en términos de una fuerza motriz del lado del líquido y llegar a:

$$N_A = K_L(C_A^* - C_{AL})$$

Donde

$$K_L = \frac{1}{1/k_L + 1/Hk_G} \quad (14) \quad \text{y} \quad C_A^* = p_{AG}/H$$

En esta última expresión  $K_L$  es el *coeficiente global de transferencia de masa del líquido*;  $C_A^*$  es la concentración en equilibrio del soluto **A** en el líquido con una presión parcial en el gas  $p_{AG}$ .

## 2.6 Aproximación de los coeficientes de transferencia de masa individuales a los globales

En sistemas en los que el soluto presente en el gas es poco soluble en el líquido, la cte. de Henry  $H$  es grande y consecuentemente  $K_L \approx k_L$  y se dice que la transferencia de masa se encuentra controlada por la fase líquida, esto puede verse analizando la ecuación (14). Por el contrario si el soluto presente en el gas es muy soluble en el líquido,  $H$  es pequeña y por consiguiente  $K_G \approx k_G$ ; ecuación (13) en

este caso, la transferencia de masa se encuentra controlada por la fase gaseosa (Lobo, 1997).

Es muy importante observar que mientras los coeficientes individuales de transferencia de masa  $k_G$  y  $k_L$  son prácticamente independientes de la concentración, los coeficientes globales  $K_G$  y  $K_L$  si dependen de ella. Esta dependencia proviene de que la cte. de Henry es una función de la concentración. Pero cuando la línea de equilibrio es recta ( $H = constante$ ) los coeficientes globales pueden considerarse independientes de la concentración (Lobo, 1997).

## 2.7 Tipos de torres utilizadas en la absorción

Las torres de absorción pueden dividirse en dos grandes grupos: En las que en su interior contienen empaques, o bien, aquellas que tienen platos, bandejas o etapas. Si los flujos tanto de líquido como de gas son bajos o si el líquido es corrosivo o produce mucha espuma entonces se prefiere que la torre sea empacada. De otro modo se puede optar por las torres con platos (Barderas, 2010).

### 2.7.1 Torres empacadas

En la torres de absorción rellenas con empaque se busca el aumento de un área de transferencia, esto quiere decir, se quiere lograr un contacto más íntimo entre el líquido y el gas para así propiciar una mejor tasa de transferencia de masa entre estas dos fases.

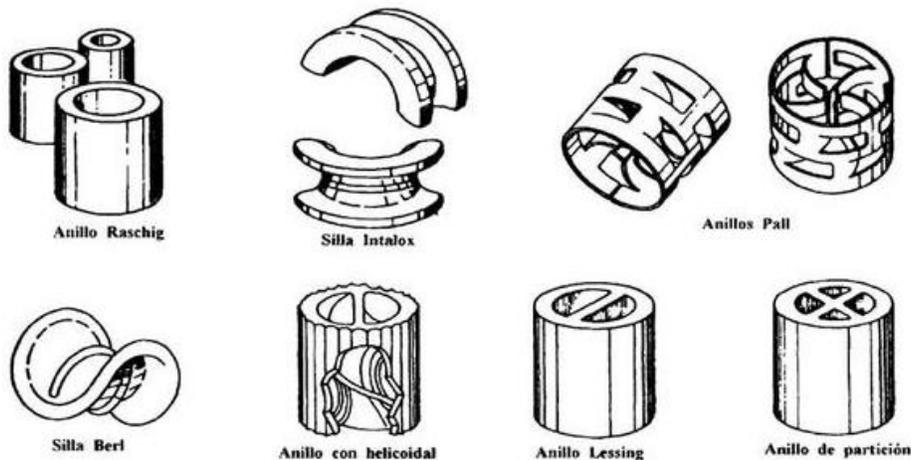
Las torres empacadas se usan a contracorriente y en contacto continuo. El líquido se distribuye por todo el empaque y desciende a través de este poniéndose en contacto con el gas, al mojar el empaque, el área de transferencia aumenta significativamente y esto propicia una mejor tasa de absorción (Barderas, 2010).

Los empaques son piezas que pueden tener diferentes tamaños, formas y estar hechos de diferentes materiales como: plástico, metal, cerámica etc. (figura 9).

En general un buen empaque debe cumplir las siguientes especificaciones:

- Debe de proporcionar una gran área superficial en la que puedan estar en contacto el gas y el líquido. La superficie de empaque por unidad de volumen debe ser grande (en un sentido macroscópico).
- Debe poder dejar pasar grandes volúmenes de flujo sin generar caídas de presión grandes, ya que esto sería una desventaja energética y económica.

- No debe reaccionar con las sustancias que se estén tratando ya que esto podría contaminar nuestro producto deseado o en algún otro caso podría destruir nuestro empaque y generar taponeos en la tubería o en la misma torre.
- El empaque debe de ser de fácil manejo e instalación, un empaque muy sofisticado y delicado puede ser un problema ya que se requeriría de mucho tiempo para instalarlo y personal más capacitado para su manejo lo que trae consigo costos innecesarios.
- Debe de tener un costo relativamente bajo.



. Diversos tipos de rellenos comerciales comunes.

Figura 9. Diferentes tipos de empaques (Barderas, 2010)

El empaque puede ser acomodado de dos formas diferentes: estructurado y al azar.

En el arreglo al azar los empaques son colocados sin ningún tipo de orden, por el contrario, en el arreglo estructurado los empaques tienen un patrón definido. Los empaques que tienen un arreglo estructurado ofrecen una menor caída de presión pero con la desventaja de una menor área de contacto. Algunos de estos empaques se ven en la figura 10

El diámetro de la torre y el tamaño del empaque tienen cierta relación evaluada empíricamente como óptima. En general el diámetro del empaque tiene 1/8 a 1/20 veces del diámetro de la torre (Barderas, 2010).

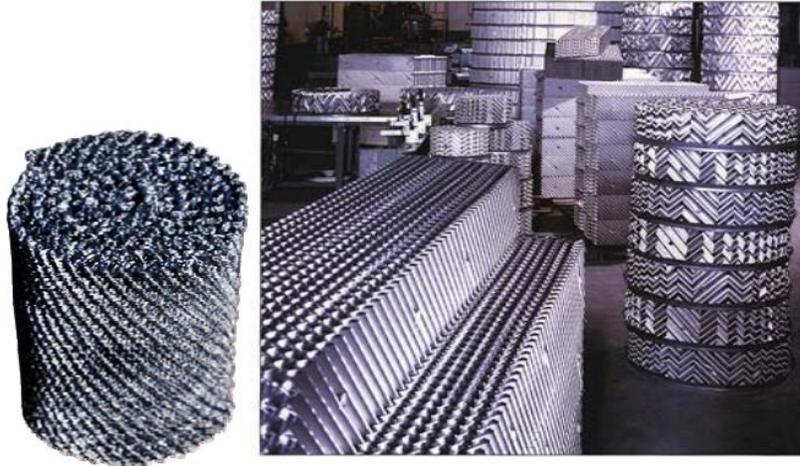


Figura 10. Empaques estructurados (Barderas, 2010).

Usualmente el líquido entra por la parte superior de la torre y con la ayuda de un distribuidor como los que se observan en la figura 11 se puede humedecer de una manera más uniforme el empaque. El gas entra por el fondo de la torre y llega a un distribuidor (figura 12) que ayuda a que fluya hacia arriba de una manera más homogénea a través de todo los huecos que hay entre los empaques, así el empaque genera una gran área de contacto entre estas dos fases haciendo que el soluto que está en el gas se trasfiera hacia el líquido de manera que, por el fondo de la torre obtendremos un líquido rico en soluto mientras que por el domo obtendremos un gas con una concentración mucho menor de ese soluto, o como se le suele decir un gas “empobrecido”.

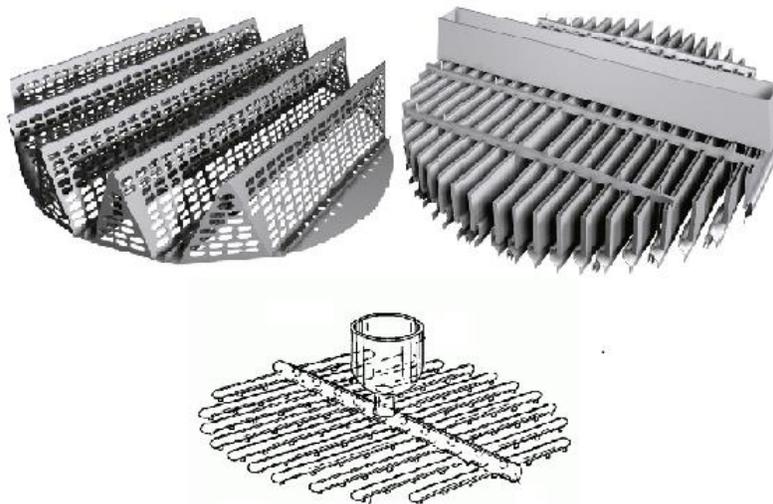


Figura 11. Distribuidores de líquido (Barderas, 2010)

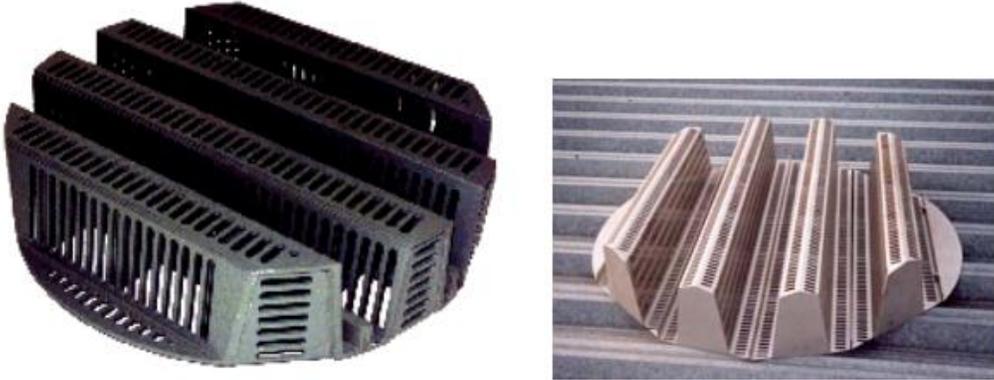


Figura 12. Distribuidores de gas (Barderas, 2010).

## 2.8 Diseño de las torres de absorción

Para poder obtener la línea de operación para un proceso como la absorción el diagrama de McCabe-Thiele es muy útil. Para eso se requiere que se satisfagan los balances de energía y que la relación de flujo líquido/flujo de gas sea constante (Wankat, 2008):

Para que el balance de energía se cumpla suponemos (Wankat, 2008):

1. El calor de absorción es despreciable.
2. Es una operación isotérmica.

Cuando las corrientes de gas y líquido son bastante diluidas, es probable que esas hipótesis queden satisfechas.

También se desea que la línea de operación sea una recta. Esto sucederá de manera automática si definimos que:

$$L/G = \frac{\text{moles de solvente no volatil}/h}{\text{moles de gas insoluble portador}/h}$$

y si además suponemos que:

- 3.- El solvente es no volátil.
- 4.- El gas portador es insoluble.

Los resultados de estas dos últimas hipótesis son que el balance de masa para el solvente es:

$$L_N = L_j = L_0 = L = \text{constante}$$

Mientras que el balance de masa para el gas portador es:

$$G_{N+1} = G_j = G_1 = G = \text{constante}$$

No se pueden hacer estas suposiciones en mezclas concentradas ya que se puede absorber una cantidad significativa de soluto y esto cambiaría los flujos de gas y líquido, y la línea de operación se convertiría en una curva. Para soluciones muy diluidas (<1% de soluto), se pueden usar flujos totales y pueden usarse fracciones masa o molares en las ecuaciones de operación y equilibrio. Como se quiere usar  $L = \text{moles de solvente no volátil (S)}/h$ , y  $G = \text{moles de gas portador insoluble (C)}/h$ , debemos definir nuestras composiciones de tal manera que podamos formular un balance de masa para el soluto **A**.

En la figura 13 se presenta un diagrama general de una torre de absorción que nos servirá como referencia para los balances de materia.

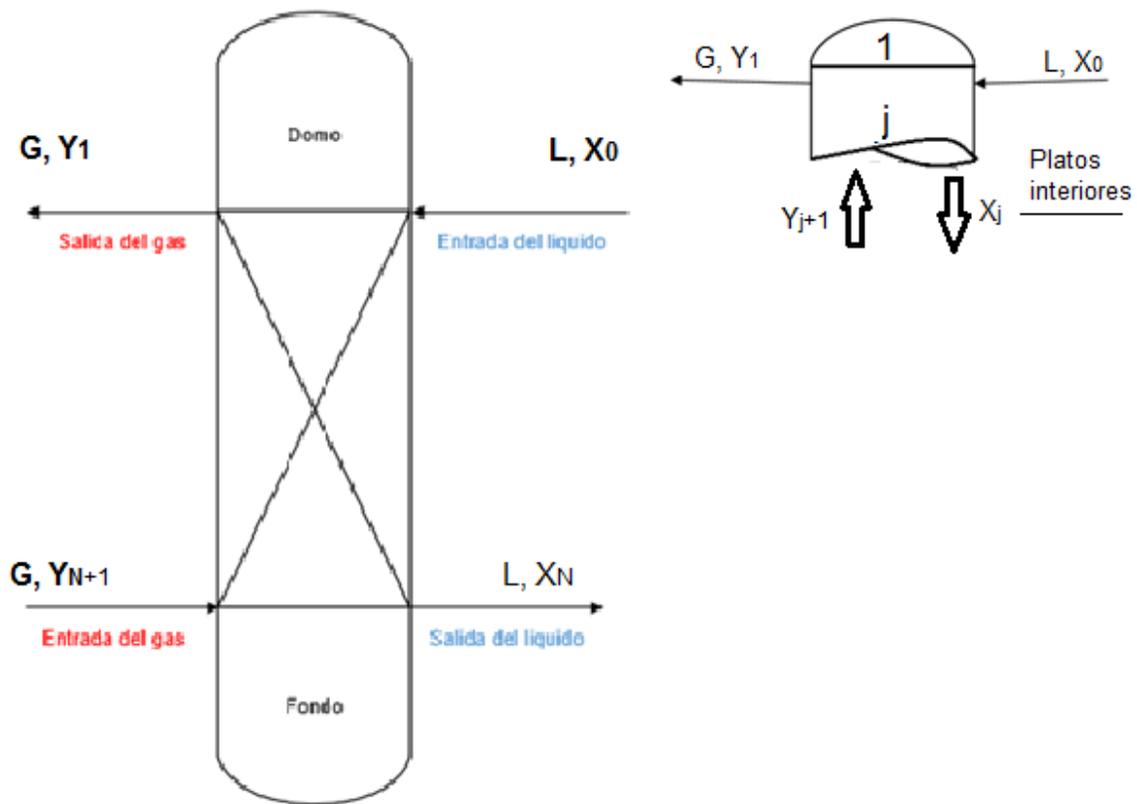


Figura 13 Diagrama general de una torre de absorción

Una forma correcta de definir las *relaciones molares* para así poder formular un balance de masa para el soluto **A** se presenta a continuación.

$$Y_A = \frac{\text{moles de A en el gas}}{\text{moles de gas portador puro, C}}$$

$$X_A = \frac{\text{moles de A en líquido}}{\text{moles de solvente puro S}}$$

Las relaciones molares **Y** y **X** se relacionan con las fracciones molares mediante:

$$Y_A = \frac{y_A}{1 - y_A} \quad (15)$$

$$X_A = \frac{x_A}{1 - x_A} \quad (16)$$

Observe que **Y** y **X** pueden ser mayores a 1

Habiendo definido las relaciones molares ahora procedemos a hacer el siguiente análisis dimensional y obtenemos lo siguiente:

$$Y_{jG} = \left[ \frac{\text{moles de A en la corriente gas } j}{\text{moles de gas portador}} \right] \left[ \frac{\text{moles de gas portador}}{h} \right] = \frac{\text{moles de A en la corriente gas } j}{h}$$

$$X_{jL} = \left[ \frac{\text{moles de A en la corriente líquida } j}{\text{moles de solvente}} \right] \left[ \frac{\text{moles de solvente}}{h} \right] = \frac{\text{moles de A en la corriente líquida } j}{h}$$

Balance global de materia

*entradas = salidas*

$$Y_{j+1}G + X_0L = X_jL + Y_1G \quad (17)$$

Es decir:

$$\text{moles de A a la entrada}/h = \text{moles de A a la salida}/h$$

Al despejar  $Y_{j+1}$  de la ecuación (17) resulta:

$$Y_{j+1} = \frac{L}{G}X_j + \left[ Y_1 - \frac{L}{G}X_0 \right] \quad (18)$$

Que es una recta con pendiente  $L/G$  y ordenada al origen  $(Y_1 - (L/G)X_0)$ . Esta es la *línea de operación* para absorción. Así si graficamos las relaciones de **Y** en función de **X**, obtendremos una gráfica del tipo McCabe-Thiele como se ve en la figura 14.

Los pasos de este procedimiento son:

1.- Graficar los datos de equilibrio de **Y** en función de **X** (convertir de fracción a relaciones molares).

2.- Se conocen los valores de  $X_0, Y_{N+1}, Y_1$  y  $L/G$

3.- La pendiente es  $L/G$ . Trace la línea de operación.

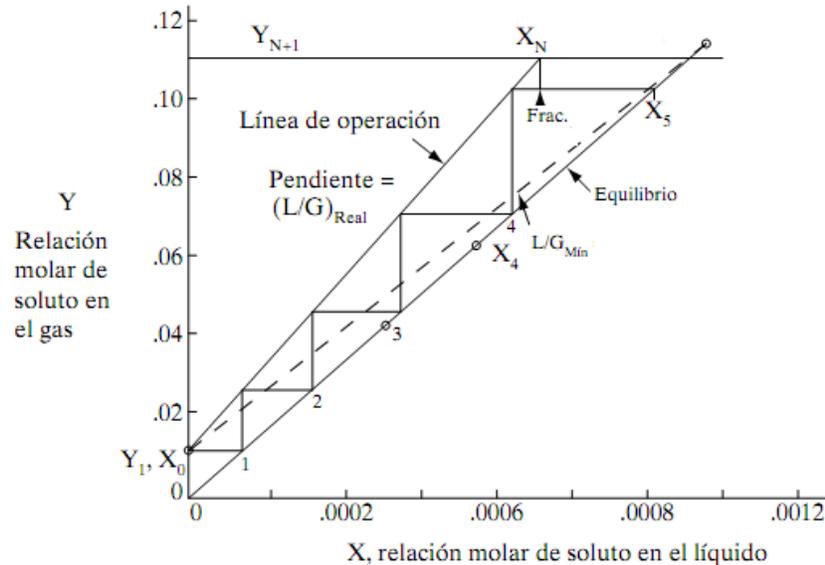


Figura 14. Diagrama de McCabe-Thiele para el proceso de absorción (Wankat, 2008).

Por lo general se conoce la composición del soluto en el gas de entrada ( $Y_{N+1}$ ) pero se desconoce la composición del soluto en el líquido  $X_N$ , por lo que el caso límite es cuando este valor está dado por el punto donde el gradiente es cero, es decir cuando se alcanza la concentración de equilibrio. Esto hace que la pendiente de la línea de operación cambie y a esta nueva línea se le conoce como  $(L/G)_{min}$  (línea punteada de la figura 15) este valor nos dice los flujos tanto de líquido como gas mínimos necesarios para que se dé el proceso de absorción.

De manera abreviada, los pasos para conocer el número de etapas y la relación de flujos es:

1. Obtener, transformar a relación molar y graficar los datos de la línea de equilibrio de la especie a absorber  $Y$  en función de  $X$ .
2. Se conocen los valores de las fracciones del domo ( $X_0, Y_1$ ) y la composición de entrada del gas  $Y_{N+1}$ .
3. Trazar la línea de operación con pendiente  $(L/G)_{min}$ .
4. Una vez obtenido el valor de  $(L/G)_{min}$  podemos obtener el  $(L/G)_{op}$  mediante una regla heurística:

$$1.1(L/G)_{min} \leq (L/G)_{op.} \leq 1.5(L/G)_{min}$$

5. Trazar la nueva línea con pendiente  $(L/G)_{op.}$  obtenida en el paso anterior
6. Escalonar las etapas alternando entre la curva de equilibrio y la línea de operación.

### 2.8.1 Cálculo de la altura de la torre

Para calcular la altura es necesario hacer un balance de masa microscópico de una sección de la torre, pero antes definiremos la rapidez de transferencia de masa basada en el gradiente global del lado de gas como sigue:

$$r = K_G a P (y_A - y_A^*) \quad (19)$$

Donde:

$r$  = rapidez de transferencia de masa  $\left[ \frac{mol}{h \ m^3} \right]$

$K_G$  = coeficiente global de transferencia de masa  $\left[ \frac{mol}{h \ m^2} \right]$

$y_A - y_A^*$  = gradiente global del lado del gas.

$P$  = presión total del sistema  $[Pa]$

$a$  = área por unidad de volumen de empaque  $\left[ \frac{m^2}{m^3} \right]$

$S$  = Área de la sección transversal de la torre  $[m^2]$

$dz$  = Elemento diferencial de altura de la torre  $[m]$

La figura 16 muestra el balance de materia en una sección de la torre:

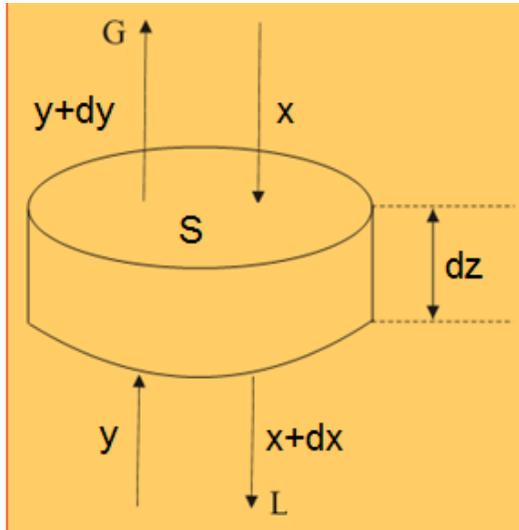


Figura 15. Vista de una sección transversal de la torre de absorción.

$$d(x_A L) = -d(y_A G) \quad (20)$$

El volumen de la sección es:

$$Sdz \quad (21)$$

Tenemos que el aumento de la masa de **A** en el líquido se debe a la rapidez con la que se trasfiere este componente:

$$d(x_A L) = rSdz \quad (22)$$

La rapidez de pérdida del componente **A** para la corriente de gas es:

$$-d(y_A G) = rSdz \quad (23)$$

Sustituyendo la expresión (19) en (23) nos queda:

$$-d(y_A G) = K_G a P (y_A - y_A^*) S dz \quad (24)$$

Suponiendo que  $K_G, a, S, P$  y  $G$  son constantes e independiente de la altura, obtenemos:

$$\int_{z=0}^{z=z_t} dz = -\frac{G}{K_G aSP} \int_{y_A=y_{A1}}^{y_A=y_{A2}} \frac{dy_A}{(y_A - y_A^*)} \quad (25)$$

Integrando y cambiando los límites de la integral del lado derecho de la ecuación (25) obtenemos la siguiente expresión:

$$Z_T = \frac{G}{K_G aSP} \int_{y_A=y_{A2}}^{y_A=y_{A1}} \frac{dy_A}{(y_A - y_A^*)} \quad (26)$$

Donde:

$$\frac{G}{K_G aSP} = \text{Altura de la unidad de transferencia ó HTU}$$

$$\int_{y_A=y_{A2}}^{y_A=y_{A1}} \frac{dy_A}{(y_A - y_A^*)} = \text{Número de unidades de transferencia ó NTU}$$

Así, para calcular la altura total de la torre:

$$Z_T = HTU * NTU \quad (27)$$

### 2.8.2 Diseño hidráulico

En las torres de absorción empacadas ocurren caídas de presión debido a diferentes factores como: el empaque, el roce con las paredes de la torre y al choque con el líquido que va en contracorriente (Barderas, 2010). Si graficamos  $\Delta P$  vs el caudal del gas para un flujo de líquido dado obtendremos lo siguiente:

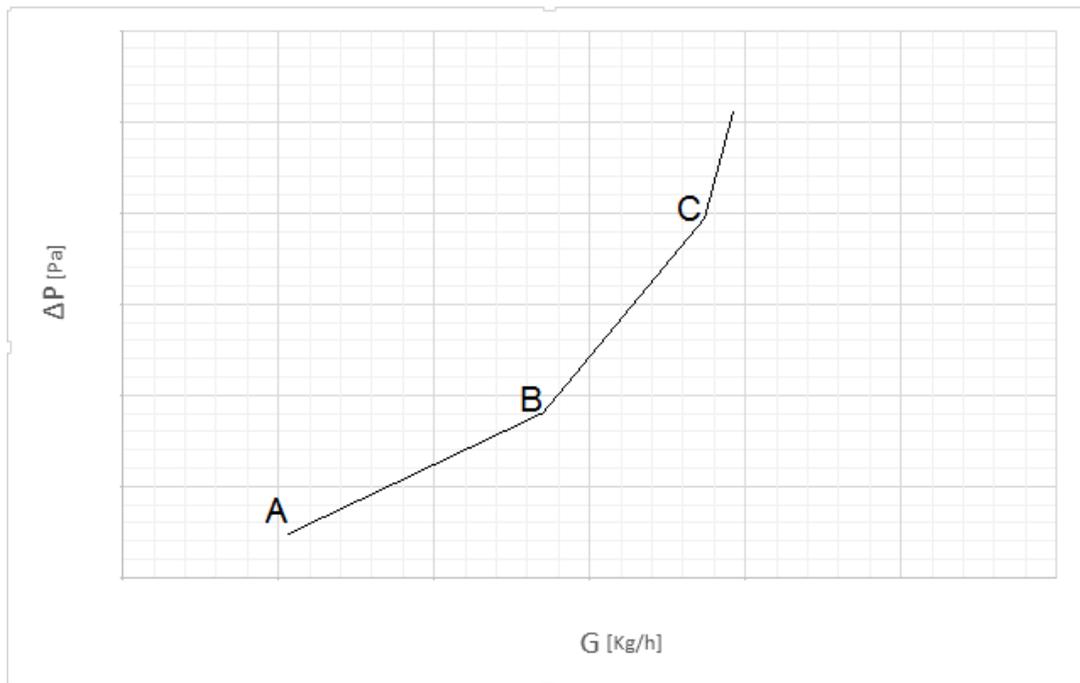


Figura 16. Efecto del flujo de gas en las caídas de presión en una torre de absorción para un diámetro cte de torre.

Del punto A al B de la figura 16 las caídas de presión se pueden calcular por medio de graficas o por ecuaciones tales como:

$$\Delta P = \alpha (10^{\beta \frac{L}{A}}) \left( \frac{(G/A)^2}{\rho_G} \right) \quad (28)$$

Donde  $\alpha, \beta$  son factores propios del empaque y  $L/A$  y  $G/A$  son masa velocidades.

El punto B se conoce como el “punto de carga” y es donde ocurre una pérdida de energía del gas para frenar el flujo del líquido por lo que se reduce la sección efectiva de flujo de gas. En el punto C se produce un fenómeno llamado “punto de inundación”, en el cual la torre se vuelve inestable, ya que el gas retiene al líquido impidiendo que este fluya y descienda produciéndose así una inundación de la torre y por consecuencia no hay transferencia de masa (Barderas, 2010).

A continuación se describe el algoritmo para el diseño de una torre de absorción (Robert E. Treybal, 1981)

1. Realizar el balance de materia y obtener la relación  $(L/G)_{op}$ .
2. Seleccionar el tipo y tamaño de empaque.
3. Estimar un diámetro de la torre, por lo general van de 12"- 60" (depende del tamaño del empaque).
4. Calcular el  $\Delta P$  de inundación con la correlación de Kirster.

$$\Delta P_{flood} = 0.115F^{0.7} \quad (29)$$

Donde  $F = \text{factor de empaque } [ft^{-1}]$

$$\Delta P_{flood} = \text{caída de presión } \left[ \frac{inH_2O}{ft^2} \right]$$

5. Una vez obtenida la  $\Delta P_{flood}$  se calcula  $FP$  y con la gráfica de Striegler (Apéndice A) se determina el parámetro de capacidad  $CP$ .

Donde:

$$FP = \frac{L}{G} \sqrt{\frac{\rho_G}{\rho_L}} \quad (30)$$

$$CP = C_S F^{0.5} v_L^{0.05} \quad (31)$$

$$v_L = \frac{\mu_L}{\rho_L} \quad y \quad \begin{matrix} \mu_L [=] \text{ cp} \\ \rho_L [=] \text{ g/cm}^3 \end{matrix} \quad (32)$$

$$C_S = \frac{G/S}{\sqrt{\rho_G} \sqrt{\rho_G - \rho_L}} \quad (33)$$

6. Se calcula la  $\Delta P_{op}$ .

$$\Delta P_{op} = (\text{Condición de inundación}) \Delta P_{flood} \quad (34)$$

Donde la *condición de inundación* es un porcentaje hidráulico debido a la columna del líquido y por lo general está entre los valores de 0.3-0.6.

7. Calculamos el diámetro de la torre a partir de la ecuación (33)  $C_S$ .

$$S = \frac{G}{C_S \sqrt{\rho_G} \sqrt{\rho_L - \rho_G}}$$

Donde  $S$  es el área transversal de la torre

Una vez obtenido el valor del área transversal de la torre calculamos el diámetro.

$$D = \sqrt{\frac{4S}{\pi}} \quad (35)$$

8. Si  $D_{calculado} \neq D_{propuesto}$  regresar al paso 2.

9. Calcular la masa velocidad promedio.

$$G' = \frac{G'_{entrada} - G'_{salida}}{2} \quad (36)$$

10. Determinar  $K_G a$  o  $HTU$  mediante correlación.

11. Determinar  $NTU$  por método numérico ó mediante la ecuación de Kremser.

$$12. Z_T = NTU * HTU \quad (37)$$

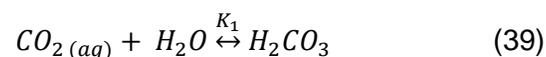
## 2.9 Proceso de absorción del $CO_2$ y $NO_x$ en agua de mar

En el océano el carbono inorgánico disuelto se presenta en tres diferentes formas: como dióxido de carbono disuelto  $CO_{2(aq)}$  (acuoso), como bicarbonato  $HCO_3^-$ , como ion carbonato  $CO_3^{2-}$ . Una cuarta forma es el ácido carbónico  $H_2CO_3$  pero este último tiene una concentración mucho más pequeña que la de  $CO_{2(aq)}$  ( $\leq 0.3\%$ ).

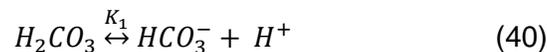
A continuación se presentan los pasos de reacción que suceden para que el dióxido de carbono logre disolverse en el agua de mar:



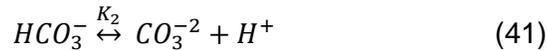
En el primer paso (ecuación 38) el  $CO_{2(g)}$  llega a la superficie del agua de mar donde se disuelve y se convierte en  $CO_{2(aq)}$ . La concentración de  $CO_{2(aq)}$  esta dada por la ley de Henry y  $H$  es el coeficiente de solubilidad de Henry.



En el segundo paso (ecuación 39) sucede una vez que el  $CO_2$  ya está disuelto en el agua de mar entonces se hidrata y se forma el ácido carbónico.



En el paso número 3 (ecuación 40) el ácido carbónico se disocia y libera un protón formando el ion carbonato.



En el paso 4 (ecuación 41) el ion carbonato se vuelve a disociar soltando un protón y formando el ion carbonato.

Las constantes de equilibrio  $K_1$  y  $K_2$  quedan expresadas de la siguiente manera:

$$K_1 = \frac{[\text{HCO}_3^-][\text{H}^+]}{[\text{CO}_2(\text{aq})]} \quad (42)$$

$$K_2 = \frac{[\text{HCO}_3^-]}{[\text{CO}_3^{2-}][\text{H}^+]} \quad (43)$$

Para la expresión de las constantes de reacción solo se tomaron en cuenta las ecuaciones químicas (39) y (41) y se consideró que la concentración de  $\text{CO}_2(\text{aq})$  es la misma que la de  $\text{H}_2\text{CO}_3$  ya que este último es muy inestable y se disocia rápidamente.

Estas constantes de equilibrio tienen una fuerte dependencia con la temperatura y salinidad, la presión no tiene gran efecto significativo sobre ellas. En la figura 17 se muestra el comportamiento de las dos constantes de equilibrio al variar la temperatura, la salinidad y la presión (Richard & Dieter, 2001).

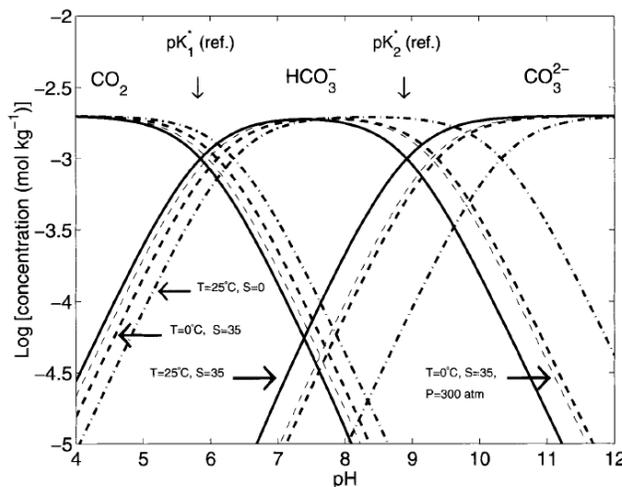


Figura 17. Ilustración del efecto de la T, P y salinidad (S) en  $pK_1$  y  $pK_2$ . La línea negra continua representa el caso de referencia donde  $T=25^\circ\text{C}$ ,  $P=1$  atm y  $S=35$  (Richard & Dieter, 2001).

A la suma de todas las formas del carbono disuelto  $\text{CO}_2(\text{aq})$ ,  $\text{HCO}_3^-$  y  $\text{CO}_3^{2-}$  se le conoce como *carbono inorgánico disuelto* y se le abrevia como *DIC*.

$$DIC = [CO_{2(aq)}] + [HCO_3^-] + [CO_3^{2-}] \quad (44)$$

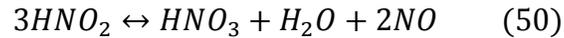
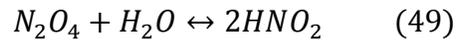
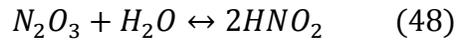
Mientras el DIC nos dice cuanto carbono inorgánico hay en el agua (ecuación 44), el CA (ecuación 45) nos dice de la alcalinidad que hay debido a los carbonatos disueltos:

$$CA = [HCO_3^-] + 2[CO_3^{2-}] \quad (45)$$

En la ecuación (45) el coeficiente del ion  $CO_3^{2-}$  es 2 debido a la carga del ion. La alcalinidad del agua de mar no solo es debida a los carbonatos y la CA es solo una pequeña parte de la alcalinidad total (TA) (ecuación 46) que toma en cuenta a los demás iones que existen en el agua de mar:

$$TA = [HCO_3^-] + 2[CO_3^{2-}] + [B(OH)_4^-] + [OH^-] - [H^+] \\ + \text{componentes en menor proporción} \quad (46)$$

Para el sistema óxidos de nitrógeno (NOx)-agua (H<sub>2</sub>O), se han reportado mecanismos de solubilización complejos que salen del alcance de esta tesis, sin embargo se muestran en forma resumida las reacciones que se llevan a cabo desde que se disuelve hasta que reacciona con el agua.



### **3. HIPÓTESIS**

El proceso de absorción en agua de mar del CO<sub>2</sub> y NO<sub>x</sub> contenidos en los gases de combustión de un motor diésel se realizará con velocidades y eficiencias ligeramente superiores a la absorción en agua dulce.

### **4. OBJETIVOS**

#### **4.1 Objetivo General**

Evaluar el desempeño de un absorbedor de gases para la eliminación de CO<sub>2</sub> y NO<sub>x</sub> proveniente de la combustión de un motor diésel usando agua de mar.

#### **4.2 Objetivos Particulares**

- Evaluar el desempeño de una torre de absorción empacada bajo diferentes condiciones de operación.
- Evaluar el desempeño de una torre de absorción con spray bajo diferentes condiciones de operación.
- Caracterizar la columna de absorción con los respectivos coeficientes de transferencia de masa.

## 5. MATERIALES Y MÉTODOS

### 5.1 Sistema experimental: Columna Empacada

Se utilizaron dos sistemas experimentales en configuración de columna empacada. El primero fue una torre ya construida, de la cual se adaptó a las condiciones de las pruebas. El segundo sistema experimental fue una columna diseñada de acuerdo a ciertas especificaciones de operación de la aplicación de lavado de gases de combustión en una embarcación.

El primer sistema experimental (figura 18) consta de una torre de 1.03 m de largo y 0.66 m de diámetro y una tapa en la cual tiene incluida una entrada para el sistema de aspersión, tanto la torre como la tapa están hechas de fibra de vidrio.

En la parte inferior se encuentra una válvula de drenado que conecta a un tanque que contiene el agua utilizada en el proceso de absorción, mediante una manguera de 2 pulgadas, lo cual nos permite mantener el nivel del agua constante tanto en la torre como en el tanque. En la parte superior se colocó un extractor (TD-500/150 Mixvent marca S&P, España) que ayuda a controlar el flujo de gas que entra a la torre. En todas las pruebas se usó la configuración de lazo cerrado, controlando el flujo de recirculación que entrega una bomba centrífuga mediante una válvula de tres vías. Para distribuir el agua dentro de la torre se empleó un difusor construido con tubos PVC perforados además una boquilla FullJet de ½" de cono lleno de acero inoxidable, ambos difusores fueron evaluados por separado. El sistema de bombeo que se utilizó para poder llevar el agua del tanque a la parte alta de la torre fue una bomba centrífuga marca SIEMENS de ½ HP. En las pruebas que se requirió controlar el pH, se realizó mediante la dosificación de sosa mediante una bomba peristáltica (Cole-Parmer, modelo 755905, Chicago Illinois) conectada a un pequeño tanque que contenía la disolución de NaOH 1N, la cual se adicionaba controladamente en líquido del fondo de la torre. La figura 19 muestra una fotografía del sistema adaptado.

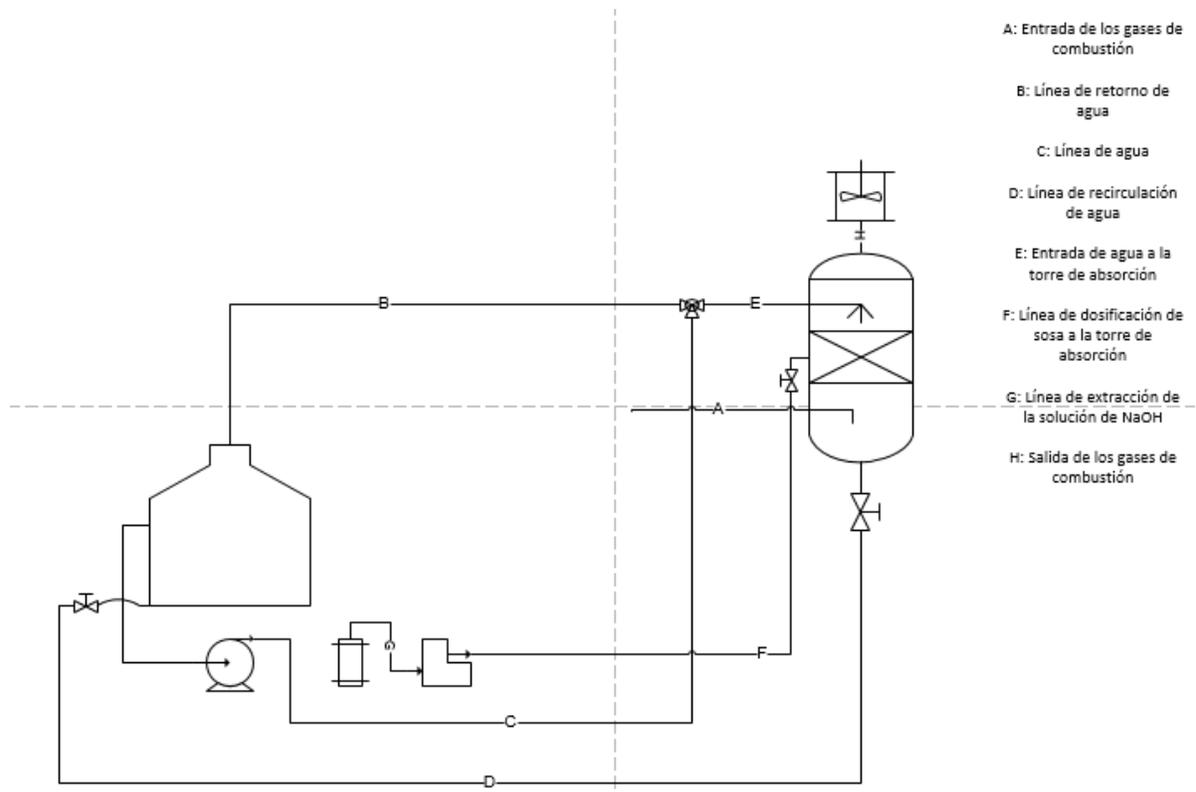


Figura 18. Diagrama de flujo de proceso del primer sistema experimental.



Figura 19. Foto real del primer sistema experimental.

El segundo sistema experimental (figura 20 y 21) consta de una torre de acero inoxidable de 2.25 m de alto y 0.26 m de diámetro que está recubierta por un aislante

de fibra de vidrio que se sostiene con un recubrimiento de acero inoxidable. La línea de admisión de gases es un tubo de acero inoxidable de 6.1 m de largo y 1.5 in de diámetro el cual tiene soldadas unas pequeñas placas de metal (tubo aletado) que sirven para disipar el calor de la corriente de gases y así disminuir su temperatura hasta la temperatura ambiente. El sistema hidráulico se compone de una bomba CP 670 K marca PEDROLLO, Italia de 5.4 m<sup>3</sup>/h de capacidad, la cual toma el agua de un tanque y la envía a través de una tubería en la que están situadas a diferentes alturas las boquillas que distribuyen el líquido a través de la torre. El extractor marca FPZ modelo SCL-30 DH, Italia, fue el que se utilizó para mover el aire a través de la columna, tiene una capacidad de 100 m<sup>3</sup>/h con una presión de descarga de 0.068 bar. Esta columna fue evaluada en dos configuraciones: como columna empacada y columna de spray.

A: Entrada de los gases de combustión provenientes del camión.

B: Entrada de los gases de combustión a la torre después de ser enfriados por el tubo aletado.

C: Salida del agua de proceso.

D: Succión del agua de proceso por la bomba centrífuga.

E: Lineass de alimentación de agua a la torre.

F: Línea de succión de los gases de combustión.

G: Línea de descarga de los gases de combustión a la atmosfera

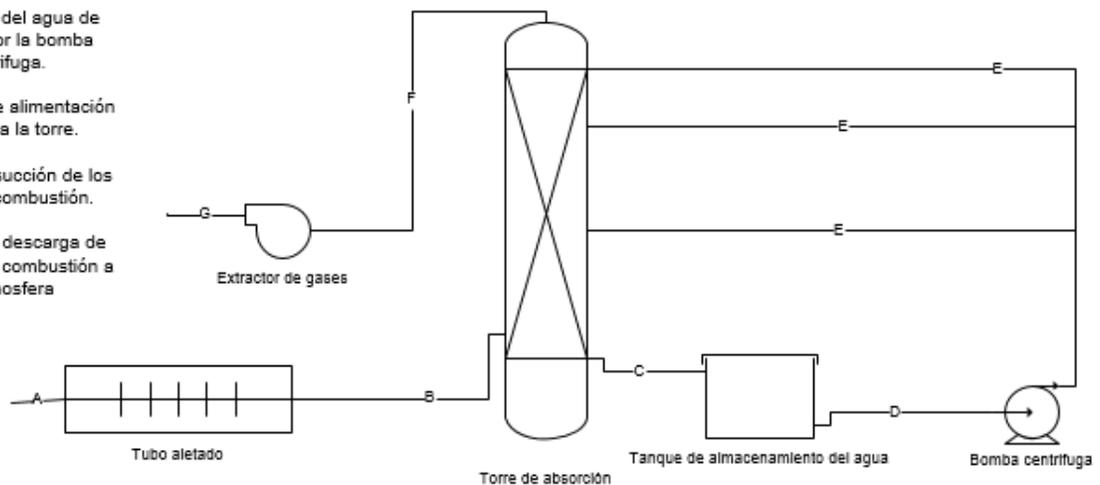


Figura 20 Diagrama de flujo de proceso del sistema experimental 2.



Figura 21 Foto del segundo sistema experimental.

## 5.2 Determinaciones instrumentales

El pH se midió continuamente mediante un electrodo sumergido en el tanque de agua y fue controlado automáticamente mediante el accionamiento de una bomba peristáltica para que comience a enviar al sistema una solución NaOH 1M y así reestablecer el pH en 8.3 (figura 22).



Figura 22 Sistema de control de pH.

La medición de la temperatura de los gases, se llevó a cabo en forma continua mediante dos termopares colocados a la entrada y salida de los gases de combustión de la columna de absorción, estos dispositivos enviaban una señal a una tarjeta de adquisición de datos y eran grabados en una computadora personal.

Para medir la concentración de los gases  $\text{CO}_2$ ,  $\text{SO}_x$ ,  $\text{NO}_x$  a la entrada y salida de los gases de combustión se ocupó un equipo llamado Testo Maritime 350, Alemania, el cual tiene una sonda y un termo-higrómetro que permitió la extracción en continuo de una muestra del gas de combustión además permitió la medición de la temperatura en la misma muestra (figura 23).



Figura 23 Medidor de concentración de gases Testo 350 Maritime.

El flujo volumétrico de gas de combustión en todos los experimentos se determinó con un Termo-Anemómetro de hilo caliente (modelo 407123, Extech, USA) mostrado en la figura 24 con el que obteníamos la velocidad lineal de flujo de los gases a la entrada y salida del sistema experimental, para obtener el flujo volumétrico sólo se multiplicó la velocidad lineal por el área de la sección transversal de la tubería.



Figura 24 Termo-Anemómetro.

## 6. METODOLOGÍA EXPERIMENTAL

### 6.1 Efecto de la relación L/G

Los experimentos se realizaron en dos configuraciones de columna, una como torre empacada con anillos Rashing de 1 pulgadas de diámetro nominal y la otra vacía donde el flujo de agua fue distribuido dentro de la columna con boquillas de Spray. Con la finalidad de evaluar el impacto que tienen ambos flujos sobre el desempeño de la absorción de los gases indeseables, se probaron diferentes relaciones L/G volumétricas, estas se muestran en la tabla 4 observando las combinaciones de flujos en ambas fases. Donde como control se empleó agua fresca o dulce. El agua salada fue preparada sintéticamente a partir de la composición media del agua de mar.

Tabla 4. Evaluación de los flujos para el sistema experimental 1.

Prueba	Con agua dulce		Con agua de mar sintética	
	$L_{\min}$	$G_{\max}$	$L_{\min}$	$G_{\max}$
1	$L_{\min}$	$G_{\max}$	$L_{\min}$	$G_{\max}$
2	$L_{\max}$	$G_{\min}$	$L_{\max}$	$G_{\min}$
3	$L_{\min}$	$G_{\min}$	$L_{\min}$	$G_{\min}$
4	$L_{\max}$	$G_{\max}$	$L_{\max}$	$G_{\max}$

Donde  $L_{\min} = 0.6 \text{ m}^3/\text{h}$ ,  $L_{\max} = 1.25 \text{ m}^3/\text{h}$ ,  $G_{\min} = 6.57 \text{ m}^3/\text{h}$ ,  $G_{\max} = 16.41 \text{ m}^3/\text{h}$

Una vez definida la relación L/G más conveniente, se evaluó el efecto del pH en agua dulce y salada, donde se probaron dos pH en ambos tipos de agua, 7.0 y 8.2. Esto con la finalidad de establecer la mayor contribución a la absorción. La tabla 5 muestra el diseño experimental.

Tabla 5. Efecto del pH en la absorción en agua dulce y de mar sintética.

Torre empacada con anillos Rasching	
$L_{\min}/G_{\min}$	
Con agua dulce	Con agua de mar sintética
Torre con spray	
$L_{\min}/G_{\min}$	
Con agua dulce	Con agua de mar sintética

## 6.2 Metodología experimental de las pruebas de absorción

A continuación se describe la metodología paso a paso, que se siguió durante la realización de las pruebas de absorción de gases indeseables y presentes en los gases de combustión. El procedimiento fue el mismo para ambos sistemas experimentales.

1. Preparación del agua de mar sintética siguiendo las proporciones de sales que se muestran en la tabla 20 de los anexos (Harrison et al. 1980, Berges et al. 2001). Se prepararon 500 L para lo cual se utilizó una mezcla de sales comercial (marca Golden Bell) que contiene todas las sales necesarias en las porciones adecuadas.
2. Dependiendo de la configuración a evaluar, se preparaba la columna, es decir se empacaba, desempacaba y se adicionaba la boquilla de spray.
3. Se realizó la conexión de los dos termopares, uno a la entrada y el segundo a la salida de los gases. Se colocaba el extractor de gases (en el caso de necesitarlo) en la parte superior de la torre, cuidando admisiones de aire, para lo cual se selló perfectamente todas las interconexiones y tapas.
4. Se revisaba que el agua empleada para la absorción estuviera limpia, en caso contrario se procedía a vaciar el tanque y limpiarlo para poder rellenarlo. Se colocó el electrodo para la medición y control del pH.
5. Con ayuda de una tubería flexible, se conectaba el escape de la camioneta modelo Sprinter Mercedes Benz al sistema experimental 1 o a un camión Mercedes Benz 1985 de 8 toneladas para el sistema experimental 2. Se encendía el vehículo y se dejaba trabajando por alrededor de 15 a 20 min tiempo para estabilizar las emisiones. Una vez hecho esto, se encendía la bomba de agua y nuevamente dejábamos pasar de 15 a 20 min para que el sistema se estabilizara. En ese momento se encendía el equipo de medición de gases Testo 350 y con el termo-higrómetro se medía la temperatura y humedad del ambiente para posteriormente alimentar esos datos al Testo 350, también se programaban los tiempos de medición y de toma de muestra.
6. Antes de comenzar con las mediciones de la concentración y con ayuda del Termo-Anemómetro se medían las velocidades lineales de entrada y salida del gas. El procedimiento era insertar la sonda del Termo-Anemómetro en dirección perpendicular al flujo a medir, con ayuda de una pequeña muesca hecha en la punta de la sonda nos guiábamos para saber que esta estaba en el sentido correcto, lo siguiente era esperar a que la velocidad se estabilizara y tomar los datos.
7. Para medir la concentración de la corriente de gases el procedimiento era muy similar, se insertaba la sonda del Testo 350 de forma perpendicular a la tubería a medir, en un orificio situado a 5 diámetros de la entrada de los gases (el diámetro está referido al de la tubería por la cual están fluyendo los gases) y se esperó 3 minutos en esa posición. Una vez que el equipo terminaba con la etapa de medición entraba en la fase de “enjuague” que tardaba 10 min

con lo que teníamos que esperar ya que es algo que el equipo necesita para poder purgar partículas o ceniza que se pudieron adsorber en el sistema de medición. Pasado ese tiempo se continuaba con la medición de la concentración de los gases a la salida y se realizaba el mismo procedimiento. Lo anterior se repetía 3 veces para poder tener confianza en los datos de concentración.

### 6.3 Evaluación de la capacidad y eficiencia de eliminación de la absorción de CO<sub>2</sub> y NO<sub>x</sub>

Para poder cuantificar la cantidad de CO<sub>2</sub>, NO<sub>2</sub> y NO que se estaba eliminando utilizamos la eficiencia de eliminación que se define como:

$$\%E.E = \frac{(Q_{entrada} * C_{entrada}) - (Q_{salida} * C_{salida})}{Q_{entrada} * C_{entrada}} \times 100 \quad (51)$$

Donde  $C_{entrada}$  y  $C_{salida}$  son las concentraciones de entrada y de salida respectivamente al sistema y  $Q_{entrada}$  y  $Q_{salida}$  son los flujos volumétricos del gas de entrada y salida respectivamente.

La capacidad de eliminación se define como:

$$C.E = \frac{(Q_{entrada} * C_{entrada}) - (Q_{salida} * C_{salida})}{V_{empacado}} \quad (52)$$

Otro parámetro que se utilizó fue el de carga total alimentada que se define a continuación:

$$C.T = \frac{C.E}{\%E.E} \times 100 \quad (53)$$

### 6.4 Evaluación experimental de los coeficientes de transferencia de masa

Con la finalidad de caracterizar las capacidades de absorción de las dos configuraciones empleadas y operadas a diferentes  $L/G$ , se calcularon a partir de las concentraciones experimentales los correspondientes coeficientes globales de transferencia de masa referidos a la fase gaseosa ( $K_G a$ ), mediante la aplicación de la ecuación (54) que relaciona el flujo del gas ( $Q_G$ ), el volumen empacado de la columna ( $V_{empacado}$ ) y las concentraciones de entrada a la columna ( $C_{entrada}$ ) y de

salida después del proceso de absorción ( $C_{salida}$ ); estas concentraciones son las correspondientes a cada prueba y desempeño en estado estacionario. (Kim & Deshusses, 2008).

$$K_G a = \frac{Q_G}{V_{empacado}} \ln \left( \frac{C_{entrada}}{C_{salida}} \right) \quad (54)$$

El  $CO_2$  y el  $NO_2$  son gases solubles debido a la reacción química con el agua de mar. Para obtener el valor de  $K_G$  se utilizó la ecuación (13) y se le agregó un coeficiente de mejora (E) debido a la reacción química del  $CO_2$  o  $NO_2$  con la alcalinidad del agua de mar, así se tiene la ecuación (55) (Nauman, 2002).

$$K_G = \frac{1}{1/k_G + H/E \cdot k_L} \quad (55)$$

Donde E para el  $CO_2$  en el agua dulce su valor es de 1 y para agua salada es 1.23 (Wanninkhof & Knox, 1996) y  $a$  es el área específica interfacial.

## 6.5 Evaluación de los coeficientes de transferencia de masa por la correlación de Onda

Con ayuda de las siguientes correlaciones se pudieron calcular los coeficientes de transferencia de masa individuales del gas ( $k_G a$ ) y del líquido ( $k_L a$ ) y a su vez se pudo calcular el coeficiente de transferencia de masa global referido a las concentraciones en la fase gas con la ecuación (55) (Onda, Takeuchi & Okumoto, 1968).

$$\frac{a}{a_p} = 1 - \exp[-1.45(\sigma_c/\sigma)^{0.75} (Re_L)^{0.1} (Fr_L)^{-0.05} (We_L)^{0.2}] \quad (56)$$

Este coeficiente relaciona el área efectiva  $a$  con el área específica del empaque  $a_p$

Los números adimensionales utilizados para el cálculo de los coeficientes son válidos tanto para la fase gas como para la fase líquida y a continuación se definen.

$$Re = \frac{U\rho}{a_p\mu} \quad (57)$$

$$Fr = \frac{U^2 a_p}{g} \quad (58)$$

$$We = \frac{U^2 \rho}{\sigma a_p} \quad (59)$$

$$Sc = \frac{\mu}{\rho D_A} \quad (60)$$

En donde:

$Re = \text{Número de Reynolds}$

$Fr = \text{Número de Froude}$

$We = \text{Número de Weber}$

$Sc = \text{Número de Schmidt}$

$U = \text{velocidad del gas o líquido}$

$\mu = \text{viscosidad del gas o líquido}$

$\rho = \text{densidad del gas o líquido}$

$\sigma = \text{tensión superficial del líquido}$

$D_A = \text{difusividad del gas o del líquido}$

$g = \text{aceleración de la gravedad}$

Para el cálculo del coeficiente de transferencia individual de masa del lado del líquido tenemos la siguiente correlación.

$$k_L = 0.0051(Re_L)^{2/3} \left(\frac{a_p}{a_e}\right)^{2/3} (Sc_L)^{-1/2} (a_p d_p)^{0.4} \left(\frac{\rho_L}{\mu_L g}\right)^{-1/3} \quad (61)$$

Donde:

$$k_L = m/s$$

$d_p = \text{diámetro específico del empaque}$

Con la siguiente ecuación se puede calcular el coeficiente de transferencia individual de masa del lado del gas.

$$k_G = C * (Re_G)^{0.7} (Sc_G)^{1/3} (a_p d_p)^{-2} (a_p D_G) \quad (62)$$

$$k_G = m/s$$

Donde el valor de la cte. "C" cambia dependiendo del empaque.

El diseño de la torre de absorción depende en gran medida del correcto cálculo de los coeficientes de transferencia de masa los cuales normalmente son determinados experimentalmente, su valor está en función de variables como los flujos de líquido y gas, el tipo de empaque, entre otras.

## 7. RESULTADOS Y ANALISIS

### 7.1 Torre de absorción reutilizada

Se presentan las tablas y graficas de efecto de la relación volumétrica de flujos L/G tanto para agua dulce como para agua salada. La torre fue empacada con anillos Rasching de 1 pulgada

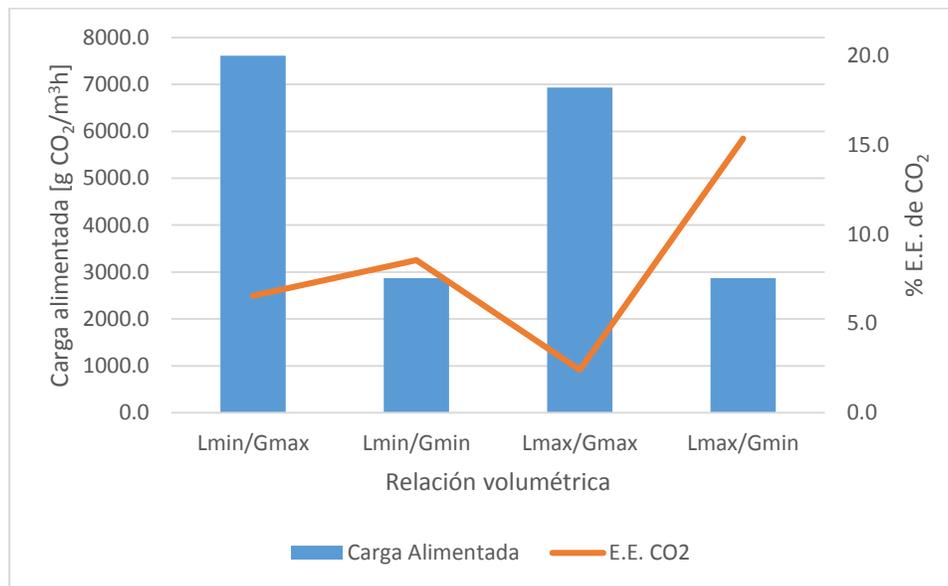


Figura 25a. Efecto de los flujos volumétricos en la absorción de CO<sub>2</sub> usando agua dulce.

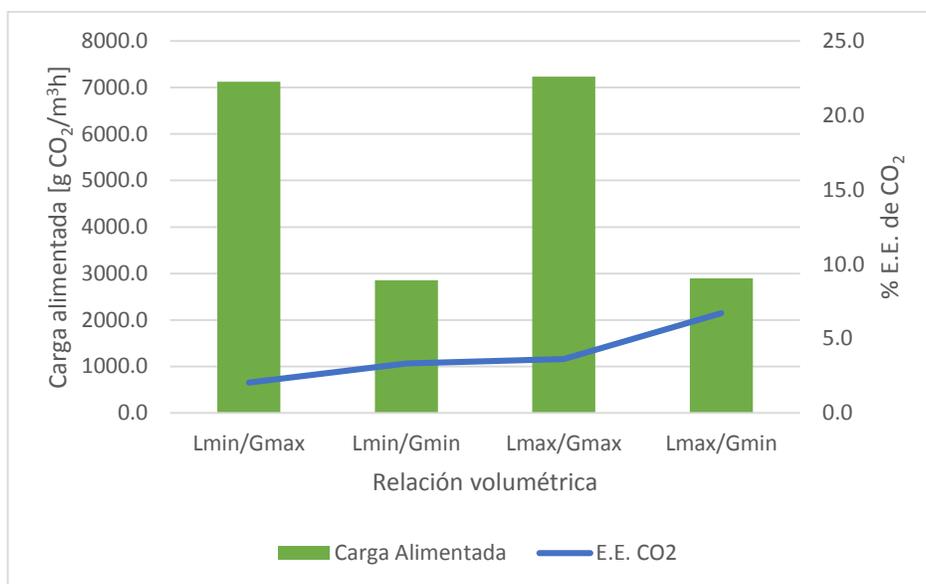


Figura 25b. Efecto de los flujos volumétricos en la absorción de CO<sub>2</sub> usando agua de mar sintética.

### Análisis para el CO<sub>2</sub>

La figura 25a muestra que se obtuvieron bajas eficiencias de eliminación de CO<sub>2</sub> al alimentar una gran cantidad de gas (G) y poco líquido a la torre (L) (ver valores de estos flujos en la tabla 9), esto debido a que la cantidad de líquido no es la suficiente y tal vez ocurre un fenómeno de inundación al inicio de la torre con lo que no se permite que haya una buena transferencia de masa en lo que resta de la torre desperdiándose una gran sección de la misma. En contraste, la relación volumétrica que más benefició a la eliminación de CO<sub>2</sub> fue un L<sub>máx</sub> combinado con un G<sub>mín</sub>, ya que al ser mayor la cantidad de líquido con respecto al gas, se permite que el tiempo de residencia del gas sea mayor lo que genera que pueda absorberse más debido al mayor tiempo de contacto entre las fases, y por lo tanto se beneficia a la transferencia de masa.

En la figura 25b podemos observar las eficiencias de eliminación de CO<sub>2</sub> alcanzadas utilizando agua de mar sintética con un pH de 8.2. El valor más alto alcanzado para esta especie fue utilizando el flujo máximo de líquido (L<sub>máx</sub>) y mínimo de gas (G<sub>mín</sub>) (ver valores en la tabla 10). Se esperaban eficiencias de CO<sub>2</sub> mayores debido al pH utilizado en estas pruebas ya que supone que la alcalinidad del agua de mar sintética ayudaría a que la absorción de CO<sub>2</sub> en el agua sea más rápida.

Un factor que pudo disminuir la absorción de CO<sub>2</sub> en ambas pruebas es el aspersion de líquido que utilizamos ya que en ciertas zonas se observó que caían chorros de agua, lo que tal vez afectó la transferencia de masa debido a que el agua no estaba bien dispersada sobre todo el empaque y esto pudo ocasionar que algunas zonas de la torre ni siquiera estuviesen mojadas. Lo anterior conlleva a un desperdicio de

área de contacto importante y por consiguiente una disminución significativa en la eficiencia de eliminación.

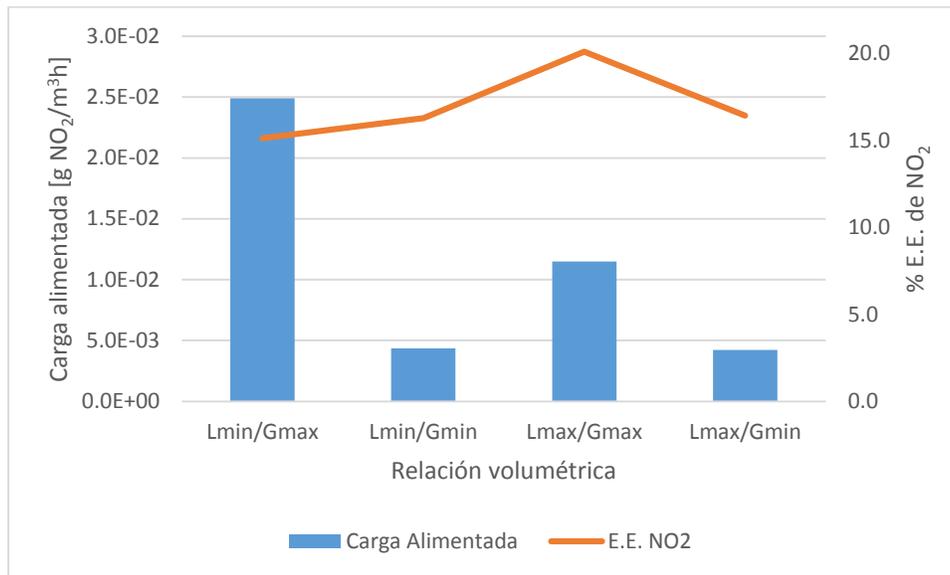


Figura 26a. Efecto de los flujos volumétricos sobre la absorción de NO<sub>2</sub> usando agua dulce.

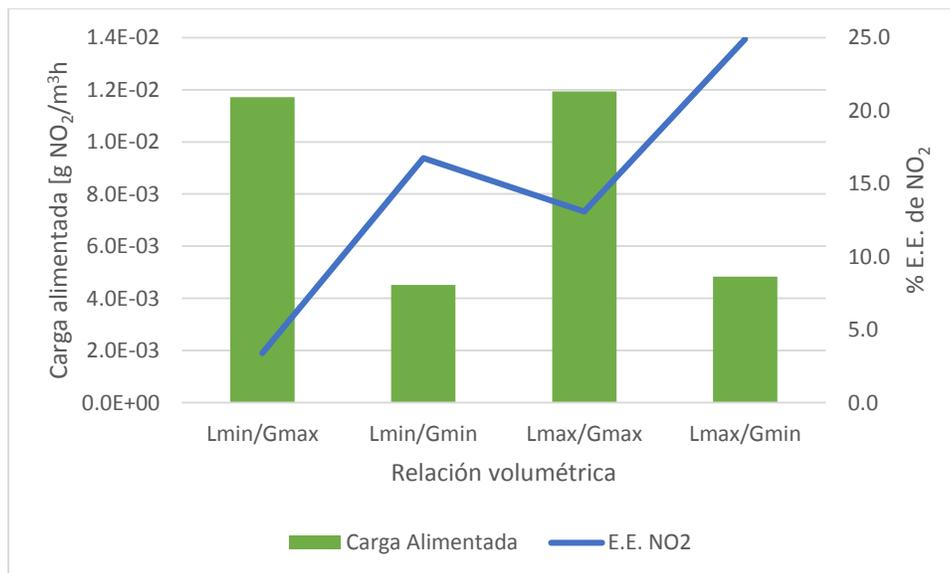


Figura 26b. Efecto de los flujos volumétricos sobre la absorción de NO<sub>2</sub> usando agua de mar sintética.

### Análisis para el NO<sub>2</sub>

La figura 26a muestra que las eficiencias de eliminación alcanzada de NO<sub>2</sub> con agua dulce resultaron ser independientes de la relación L/G, esto debido a la muy baja solubilidad del NO<sub>2</sub> en agua. En la gráfica 26b se observa que hay un comportamiento diferente al utilizar agua de mar sintética. La mejor eficiencia

obtenida fue cuando se alimentó un flujo máximo de líquido ( $L_{\text{máx}}$ ) y mínimo de gas ( $G_{\text{mín}}$ ) sin embargo al utilizar los flujos mínimos de líquido ( $L_{\text{mín}}$ ) y máximo de gas ( $G_{\text{máx}}$ ) la eficiencia decrece bastante aquí las diferencias pueden deberse a que el uso de agua de mar sintética mejoró la solubilidad del  $\text{NO}_2$ , lo que hizo que la eficiencia dependiera de los flujo de las fases gaseosas y líquidas los cuales mejoraron el mezclado ó en términos del  $K_{Ga}$  este se hizo mayor a  $L_{\text{máx}}/G_{\text{mín}}$ .

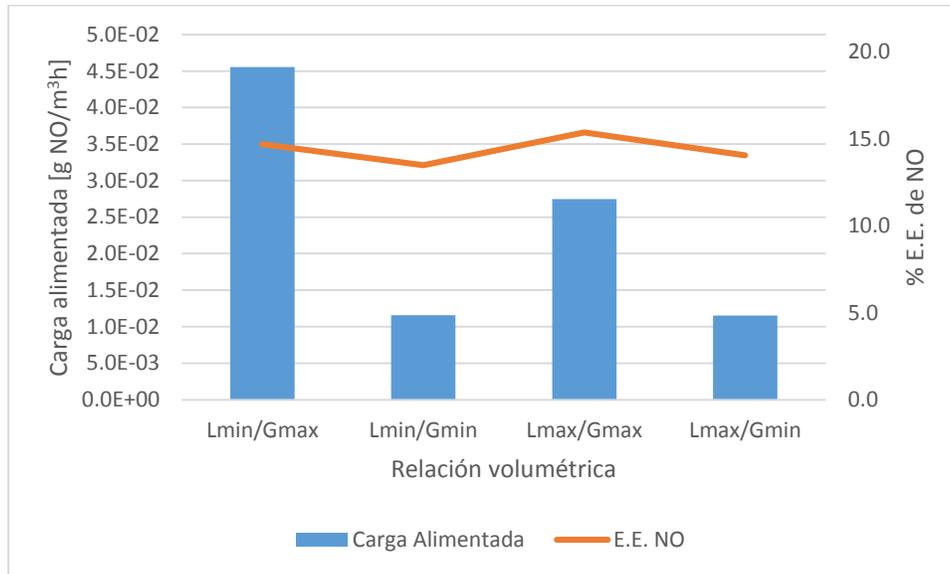


Figura 27a. Efecto de los flujos volumétricos sobre la absorción de NO usando agua dulce.

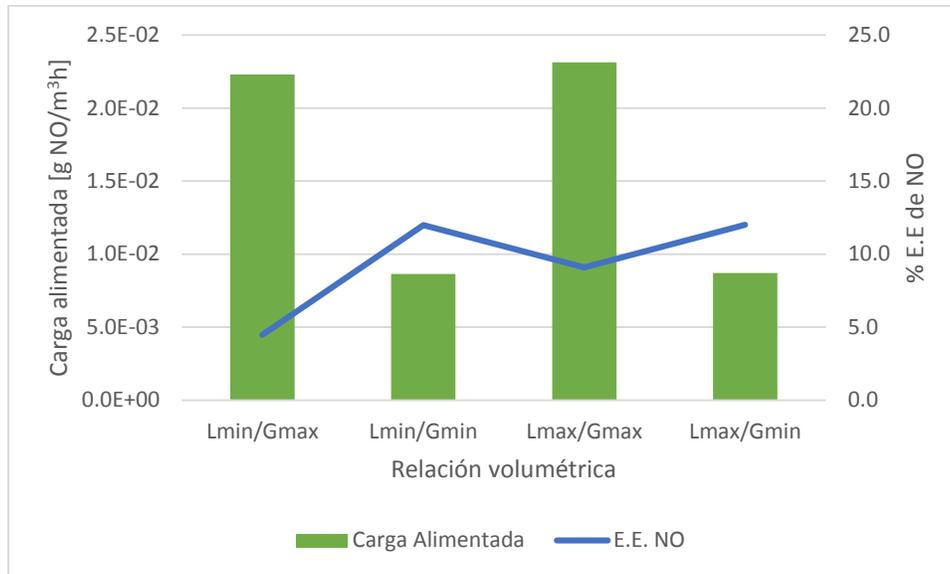


Figura 27b. Efecto de los flujos volumétricos sobre la absorción de NO usando agua de mar sintética.

### Análisis para el NO

En la figura 27a observamos un comportamiento muy similar para cada uno de las relaciones de flujo utilizadas. Esto puede ser por la poca solubilidad del NO lo que provoca que el impacto de utilizar diferentes flujos de líquido y gas sea casi nula. Sin embargo cuando se utiliza agua de mar, la cual tiene un pH mayor, la eficiencia de eliminación de NO mejoró debido al incremento de su solubilidad y fue sensible al igual que el NO<sub>2</sub> al mezclado inducido por el flujo de las fases, como se muestra en la figura 27b.

En las graficas 28 a,b y c se presenta como se comparan las eficiencias de eliminación de CO<sub>2</sub>, NO<sub>2</sub> y NO obtenidas al utilizar agua dulce y agua de mar sintética en una torre reutilizada y empacada con anillos rasching de 1 pulgada

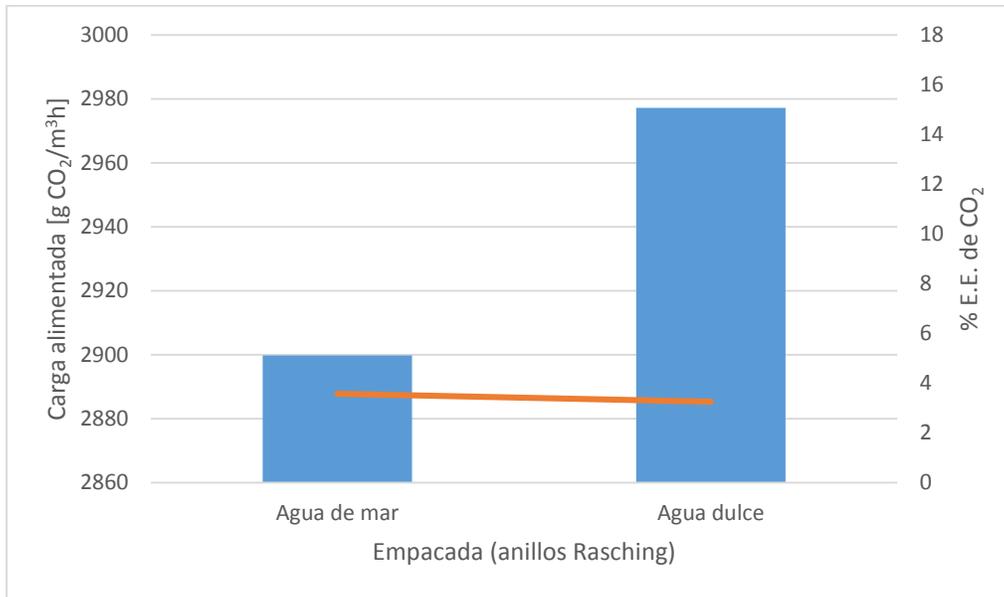


Figura 28a. Comparación entre las eficiencias de eliminación del CO<sub>2</sub> a (L/G) cte. y utilizando agua de mar sintética y agua dulce.

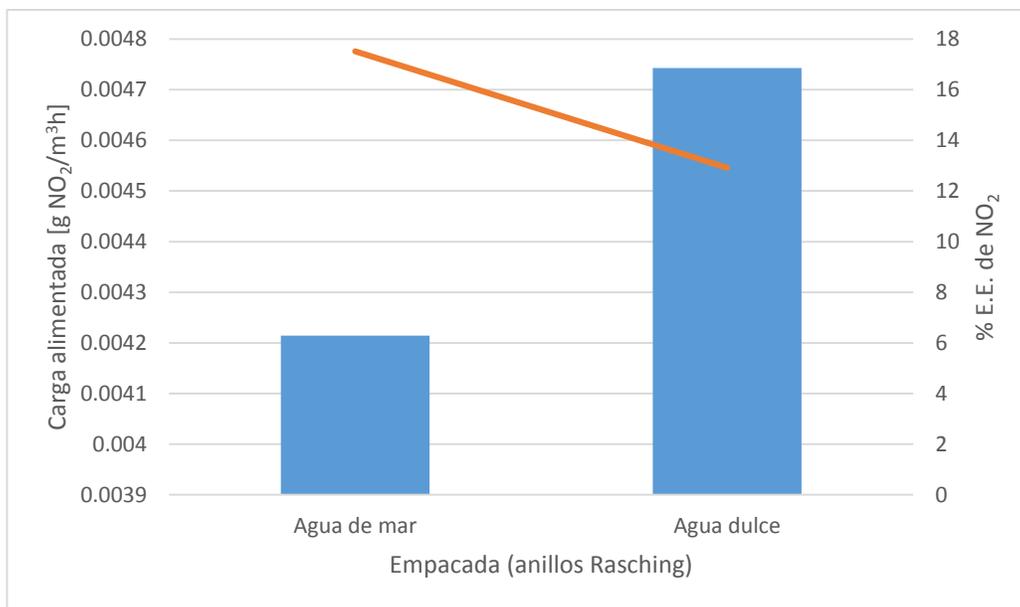


Figura 28b. Comparación entre las eficiencias de eliminación del NO<sub>2</sub> a (L/G) cte. y utilizando agua de mar sintética y agua dulce.

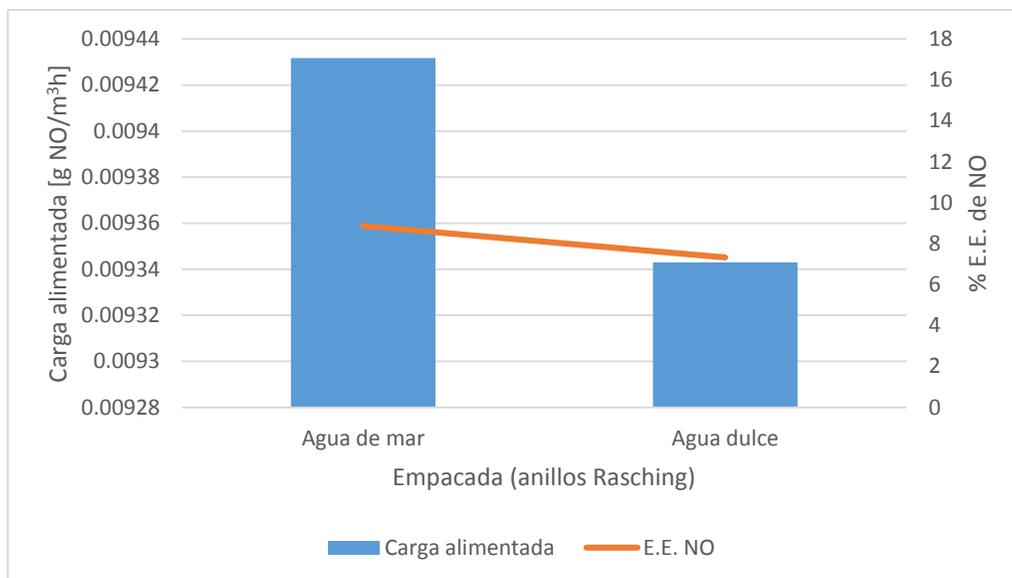


Figura 28c. Comparación entre las eficiencias de eliminación del NO a (L/G) cte. y utilizando agua de mar sintética y agua dulce.

### Análisis torre empacada reutilizada a $L_{\text{mín}}/G_{\text{mín}}$ cte

En las figuras 28 a, b y c se comparan las eficiencias obtenidas con agua de mar y con agua dulce utilizando la torre empacada con anillos rasching y una relación de flujos ( $L_{\text{mín}}/G_{\text{mín}}$ ) constante para todas las pruebas (ver tablas 11 y 12 en los anexos). Para el caso del  $\text{CO}_2$  no se observa un aumento significativo como ocurre con el  $\text{NO}_2$  y el  $\text{NO}$  tal vez debido a la temperatura de entrada la cual era muy alta y recordemos que la solubilidad de los gases se ve disminuida de una manera importante con el aumento de la temperatura, sin embargo es claro que el aumento del pH ayuda a la absorción de las tres especies. Otro factor importante es la geometría de la torre ya que tenía un diámetro demasiado grande y una altura muy corta esto sumado a que se estaban utilizando flujos pequeños de agua y gas que pudieron generar zonas muertas dentro de la torre en las que tal vez pasaba el gas pero no había líquido para que se contactaran ambas fases y se pudiera llevar a cabo la transferencia de masa.

## ANÁLISIS torre spray reutilizada a $L_{\min}/G_{\min}$ cte

Las gráficas 29 a, b y c comparan las eficiencias obtenidas de  $\text{CO}_2$ ,  $\text{NO}_2$  y  $\text{NO}$  utilizando agua de mar sintética y agua dulce con la torre vacía (sin empacar) y un sistema de aspersion con boquillas full Jet.

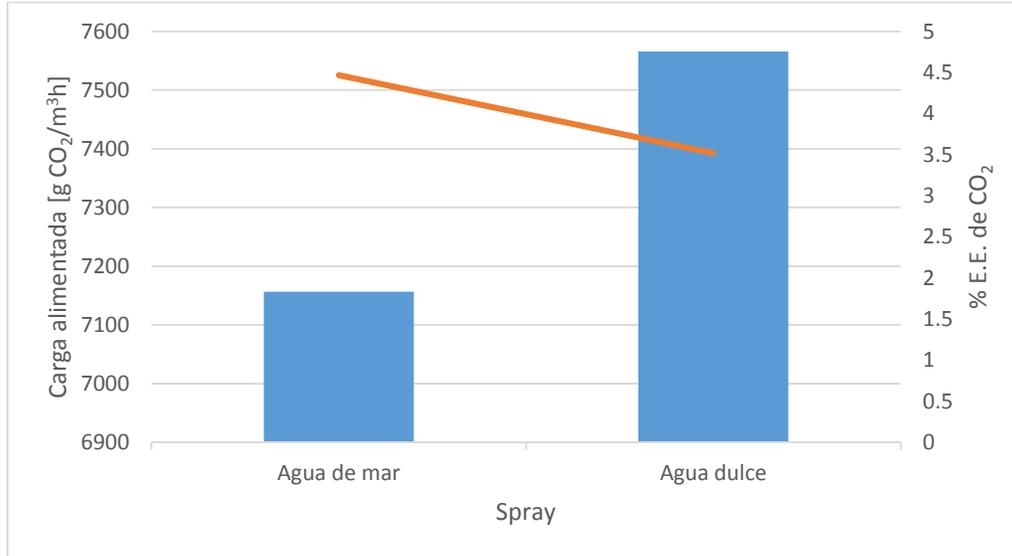


Figura 29a. Comparación entre las eficiencias de eliminación del  $\text{CO}_2$  a  $(L/G)$  cte. y utilizando agua de mar sintética y agua dulce.

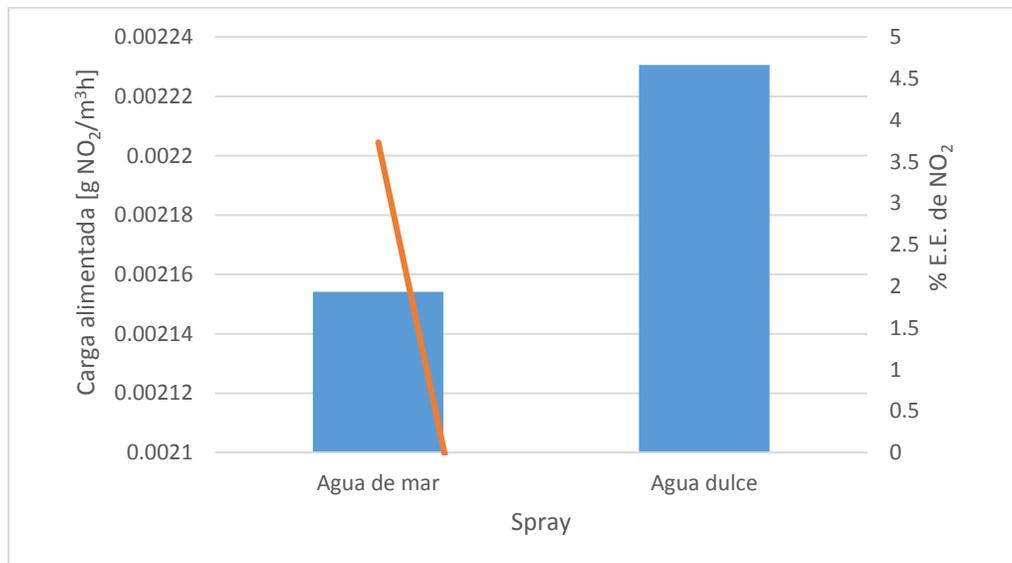


Figura 29b. Comparación entre las eficiencias de eliminación del  $\text{NO}_2$  a  $(L/G)$  cte. y utilizando agua de mar sintética y agua dulce.

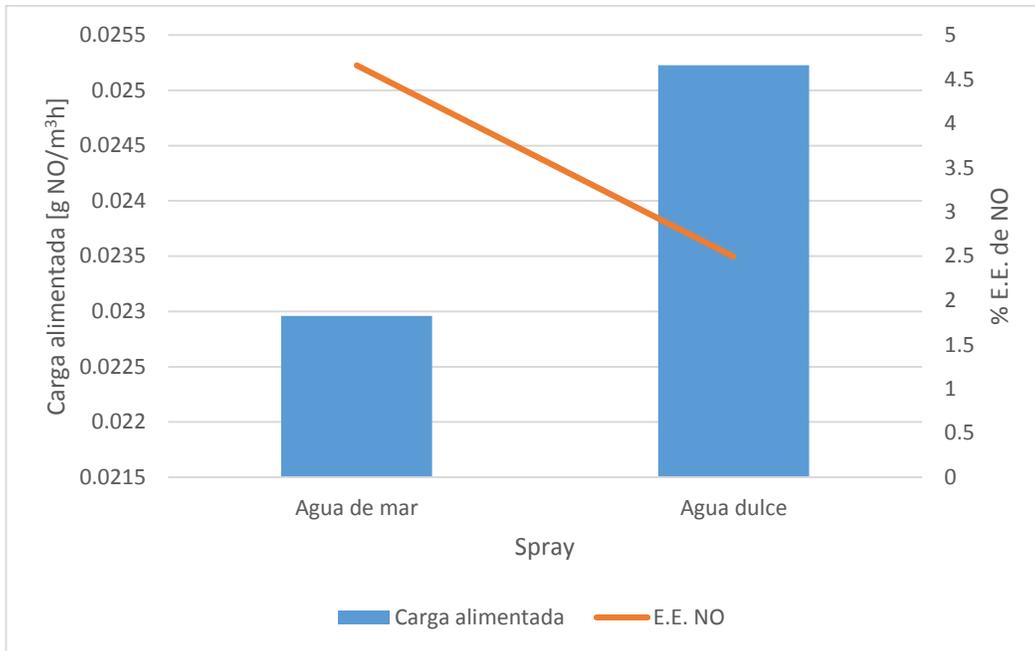


Figura 29c. Comparación entre las eficiencias de eliminación del NO a (L/G) cte. y utilizando agua de mar sintética y agua dulce.

En las figuras 29 a, b y c se comparan las eficiencias obtenidas al utilizar un sistema de aspersion con boquillas Full Jet. Observamos una mejora notable en la eficiencia de eliminación de todas las especies (ver tablas 13 y 14 de los anexos), sin embargo en el caso del NO<sub>2</sub> se obtuvieron concentraciones negativas tal vez debido a que a la hora de medir en la entrada de la torre no se tuvo el cuidado necesario y se filtró un poco de aire lo que provocó que las concentraciones fueran menores que a la salida dándonos así eficiencias negativas. Las eficiencias de eliminación fueron muy similares utilizando estas boquillas de aspersion en comparación con la torre empacada, resultando nuevamente que la solubilidad fue el factor que controló la velocidad de eliminación de los gases indeseables.

## 7.2 Torre de absorción diseñada

En esta sección se presentan las eficiencias de eliminación que se obtuvieron al utilizar agua de mar sintética y agua dulce y en una columna diseñada y empacada con anillos Rasching de 1 pulgada para cada una de las especies estudiadas ( $\text{CO}_2$ ,  $\text{NO}_2$  y  $\text{NO}$ ).

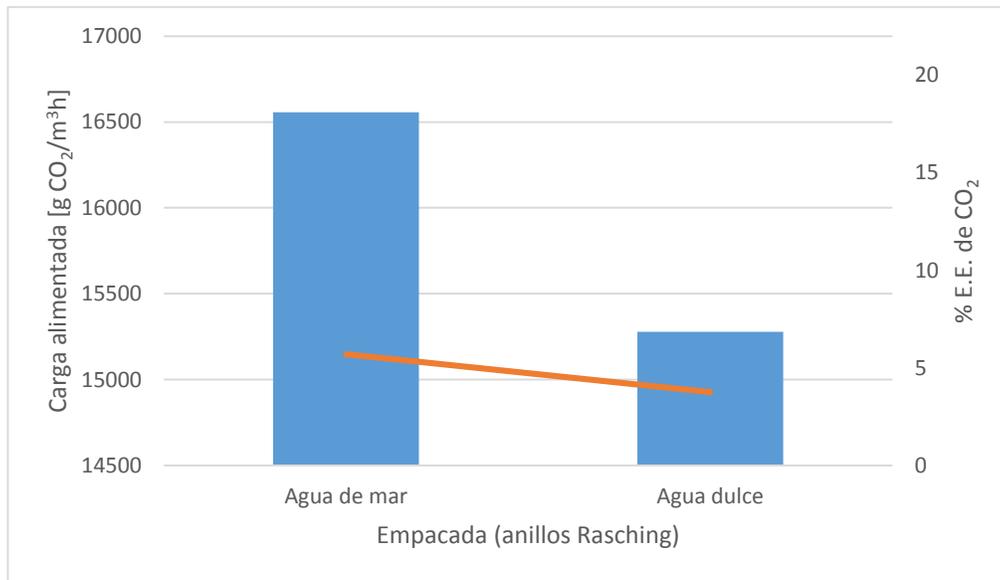


Figura 30a. Comparación de las eficiencias obtenidas de  $\text{CO}_2$ . Con un flujo volumétrico (L/G) cte.

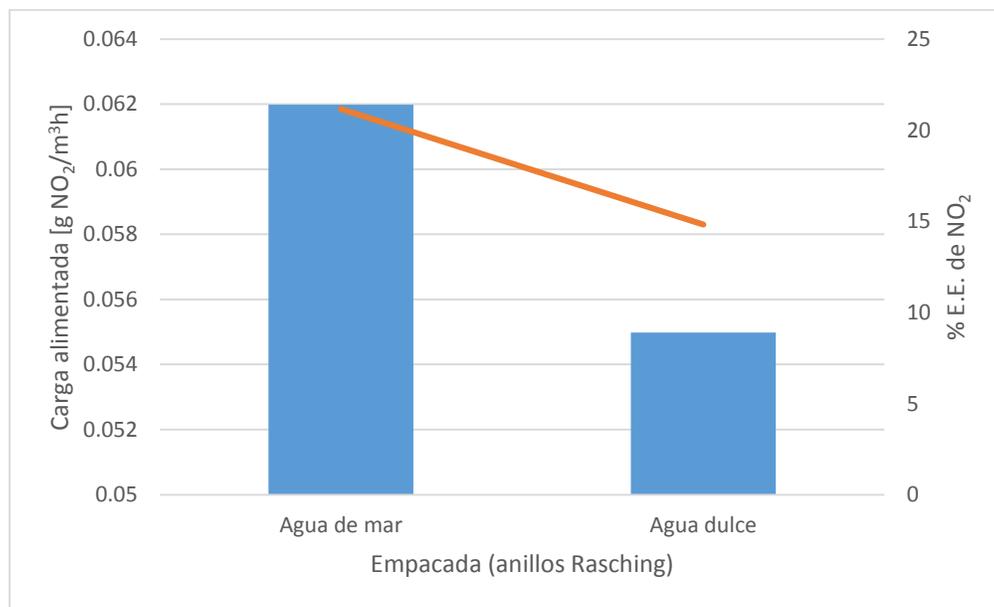


Figura 30b. Comparación de las eficiencias obtenidas de  $\text{NO}_2$ . Con un flujo volumétrico (L/G) cte

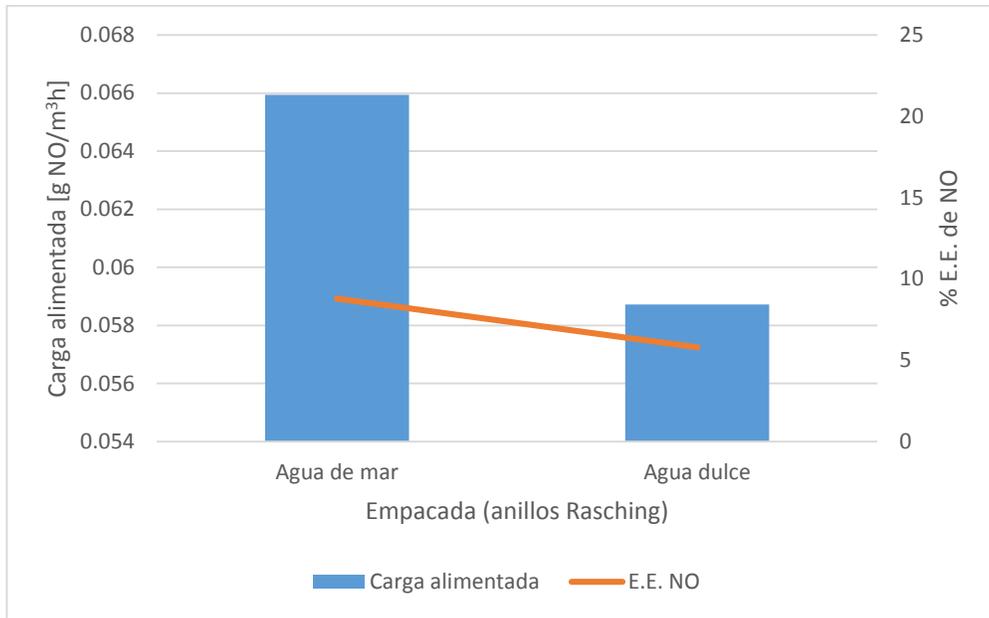


Figura 30c. Comparación de las eficiencias obtenidas de NO. Con un flujo volumétrico (L/G) cte.

### Análisis torre empacada diseñada a $L_{\text{mín}}/G_{\text{mín}}$ cte

En las figuras 30 a, b y c se aprecian los diferentes valores obtenidos de eliminación con una torre ya diseñada en las que se presenta el mismo comportamiento que en todas las anteriores, esto es, que el aumento del pH ayuda a la eliminación de las tres especies. Vemos que la eficiencia de eliminación de las tres especies es mayor en esta torre debido a que su relación Largo/Diámetro es más adecuada y además de contar con un buen difusor del líquido lo que permite un mejor contacto entre las fases.

Un factor que pudo haber influido de manera importante a que las eficiencias no fueran tan altas es la temperatura del gas de entrada. Las tablas 15 y 16 de los anexos muestran que las temperaturas de entrada son muy altas lo cual nuevamente pudo haber afectado de forma importante la solubilidad de estas especies.

Las gráficas 31 a, b y c presentan las eficiencias de eliminación obtenidas al utilizar agua de mar sintética y agua dulce utilizando la torre vacía (sin empacar) y un sistema de aspersión con boquillas full Jet.

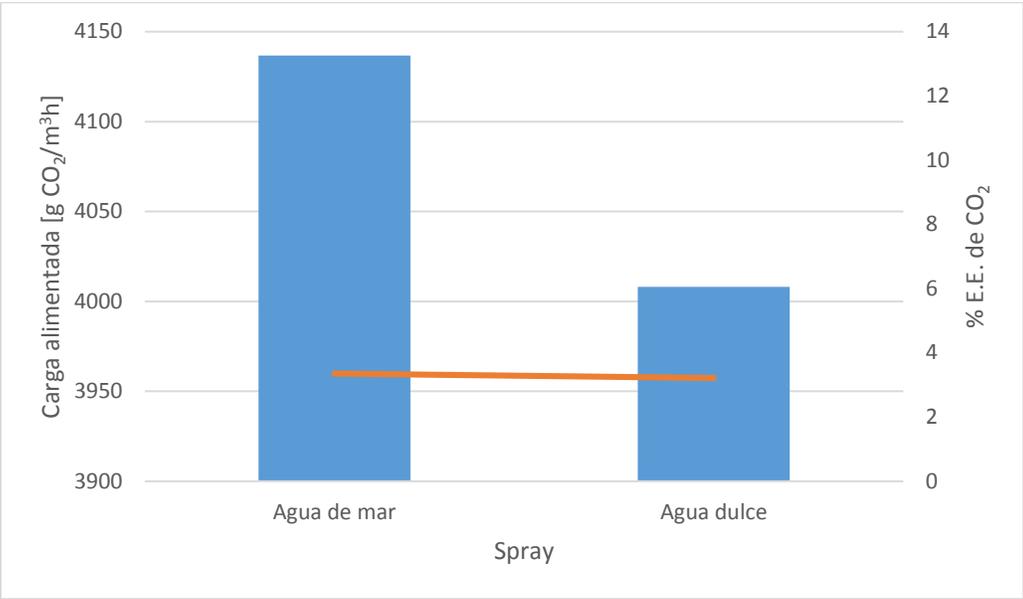


Figura 31a. Comparación de las eficiencias obtenidas de CO<sub>2</sub>. Con un flujo volumétrico (L/G) cte.

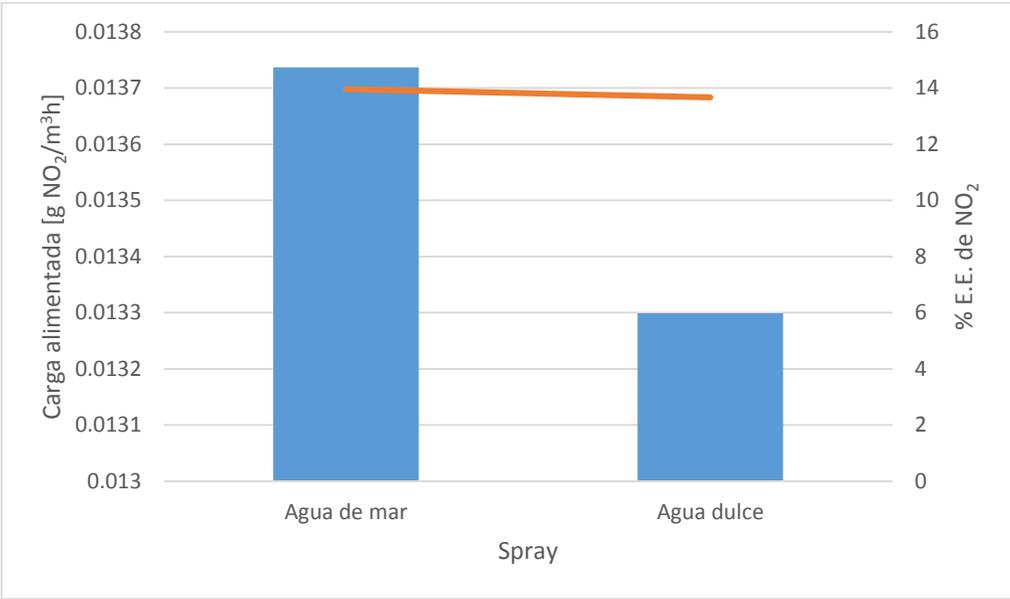


Figura 31b. Comparación de las eficiencias obtenidas de NO<sub>2</sub>. Con un flujo volumétrico (L/G) cte.

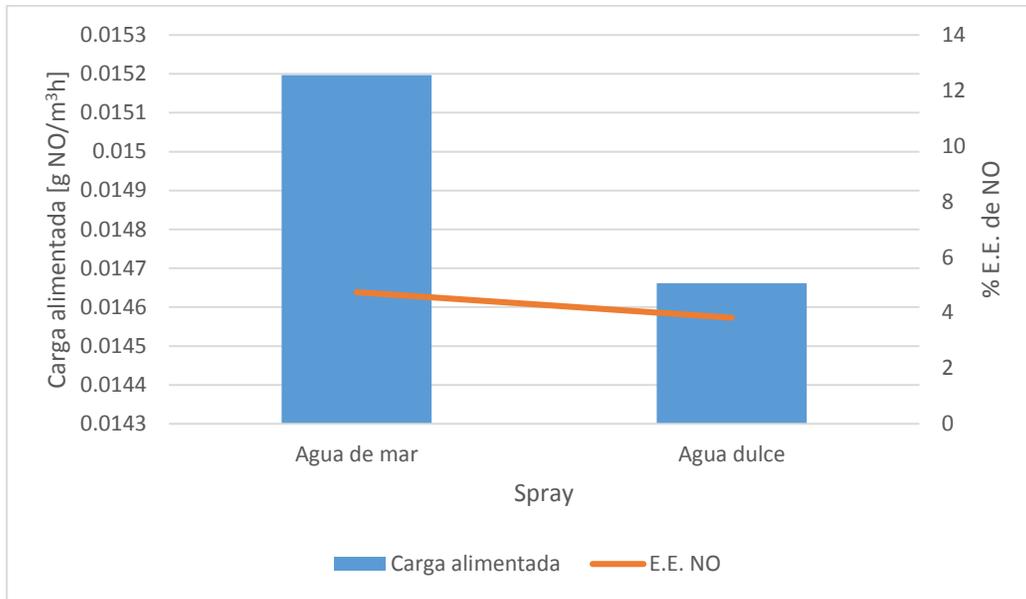


Figura 31c. Comparación de las eficiencias obtenidas de NO. Con un flujo volumétrico (L/G) cte.

### **Análisis torre diseñada con spray a $L_{\text{mín}}/G_{\text{mín}}$**

En las figuras 31 a, b y c se aprecian los resultados obtenidos al utilizar spray FullJet. Los resultados son muy semejantes entre el uso de agua dulce y agua de mar (ver tabla 17 y 18) En este caso las boquillas FullJet spray no operaron eficientemente porque el cono de aspersión era muy amplio lo que pudo haber ocasionado que gran parte del líquido bajara por las paredes de la torre negando el contacto con el gas. Cabe mencionar que no se usó extractor en estas pruebas debido a que nos generaba un arrastre de agua por la presión de succión y se decidió usar el flujo de gas que arrojaba el camión que fue de 17 m³/h y el flujo de líquido fue de 70 L/min que fue el que se utilizó en todos los experimentos.

### 7.3 Coeficientes de transferencia de masa experimentales

En la tabla 6 se presentan los valores de los coeficientes globales de transferencia de masa evaluados experimentalmente utilizando agua de mar sintética y los dos tipos de configuración de la torre (spray y empacada con anillos Rasching).

Tabla 6. Valores del coeficiente de transferencia de masa global de CO<sub>2</sub> y NO<sub>2</sub> para las dos configuraciones de la torre obtenidos experimentalmente.

K <sub>Ga</sub> experimental				
unidades: 1/s	Agua dulce		Agua salada	
Configuración	empacado	spray	empacado	spray
CO <sub>2</sub>	<b>6.18E-03</b>	1.88E-03	<b>9.49E-03</b>	2.10E-03
NO <sub>2</sub>	<b>2.60E-02</b>	8.56E-03	<b>3.86E-02</b>	9.27E-03

Como se puede observar los coeficientes K<sub>Ga</sub> resultaron ser mayores para la torre empacada, esto debido a que el área de contacto que ofrecen los empaques es mucho mayor que el contacto provocado por las boquillas spray, las cuales por cuestiones económicas fueron operadas fuera de su rango óptimo de presión. También vemos que al utilizar agua de mar sintética aumenta un poco más el coeficiente global de transferencia de masa, esto puede ser porque la reacción química de estas especies al contacto con el agua de mar sintética ayuda a mantener el gradiente de concentraciones alto ya que al reaccionar el CO<sub>2</sub> y el NO<sub>2</sub> se transforman en HCO<sub>3</sub> y HNO<sub>3</sub> respectivamente disminuyendo así la concentración de CO<sub>2</sub> y NO<sub>2</sub> en el seno del agua.

La tabla 7 muestra para la torre empacada con anillos rasching los coeficientes individuales de transferencia de masa, los cuales fueron calculados por las correlaciones (61) y (62) reportadas por Onda et al. 1968. Estos valores fueron usados para calcular los correspondientes coeficientes globales de transferencia de masa (K<sub>Ga</sub>) basados en la ecuación (55) que además toma en cuenta el factor de efectividad *E* cuando la absorción se realizó en agua de mar.

Tabla 7. Coeficientes de transferencia de masa individuales calculados por la correlación de Onda, para la columna empacada.

k <sub>Ga</sub> y k <sub>La</sub> con Onda		
Unidades m/s	k <sub>La</sub>	k <sub>Ga</sub>
CO <sub>2</sub>	0.02	131.25
NO <sub>2</sub>	0.02	161.56

Tabla 8. Valores del coeficiente de transferencia de masa global teóricos de CO<sub>2</sub> y NO<sub>2</sub> para la torre empacada usando agua de mar y agua dulce.

K <sub>Ga</sub> por onda			
unidades: 1/s	empacado		Factor de mejora
Configuración	Agua dulce	Agua salada	E
CO <sub>2</sub>	1.41E-02	1.73E-02	1.23
NO <sub>2</sub>	1.27E-02	1.56E-02	1.23

En la tabla 8 se muestran los valores del coeficiente global de transferencia de masa los cuales se obtuvieron a partir de los coeficientes individuales de transferencia de masa (tabla 7) calculados por la correlación de onda, esta correlación tiene en cuenta el tipo de empaque, flujos y temperaturas entre otros factores reológicos. Se utilizó un factor de mejora para calcular los coeficientes para el agua salada. Se observa que el valor numérico para el K<sub>Ga</sub> para ambas metodologías (experimental y por correlación) se aproximan bastante bien, lo cual valida los datos experimentales aquí reportados. La pequeña diferencia entre ambas metodologías puede deberse al método de estimación del área efectiva, donde se ha reportado que onda en el mayor número de casos sobre estima este valor, por lo que se sugiere el empleo de otra correlación para este parámetro, por ejemplo (Bravo and Fair, 1982).

## 8. CONCLUSIONES

- El pH básico del agua de mar no tiene un gran impacto en la absorción del CO<sub>2</sub> y NO<sub>2</sub> aunque si mejora la absorción de estas dos especies en el agua de mar sintética con respecto a agua dulce.
- Los flujos volumétricos L/G juegan un papel muy importante en este tipo de sistemas por lo que se deben de tener muy bien caracterizados para evitar puntos de inundación, optimizar el gasto de energía que conllevan los flujos tanto de gas como de líquido y obtener el mayor rendimiento posible de la torre.
- Se determinó que la geometría y los sistemas de aspersion tanto de agua como de gas son factores que contribuyen en gran parte a la mejora de la absorción de las especies tratadas.
- Se logró el cálculo de los coeficientes de transferencia de masa por dos metodologías, cuya similitud en los valores validaron nuestra metodología experimental para la caracterización de la torre de absorción.

## 9. PERSPECTIVAS

- Se podría mejorar el sistema de enfriamiento de los gases ya que la temperatura de entrada es un factor muy importante para poder obtener mejores eficiencias en este tipo de procesos.
- Probar el sistema con diferentes tipos de empaques para evaluar el impacto que tienen estos sobre la eficiencia de absorción.
- Se puede mejorar el sistema de distribución del gas de la torre diseñada.

## 10. APÉNDICE A

Tabla 9. Capacidades de eliminación y eficiencias para las diferentes relaciones de flujo usadas (L/G) con agua dulce en una torre reutilizada.

Efecto de L/G con agua dulce												
	m <sup>3</sup> /h	m <sup>3</sup> /h	Unidades	g/m <sup>3</sup> h		g/m <sup>3</sup> h		g/m <sup>3</sup> h		°C		
	Flujo de L	Flujo de G	Relación de flujos	C.E. CO <sub>2</sub>	E.E. CO <sub>2</sub>	C.E. NO <sub>2</sub>	E.E. NO <sub>2</sub>	C.E. NO	E.E. NO	Temp. In	Temp. Out	Rango de pH
Lmin/Gmax	0.600	16.4	0.037	498.1	6.54	3.8E-03	15.14	6.7E-03	14.70	29.68	21.8	7 - 8.2
Lmin/Gmin	0.600	6.6	0.091	244.7	8.54	7.1E-04	16.28	1.6E-03	13.49	22.73	18.93	6.7 - 8.2
Lmax/Gmax	1.252	16.4	0.076	166.2	2.40	2.3E-03	20.12	4.2E-03	15.37	29.97	20.32	6.8 - 7.4
Lmax/Gmin	1.3	6.6	0.191	440.0	15.34	6.9E-04	16.43	1.6E-03	14.06	22.07	19.28	6.8 - 8
			Desviación Estdr.	157.3	5.40	1.5E-03	2.16	2.5E-03	8.1E-01	4.297	1.288	

Tabla 10. Capacidades de eliminación y eficiencias para las diferentes relaciones de flujo usadas (L/G) con agua de mar sintética en una torre reutilizada.

Efecto de L/G con agua de mar sintética												
	m <sup>3</sup> /h	m <sup>3</sup> /h	Unidades	g/m <sup>3</sup> h		g/m <sup>3</sup> h		g/m <sup>3</sup> h		°C		
	Flujo de L	Flujo de G	Relación de flujos	C.E. CO <sub>2</sub>	E.E. CO <sub>2</sub>	C.E. NO <sub>2</sub>	E.E. NO <sub>2</sub>	C.E. NO	E.E. NO	Temp. In	Temp. Out	Rango de pH
Lmin/Gmax	0.600	16.4	0.037	145.96	2.05	4.0E-04	3.40	1.0E-03	4.46	38.27	22.75	8.1 - 8.35
Lmin/Gmin	0.600	6.6	0.091	95.05	3.33	7.6E-04	16.74	1.0E-03	11.99	29.17	19.78	8.1 - 8.4
Lmax/Gmax	1.3	16.4	0.076	262.29	3.62	1.6E-03	13.08	2.1E-03	9.09	36.58	21.88	7.95 - 8.3
Lmax/Gmin	1.3	6.6	0.191	193.84	6.70	1.2E-03	24.90	1.0E-03	12.01	26.3	18.38	7.8 - 8.4
			Desviación Estdr.	71.20	1.97	5.1E-04	8.91	5.4E-04	3.56	5.757	1.985	

Tabla 11. Resultados obtenidos utilizando una torre reutilizada empacada con anillos Rasching y agua dulce en una.

Torre empacada con anillos Rasching utilizando agua dulce									
L/G = 0.0913	g/m <sup>3</sup> h		g/m <sup>3</sup> h		g/m <sup>3</sup> h		°C		
Prueba	C.E. CO <sub>2</sub>	E.E. CO <sub>2</sub>	C.E. NO <sub>2</sub>	E.E. NO <sub>2</sub>	C.E. NO	E.E. NO	Temp. In	Temp. Out	Rango de pH
1	85.549	2.88	5.06E-04	10.79	5.45E-04	5.88	35.87	27.43	6.7 - 7.2
2	108.252	3.62	7.22E-04	15.04	8.27E-04	8.78	34.77	25.02	6.9 - 7.5
Promedio	96.900	3.25	6.14E-04	12.91	6.86E-04	7.33	35.32	26.23	
Desviación Estdr.	16.1	0.52	1.53E-04	3.01	1.99E-04	2.05	0.8	1.7	

Tabla 12. Resultados obtenidos utilizando una torre reutilizada empacada con anillos Rasching y agua de mar sintética.

Torre empacada con anillos Rasching utilizando agua de mar sintética									
L/G = 0.0913	g/m <sup>3</sup> h		g/m <sup>3</sup> h		g/m <sup>3</sup> h		°C		
Prueba	C.E. CO <sub>2</sub>	E.E. CO <sub>2</sub>	C.E. NO <sub>2</sub>	E.E. NO <sub>2</sub>	C.E. NO	E.E. NO	Temp. In	Temp. Out	Rango de pH
1	67.103	2.34	7.02E-04	17.05	6.06E-04	6.54	43.73	32.02	7.1 - 8.2
2	141.186	4.81	7.76E-04	17.98	1.07E-03	11.18	44.35	33.08	6.7 - 8.4
Promedio	104.144	3.58	7.39E-04	17.52	8.40E-04	8.86	44.042	32.55	
Desviación Estdr.	52.4	1.74	5.26E-05	0.659	3.31E-04	3.281	4.36E-01	7.54E-01	

Tabla 13. Resultados obtenidos utilizando spray FullJet y agua dulce en una torre reutilizada.

Spray con agua dulce									
L/G = 0.0990	g/m <sup>3</sup> h		g/m <sup>3</sup> h		g/m <sup>3</sup> h		°C		
Prueba	C.E. CO <sub>2</sub>	E.E. CO <sub>2</sub>	C.E. NO <sub>2</sub>	E.E. NO <sub>2</sub>	C.E. NO	E.E. NO	Temp. In	Temp. Out	Rango de pH
1	293.7	3.91	-3.4E-04	-14.29	7.1E-04	2.86	47.7	22.55	6.85 - 7.2
2	223.1	2.95	-2.6E-04	-11.86	4.4E-04	1.75	46.28	22.8	6.85 - 7.2
3	281.5	3.70	-3.8E-04	-17.86	7.4E-04	2.87	45.27	24.18	6.9 - 7.15
Promedio	266.1	3.52	-3.3E-04	-14.67	6.3E-04	2.49	46.42	23.19	
Desviación Estdr.	37.8	5.1E-01	5.8E-05	3.015	1.6E-04	6.4E-01	1.221	8.71E-01	

Tabla 14. Resultados obtenidos utilizando spray FullJet y agua de mar sintética en una torre reutilizada.

Spray con agua de mar sintética									
L/G = 0.0990	g/m <sup>3</sup> h		g/m <sup>3</sup> h		g/m <sup>3</sup> h		°C		
Prueba	C.E. CO <sub>2</sub>	E.E. CO <sub>2</sub>	C.E. NO <sub>2</sub>	E.E. NO <sub>2</sub>	C.E. NO	E.E. NO	Temp. In	Temp. Out	Rango de pH
1	339.4	4.90	1.1E-04	2.86	1.3E-03	5.93	58.75	32.5	7.8 - 8.25
2	236.1	3.34	0	0	7.9E-04	3.49	62.18	30.3	7.85 - 8.25
3	385.4	5.15	2.2E-04	8.33	1.1E-03	4.55	51.93	31.18	7.85 - 8.25
Promedio	320.3	4.47	1.1E-04	3.73	1.1E-03	4.66	57.62	31.33	
Desviación Estdr.	76.4	1.0	1.1E-04	4.23	2.6E-04	1.22	5.217	1.107	

Tabla 15. Resultados obtenidos utilizando la Torre diseñada empacada con anillos Rasching y agua dulce.

Torre empacada con agua dulce									
L/G = 0.0913	g/m <sup>3</sup> h		g/m <sup>3</sup> h		g/m <sup>3</sup> h		°C		
Prueba	C.E. CO <sub>2</sub>	E.E. CO <sub>2</sub>	C.E. NO <sub>2</sub>	E.E. NO <sub>2</sub>	C.E. NO	E.E. NO	Temp. In	Temp. Out	Rango de pH
1	550.52	3.59	1.1E-02	18.72	5.6E-03	9.38	34.93	45.82	6.9 - 7.3
2	608.67	4.01	6.5E-03	12.13	1.5E-03	2.55	37.90	44.03	6.5 - 7.7
3	564.45	3.69	7.4E-03	13.61	3.1E-03	5.45	34.32	44.07	6.7 - 7.4
Promedio	574.55	3.76	8.1E-03	14.82	3.4E-03	5.79	35.72	44.64	
Desviación Estdr.	30.36	2.2E-01	2.1E-03	3.46	2.1E-03	3.43	1.916	1.020	

Tabla 16. Resultados obtenidos utilizando la Torre diseñada empacada con anillos Rasching y agua de mar sintética.

Torre empacada con agua de mar sintética									
L/G = 0.0913	g/m <sup>3</sup> h		g/m <sup>3</sup> h		g/m <sup>3</sup> h		°C		
Prueba	C.E. CO <sub>2</sub>	E.E. CO <sub>2</sub>	C.E. NO <sub>2</sub>	E.E. NO <sub>2</sub>	C.E. NO	E.E. NO	Temp. In	Temp. Out	Rango de pH
1	1249.03	7.2	1.7E-02	25.0	6.0E-03	8.9	33.17	46.58	7.47 - 8.23
2	789.88	4.9	1.1E-02	19.3	5.1E-03	7.8	36.45	42.78	7.7 - 8.15
3	796.71	5.1	1.1E-02	19.3	6.3E-03	9.7	43.70	43.32	7.5 - 8.17
Promedio	945.21	5.7	1.3E-02	21.2	5.8E-03	8.8	37.77	44.23	
Desviación Estdr.	263.14	1.3	3.5E-03	3.3	6.0E-04	9.2E-01	5.390	2.057	

Tabla 17. Resultados obtenidos de utilizar una torre diseñada con spray FullJet y agua dulce.

Torre con Spray y agua dulce									
L/G = 0.321	g/m <sup>3</sup> h		g/m <sup>3</sup> h		g/m <sup>3</sup> h		°C		
Prueba	C.E. CO <sub>2</sub>	E.E. CO <sub>2</sub>	C.E. NO <sub>2</sub>	E.E. NO <sub>2</sub>	C.E. NO	E.E. NO	Temp. In	Temp. Out	Rango de pH
1	103.95	2.59	1.0E-03	8.03	2.1E-05	1.6E-01	32.43	26.98	7.2 - 7.41
2	158.20	3.91	2.1E-03	15.79	6.3E-04	4.38	31.08	26.40	6.9 - 7.28
3	123.44	3.12	2.3E-03	17.19	1.0E-03	6.94	30.97	27.87	7- 7.22
Promedio	128.53	3.21	1.8E-03	13.67	5.6E-04	3.83	31.49	27.08	
Desviación Estdr.	27.48	6.6E-01	7.0E-04	4.93	5.1E-04	3.42	0.815	0.738	

Tabla 18. Resultados obtenidos de utilizar una torre diseñada con spray FullJet y agua de mar sintética.

Torre con Spray y agua salada									
L/G = 0.300	g/m <sup>3</sup> h		g/m <sup>3</sup> h		g/m <sup>3</sup> h		°C		
Prueba	C.E. CO <sub>2</sub>	E.E. CO <sub>2</sub>	C.E. NO <sub>2</sub>	E.E. NO <sub>2</sub>	C.E. NO	E.E. NO	Temp. In	Temp. Out	Rango de pH
1	64.09	1.54	2.2E-03	16.06	7.4E-04	5.02	33.12	26.72	7.9 - 8.2
2	149.68	3.61	1.7E-03	12.41	5.7E-04	3.731	37.42	29.20	7.7 - 8
3	201.55	4.89	1.9E-03	13.43	8.6E-04	5.45	39.50	31.43	7.65 - 8.33
Promedio	138.44	3.35	1.9E-03	13.97	7.2E-04	4.74	36.68	29.12	
Desviación Estdr.	69.42	1.69	2.5E-04	1.89	1.5E-04	0.90	3.255	2.359	

Tabla 19. Contantes de Henry para CO<sub>2</sub>, CO y H<sub>2</sub>S en agua. H está en atm/fracc. Molar. Fuente: Perry et al. (1963), pags. 14-4 y 14-6.

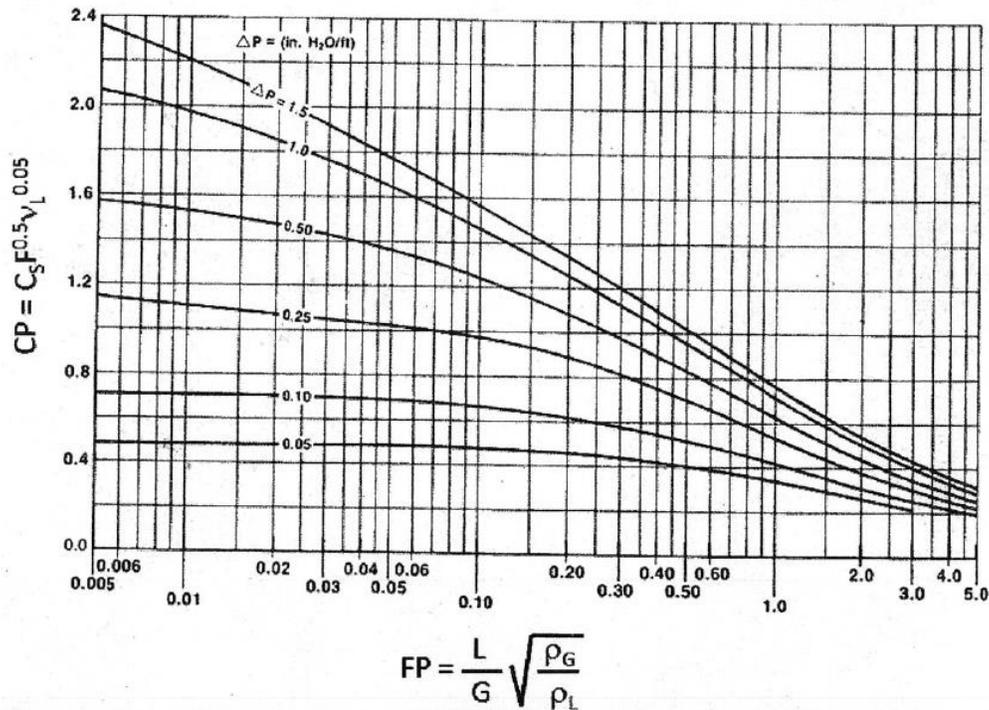
<i>T ° C</i>	<i>CO<sub>2</sub></i>	<i>CO</i>	<i>H<sub>2</sub>S</i>
0	728	35,200	26,800
5	876	39,600	31,500
10	1040	44,200	36,700
15	1220	48,900	42,300
20	1420	53,600	48,300
25	1640	58,000	54,500
30	1860	62,000	60,900
35	2090	65,900	67,600
40	2330	69,600	74,500
45	2570	72,900	81,400
50	2830	76,100	88,400
60	3410	82,100	103,000
70	—	84,500	119,000
80	—	84,500	135,000
90	—	84,600	144,000
100	—	84,600	148,000

Tabla 20. Sales necesarias para la preparación de agua de mar sintética (la cantidad de sal es por litro de agua) (Harrison et al. 1980, Berges et al. 2001).

Componente	Cantidad utilizada	Concentración final (M)
NaCl	21.194 g	3.63E-01
Na <sub>2</sub> SO <sub>4</sub>	3.550 g	2.50E-02
KCl	0.599 g	8.03E-03
NaHCO <sub>3</sub>	0.174 g	2.07E-03
KBr	0.0863 g	7.25E-04
H <sub>3</sub> BO <sub>3</sub>	0.0230 g	3.72E-04
NaF	0.0028 g	6.67E-05
MgCl <sub>2</sub> · 6H <sub>2</sub> O	9.592 g	4.71E-02
CaCl <sub>2</sub> · 2H <sub>2</sub> O	1.344 g	9.14E-03
SrCl <sub>2</sub> · 6H <sub>2</sub> O	0.0218 g	8.18E-05

## 11. APÉNDICE B.

CORRELACIÓN GENERALIZADA DE LA CAÍDA DE PRESIÓN EN TORRES EMPACADAS



Gráfica de Stringle, R.F., publicada en LUDWIG, E.E.; Applied Process Design for Chemical and Petrochemical Plants; USA: 1997, 3ra ed., vol. 2 Donde FP = parámetro de flujo, adimensional; CP = parámetro de capacidad, (ft/s)\*(ft<sup>0.5</sup>)\*(cSt)<sup>0.05</sup>

## 12. BIBLIOGRAFÍA

- Austreberto Guillermo Correa Noguez. (2004). *Procesos de separación y operaciones unitarias Tomo I* (1er Edició, Vol. 1). México D.F.: Instituto Politecnico Nacional. <http://doi.org/10.1017/CBO9781107415324.004>
- Barderas, A. V. (2010). Absorción (p. 248). México: UNAM, C.U. <http://doi.org/10.1017/CBO9781107415324.004>
- Geankoplis, C. J. (1998). *Procesos de transporte y operaciones unitarias*. CECSA. University of Minnesota. Mexico (3ra edició). <http://doi.org/9789682613166>
- Hombravella, A., Kiliçaslan, A., & Péralès, J. (2011). Study of Exhaust Gas Cleaning Systems for vessels to fulfill IMO III in 2016, 291.

- Kim, S., & Deshusses, M. A. (2008). Determination of mass transfer coefficients for packing materials used in biofilters and biotrickling filters for air pollution control . 1 . Experimental results, 63, 841–855.  
<http://doi.org/10.1016/j.ces.2007.10.011>
- Kristensen, H. O. (2012). ENERGY DEMAND AND EXHAUST GAS Technical University of Denmark, (2010).
- Lobo, R. (1997). *Principios de transferencia de masa*. México: UAM.
- MARPOL. (2005). Reglas para prevenir la contaminación atmosférica ocasionada por los buques. In *“Reglas para prevenir la contaminación atmosférica ocasionada por los buques”* (p. 36).
- Nauman, E. B. (2002). *CHEMICAL REACTOR DESIGN, OPTIMIZATION AND SCALEUP*. New York: McGraw-Hill.
- Richard, Z. E., & Dieter, G.-W. (2001). *CO<sub>2</sub> in seawater: Equilibrium, Kinetics, Isotopes*. (H. David, Ed.) (1st ed., Vol. 1). Alemania: Elsevier Oceanography Series,65. <http://doi.org/10.1017/CBO9781107415324.004>
- Semarnat, G. F. D. M. (2009). *Cambio Climático. Ciencia, evidencia y acciones. Serie ¿ Y el medio ambiente?*
- Wankat, phillip C. (2008). *Ingeniería de procesos de separación*. (R. F. Rivera, Ed.) (2da edició). México: Pearson Educación.
- Wanninkhof, R., & Knox, M. (1996). Chemical einhancement of CO<sub>2</sub> , exchange in natural waters, 41(4), 689–697.
- Gessner G. Hawley. (1975). *Diccionario de Química y productos Químicos*.
- Robert E. Treybal. (1981). *Mass-Transfer Operations*. Singapore: McGraw-Hill.
- Onda, K.; Takeuchi, H.; Okumoto, Y. (1968) *Mass Transfer Coefficients between Gas and Liquid Phases in Packed Columns*. J Chem. Eng. 1,56.
- J.L. Bravo and J.R. Fair, *Ind. Eng. Chem. Proc. Des. Dev.* 21(1982) 162-170.