

UNIVERSIDAD NACIONAL DEL CALLAO
ESCUELA DE POSGRADO
UNIDAD DE POSGRADO DE LA FACULTAD DE INGENIERÍA
QUÍMICA



“OPTIMIZACIÓN DE LAS VARIABLES DE OPERACIÓN DE UNA
TORRE DE EMPAQUE EN LA ABSORCIÓN DE DIOXIDO DE
CARBONO USANDO COMO SOLVENTE MONOETANOLAMINA”

TESIS PARA OPTAR EL GRADO ACADÉMICO DE MAESTRO EN
INGENIERÍA QUÍMICA

AUTORES

LEONARD ORDOÑEZ SANTA MARÍA

NELSON HERRERA ESPINOZA

ASESOR: DR. JUAN TAUMATURGO MEDINA COLLANA

LÍNEA DE INVESTIGACIÓN: INGENIERÍA Y
TECNOLOGÍA

Callao, 2023

PERÚ

Document Information

Analyzed document	TESIS.pdf (D179359443)
Submitted	2023-11-20 21:33:00 UTC+01:00
Submitted by	
Submitter email	fiq.posgrado@unac.edu.pe
Similarity	20%
Analysis address	fiq.posgrado.unac@analysis.arkund.com

Sources included in the report

W	URL: https://repositorio.uncp.edu.pe/bitstream/handle/20.500.12894/3702/Espiritu%20Rafael-Quispe%20Camarena.pdf?sequence=1 Fetched: 1/22/2022 12:31:47 AM	 31
W	URL: http://hdl.handle.net/20.500.12894/3702 Fetched: 11/20/2023 9:33:00 PM	 3
W	URL: https://repositorio.uncp.edu.pe/handle/20.500.12894/3687 Fetched: 11/20/2023 9:33:00 PM	 2
W	URL: https://minerva.usc.es/xmlui/handle/10347/26424 Fetched: 11/20/2023 9:33:00 PM	 2
W	URL: http://repositorio.unu.edu.pe/handle/UNU/4438 Fetched: 11/20/2023 9:33:00 PM	 1
SA	TESIS-ROBERT-SORIANO (1).docx Document TESIS-ROBERT-SORIANO (1).docx (D50477786)	 8
SA	TESIS SAYURI HERRERA CHALLCO.docx Document TESIS SAYURI HERRERA CHALLCO.docx (D96366474)	 3
W	URL: https://www.perusolar.org/wp-content/uploads/2013/01/7.pdf Fetched: 11/20/2023 9:33:00 PM	 2
SA	3154-Mogollón Acosta, Bruno Alexis - Delgado Fenández, Sergio Gonzalo.pdf Document 3154-Mogollón Acosta, Bruno Alexis - Delgado Fenández, Sergio Gonzalo.pdf (D78044064)	 2
SA	Tesis estudio de absorcion de CO2.pdf Document Tesis estudio de absorcion de CO2.pdf (D61644969)	 1
W	URL: https://iopscience.iop.org/article/10.1088/1757-899X/162/1/012006 Fetched: 11/20/2023 9:33:00 PM	 1

INFORMACIÓN BÁSICA:

FACULTAD : FACULTAD DE INGENIERÍA QUÍMICA

UNIDAD DE INVESTIGACIÓN: UNIDAD DE POSGRADO DE LA FACULTAD DE INGENIERÍA QUÍMICA

TÍTULO: “OPTIMIZACIÓN DE LAS VARIABLES DE OPERACIÓN DE UNA TORRE DE EMPAQUE EN LA ABSORCIÓN DE DIÓXIDO DE CARBONO USANDO COMO SOLVENTE MONOETANOLAMINA”

AUTOR / CÓDIGO / DNI:

Leonard Ordoñez Santa María / ORCID: 0009-0006-5635-6489 / DNI: 44148878

Nelson Eduardo Herrera Espinoza / ORCID: 0009-0006-9949-2763 / DNI: 25707401

ASESOR / CÓDIGO ORCID / DNI:

Juan Taumaturgo Medina Collana / ORCID: 0000-0002-3625-8308 / DNI: 06213328

LUGAR DE EJECUCIÓN: Laboratorio de Operaciones Unitarias (LOPU) de la Facultad de Ingeniería Química de la Universidad Nacional del Callao

UNIDAD DE ANÁLISIS: cada configuración específica de variables de operación que se prueba y evalúa durante el procedimiento experimental.

TIPO / ENFOQUE / DISEÑO DE LA INVESTIGACIÓN:

Aplicada / cuantitativo / Experimental

TEMA OCDE:

2.04.02 Ingeniería de procesos

HOJA DE REFERENCIA DEL JURADO Y APROBACIÓN

JURADO DE SUSTENCIÓN DE TESIS conformado por los siguiente Profesores Ordinarios:

Dr. RODRIGUEZ TARANCO, OSCAR JUAN	PRESIDENTE
Dra. AVELINO CARHUARICRA, CARMEN GILDA	SECRETARIA
Mg. REYNA MENDOZA, GLADIS ENITH	VOCAL
Mg. ROJAS ROJAS, VICTORIA YSABEL	VOCAL
Dr. JUAN TAUMATURGO, MEDINA COLLANA	ASESOR

con Acta N° 064-2023-UPGD-FIQ-V

libro N°01

FOLIO 64 ,

Fecha de sustentada, 07 de diciembre de año de 2023

DEDICATORIA

Dedicamos esta tesis a Dios que siempre ha sido nuestra guía a lo largo de nuestra vida.

Asimismo, agradecemos a nuestras respectivas familias, cuyo amor y apoyo incondicional han sido la fuerza impulsora detrás de nuestros esfuerzos constantes y perseverancia.

ÍNDICE

ÍNDICE DE TABLAS	4
ÍNDICE DE FIGURAS	6
ÍNDICE DE ABREVIATURAS	7
RESUMEN	10
ABSTRACT	11
INTRODUCCIÓN	13
I. PLANTEAMIENTO DEL PROBLEMA	14
1.1. Descripción de la realidad problemática.....	14
1.2. Formulación del problema	15
1.2.1. Problema general	15
1.2.2. Problemas específicos.....	15
1.3. Objetivos	15
1.3.1. Objetivo general	15
1.3.2. Objetivos específicos.....	15
1.4. Justificación.....	15
1.5. Delimitantes de la investigación	17
II. MARCO TEÓRICO	18
2.1. Antecedentes	18
2.2. Bases teóricas.....	22
2.2.1. Operaciones transferencia de masa	22
2.2.2. Absorción con reacción química.....	44
2.2.3. Análisis volumétrico	49
2.3. Marco conceptual	50
2.3.1. Anillos Raschig	50
2.3.2. Dióxido de carbono.....	50
2.3.3. Monoetanolamina (MEA).....	50
2.3.4. Gas ácido	50
2.3.5. Captura de CO ₂	51
2.3.6. Solventes para la absorción	51
2.3.7. Solventes químicos para la absorción de CO ₂	52
2.3.8. Equipo de absorción de CO ₂	52

2.3.9. <i>Empaque</i>	53
2.4. Definición de términos básicos	54
III. HIPOTESIS Y VARIABLES.....	55
3.1. Hipótesis.....	55
3.1.1. <i>Operacionalización de variables</i>	56
IV. METODOLOGÍA DEL PROYECTO	57
4.1. Diseño metodológico.....	57
4.2. Método de la investigación.....	58
4.3. Población y muestra.....	59
4.4. Lugar de estudio	59
4.5. Técnicas e instrumentos de recolección de la información	59
4.5.1. <i>Materiales, equipos y reactivos</i>	60
4.5.2. <i>Etapas del proceso</i>	63
4.6. Análisis y procesamiento de datos.....	64
4.7. Aspectos éticos en investigación	66
V. RESULTADOS	67
5.1. Resultados descriptivos	67
5.1.1. <i>Resultados de las pruebas experimentales</i>	67
5.2. Resultados inferenciales	72
5.3. Otro tipo de resultados estadísticos	75
VI. DISCUSIÓN DE RESULTADOS.....	80
6.1. Contrastación y demostración de la hipótesis con los resultados	80
6.2. Contrastación de los resultados con otros estudios similares.....	82
6.3. Responsabilidad ética de acuerdo con los reglamentos vigentes.....	84
VII. CONCLUSIONES	85
VIII. RECOMENDACIONES.....	86
IX. REFERENCIAS BIBLIOGRÁFICAS	87
ANEXOS	91
Anexo 1. Matriz de consistencia.....	92
Anexo 2. Certificados de seguridad del solvente MEA.....	93
Anexo 3. Ficha técnica del solvente MEA	94
Anexo 4. Datos experimentales	95

Anexo 5. Imágenes experimentales 96

ÍNDICE DE TABLAS

Tabla 1 <i>Transferencia de masa</i>	24
Tabla 2 <i>Ecuación básica</i>	24
Tabla 3 <i>Tipos de empaques</i>	53
Tabla 4 <i>Relación de accesorios</i>	61
Tabla 5 <i>Características de la columna</i>	62
Tabla 6 <i>Diseño por superficie de respuesta para el número de corridas</i>	63
Tabla 7 <i>Ecuaciones utilizadas para determinar la razón y flujo molar</i>	65
Tabla 8 <i>Ecuaciones para la determinación % absorción química respecto al solvente y al flujo de entrada</i>	65
Tabla 9 <i>Condiciones para el experimento 1 (tabla 6)</i>	67
Tabla 10 <i>Determinación de la concentración de CO₂, por triplicado según ecuación (60)</i>	67
Tabla 11 <i>Cálculo de la velocidad de reacción para la experiencia 1, según la ecuación (64)</i>	67
Tabla 12 <i>Calculo de la razón molar (Y) y el flujo molar(y) a la entrada y salida y el coeficiente global volumétrico de transferencia de masa (K_{Ga}), para la experiencia 1, según ecuación tabla 5</i>	68
Tabla 13 <i>Calculo para determinar % CO₂ absorbido y la absorción química, según ecuación tabla 7</i>	69
Tabla 14 <i>Resultados de los experimentos de absorción de CO₂, MEA 0.1M</i>	69
Tabla 15 <i>Resultados de los experimentos de absorción de CO₂, MEA 0.2M</i>	70
Tabla 16 <i>Resultados de los experimentos de absorción de CO₂, MEA 0.5M</i>	70
Tabla 17 <i>Resultados para cada condición, valores de % volumen de CO₂ absorbido la velocidad de absorción</i>	71
Tabla 18 <i>Análisis de varianza (ANOVA) de capacidad de absorción de CO₂ en MEA</i>	72
Tabla 19 <i>Soluciones para la obtención de las variables óptimas</i>	73
Tabla 20 <i>Valores de las variables de operación para la óptima absorción del dióxido de carbono en una torre de empaque utilizando como solvente Monoetanolamina</i>	74

Tabla 21 <i>Valores calculados de K_{Ga} y Cap para dióxido de carbono en solución de MEA.</i>	75
Tabla 22 <i>Coeficiente de transferencia de masa del gas CO_2, a varios caudales de gas para un flujo de entrada gas- aire de 18.5% CO_2.</i>	78
Tabla 23 <i>Coeficiente de transferencia de masa del gas CO_2, a varios caudales de gas para un flujo de entrada gas- aire de 31.2 % CO_2.</i>	78
Tabla 24 <i>Coeficiente de transferencia de masa del gas CO_2, a varios caudales de gas para un flujo de entrada gas- aire de 40.5 % CO_2.</i>	78
Tabla 25 <i>Resultados de los experimentos de absorción de CO_2, MEA 0.14M.</i> ...	80
Tabla 26 <i>Resumen del modelo utilizado para la absorción del dióxido de carbono</i>	81
Tabla 27 <i>Porcentajes de absorción de dióxido de carbono según el solvente utilizado</i>	82
Tabla 28 <i>Resumen de remoción de gases ácidos y concentración porcentual en volumen</i>	83
Tabla 29 <i>Comparación de la capacidad de absorción reportadas en las referencias bibliográficas</i>	84

ÍNDICE DE FIGURAS

Figura 1	Sistema de absorción química en columna de empaque.....	25
Figura 2	Distribución de equilibrio de a entra las fases gas-líquido	27
Figura 3	Diferencia de concentraciones entre dos fases en contacto	28
Figura 4	La teoría de la película para la transferencia de masa en este modelo, la región interfacial es idealizada como una película hipotética	31
Figura 5	La reacción se puede producir en ambas fases: en la película líquida y en el seno del líquido	35
Figura 6	Concentración de los reactivos para una reacción instantánea	36
Figura 7	Sistema de extracción en columna de relleno.....	38
Figura 8	Una columna de empaque para la absorción de gases	52
Figura 9	Diseño metodológico.....	57
Figura 10	Diseño de investigación; se da a conocer cada etapa del proceso en la investigación.....	58
Figura 11	Diagrama de flujo del diseño experimental	59
Figura 12	Flujo metro de gases para medición CO ₂ y líquidos para MEA.....	61
Figura 13	Diagrama del equipo de absorción en una torre de relleno, instalado en el LOPU.....	62
Figura 14	Gráfica del comportamiento en la absorción de CO ₂ respecto a las variables de operación	71
Figura 15	Programa Minitab 19, desarrollo por análisis de superficie	73
Figura 16	Análisis para la optimización de las variables de operación	74
Figura 17	Efecto de las variables de operación, respecto a la absorción del dióxido de carbono a flujo de gas 2L/min de CO ₂	75
Figura 18	Efecto de las variables de operación, respecto a la absorción del dióxido de carbono a flujo de gas 4L/min de CO ₂	76
Figura 19	Efecto de las variables de operación, respecto a la absorción del dióxido de carbono a flujo de gas 6L/min de CO ₂	76
Figura 20	Diagrama de Pareto de las condiciones de operación	77
Figura 21	Capacidad de absorción del CO ₂ Vs las variables de operación	77
Figura 22	Capacidad de absorción del CO ₂ Vs Flujo del solvente MEA	79

ÍNDICE DE ABREVIATURAS

K_{GA} : coeficiente global de transferencia de masa volumétrico en la fase gas
($\text{mol}/\text{m}^3 \cdot \text{s} \cdot \text{atm}$)

K_{GA} : coeficiente global de transferencia de masa volumétrico en la fase líquida
($\text{mol}/\text{m}^3 \cdot \text{s} \cdot \text{atm}$)

MEA: monoetanolamina

MDEA: Metildietanolamina

LPM: litros por minuto

DEEA: N,N-dietiletanolamina

AEEA: etanolamina

AMP: aminometilpropanol

K_{Gae} : coeficiente global de transferencia de masa

AAC: ácido acético

$J_{A,z}$: densidad de flujo molar en la dirección z ($\text{mol}/\text{m}^2 \cdot \text{s}$)

c_A : concentración del soluto A (mol/L , kmol/m^3)

c_B : concentración del reactivo en la fase líquida (mol/L , kmol/m^3)

∇c_A : gradiente de la concentración del componente A

D_{AL} : coeficiente de difusión del soluto A en el líquido (m^2/s)

D_{BL} : coeficiente de difusión del componente B en el líquido (m^2/s)

K_L : coeficiente global de transferencia de masa basado en una fuerza impulsora de la concentración del líquido (m/s).

K_G : coeficiente global de transferencia de masa basado en una fuerza impulsora de presión parcial ($\text{mol}/\text{m}^2 \cdot \text{s} \cdot \text{atm}$)

Δc_A : diferencia de concentración del componente A

k_L : coeficiente individual de transferencia de masa en la fase líquida con absorción química (m/s)

k_G : coeficiente individual de transferencia de masa en la fase gaseosa ($\text{mol}/\text{m}^2 \cdot \text{s} \cdot \text{atm}$)

r : velocidad de reacción ($\text{mol}/\text{m}^3 \cdot \text{L}$)

r_A : velocidad de absorción del soluto A con absorción química ($\text{mol}/\text{m}^2 \cdot \text{s}$)

r_A^0 : velocidad de absorción del soluto A sin absorción química ($\text{mol}/\text{m}^2 \cdot \text{s}$)

D_{AB} : difusión del componente A en el componente B (m^2/s)

k_L^0 : coeficiente individual de transferencia de masa de la fase líquida con absorción física (m/s)

k_G^0 : coeficiente individual de transferencia de masa de la fase gaseosa sin absorción química

Δp_A : diferencia de presión parcial del componente A (atm)

N_A : número de moles del soluto A (mol)

k_x : coeficiente de transferencia de masa de la fase líquida basada en la fuerza impulsora de la fracción molar (mol/cm².s)

x_A : fracción molar del soluto A en la fase líquida (mol_A/mol)

Δx_A : diferencia de fracción molar del soluto A en la fase líquida (mol_A/mol)

H: constante de Henry o coeficiente de distribución (atm.m³/mol)

c_{Ai} : Concentración del soluto A en la interfase (mol/L, kmol/m³)

p_{Ai} : presión parcial del soluto A en la interfase (atm)

p_A : presión parcial del soluto A (atm)

p_A^* : presión parcial del soluto A en equilibrio con la composición global en la fase líquida (atm)

c_A^* : concentración del soluto A en equilibrio con p_A (mol/L, kmol/m³)

a: área interfacial por unidad de volumen del equipo de transferencia de masa (m²/m³)

v: velocidad del fluido

l: espesor de la capa estancada de la teoría de la película (m)

N_{Re} : número de Reynolds basado en la longitud característica d (adimensional)

N_{Sc} : número de Schmidt (adimensional)

d: longitud característica (m)

t: tiempo de contacto característico de la teoría de la penetración de Higbie (s)

S: velocidad fraccional de la renovación de la superficie (s⁻¹)

S': área de interfase de contacto entre el gas y el líquido (m²)

k: constante de la velocidad de reacción de pseudo primer orden (m³/mol.s)

G_s: número de moles de la fase gas en una base libre de soluto (mol/m².s)

Y_A : razón molar del soluto de A en la fase gas (mol_A/mol_{inerte})

Y_A^* : razón molar del soluto de A en la fase gas en equilibrio

h: altura de relleno (m)

H_{OG} : altura de la unidad de transferencia total para la fase gaseosa
 N_{OG} : número de unidades de transferencia total referido a la fase gaseosa
 L_s : número de moles de la fase L en una base libre de soluto ($\text{mol}/\text{m}^2 \cdot \text{s}$)
 L : velocidad molar del líquido
 b : número de moles de B
 ρ_L : densidad molar promedio de la fase líquida
 G : velocidad molar de la fase gas
 c_i : concentración interfacial
 P : presión total del sistema (atm)
 y_A : fracción molar del soluto A en la fase gas (mol_A/mol)
 y_A^* : fracción molar del soluto A en equilibrio con c_A en la fase líquida (atm)
 C_{MEA} : concentración del MEA
 V_{HCl} : volumen de HCl
 V_t : volumen de titulación
 ΔV_b : cambio de volumen debido a la reacción
 V_S : volumen de la muestra
 c_{HCl} : molaridad de HCl

RESUMEN

En el presente estudio se realizó la investigación del grado de absorción de dióxido de carbono (CO_2) usando monoetanolamina (MEA) como solvente en una torre de relleno con anillos Raschig de borosilicato. Se probaron diferentes flujos y concentraciones para las corrientes gaseosas, con composiciones de CO_2 de 18.5%, 31.2% y 40.5%, el resto siendo aire, y soluciones acuosas de MEA de 0.1M, 0.2M y 0.5M, con caudales de líquido de 2, 4 y 6 L/min, respectivamente.

El solvente líquido se hizo circular en contracorriente con la mezcla de gases a través de la columna. Se observó una rápida absorción de CO_2 al interactuar con la solución de MEA, alcanzando una reducción del 91% en la concentración de CO_2 . El coeficiente total de transferencia de masa volumétrico en la fase gaseosa (K_{Ga}), que indica la absorción química, fue de 614.3 mol/min.m³.atm en la solución de MEA.

Tanto el K_{Ga} como la velocidad de absorción se vieron afectados por el flujo y la concentración de la solución, aumentando con mayores flujos y concentraciones. Se logró una mayor absorción de CO_2 del 91% al optimizar las variables a un flujo de CO_2 de 4L/min, con concentración y flujo de MEA de 0.12 mol/L y 3L/min respectivamente. Estos resultados superaron otros parámetros de velocidad de absorción y coeficientes de transferencia de masa según la literatura comparativa.

Palabras clave: absorción, torre de relleno, monoetanolamina, coeficiente total de transferencia de masa volumétrico, solvente, concentraciones

ABSTRACT

In the present study, the investigation of the degree of carbon dioxide (CO₂) absorption was carried out using monoethanolamine (MEA) as a solvent in a packed tower with borosilicate Raschig rings. Different flows and concentrations were tested for the gaseous streams, with CO₂ compositions of 18.5%, 31.2% and 40.5%, the rest being air, and aqueous MEA solutions of 0.1M, 0.2M and 0.5M, with liquid flow rates of 2, 4 and 6 L/min, respectively.

The liquid solvent was circulated countercurrent with the gas mixture through the column. A rapid absorption of CO₂ was observed when interacting with the MEA solution, reaching a 91% reduction in CO₂ concentration. The total volumetric mass transfer coefficient in the gas phase (K_{Ga}), which indicates chemical absorption, was 614.3 mol/min.m³.atm in the MEA solution.

Both K_{Ga} and absorption rate were affected by solution flow and concentration, increasing with higher flows and concentrations. A greater CO₂ absorption of 91% was achieved by optimizing the variables at a CO₂ flow of 4L/min, with MEA concentration and flow of 0.12 mol/L and 3L/min respectively. These results outperformed other parameters of absorption rate and mass transfer coefficients according to the comparative literature.

Keywords: absorption, packed tower, monoethanolamine, total volumetric mass transfer coefficient, solvent, concentrations

RIEPILOGO

Nel presente studio, lo studio del grado di assorbimento dell'anidride carbonica (CO₂) è stato effettuato utilizzando la monoetanolamina (MEA) come solvente in una torre impaccata con anelli Raschig in borosilicato. Sono stati testati diversi flussi e concentrazioni per i flussi gassosi, con composizioni di CO₂ del 18,5%, 31,2% e 40,5%, il resto essendo aria e soluzioni acquose MEA di 0,1 M, 0,2 M e 0,5 M, con portate di liquido di 2, 4 e 6 l/min rispettivamente.

Il solvente liquido veniva fatto circolare in controcorrente con la miscela di gas attraverso la colonna. È stato osservato un rapido assorbimento di CO₂ interagendo con la soluzione MEA, raggiungendo una riduzione del 91% della concentrazione di CO₂. Il coefficiente di trasferimento di massa volumetrico totale nella fase gassosa (KGa), che indica l'assorbimento chimico, era 614,3 mol/min.m³.atm nella soluzione MEA.

Sia il KGa che il tasso di assorbimento erano influenzati dal flusso e dalla concentrazione della soluzione, aumentando con flussi e concentrazioni più elevati. Un maggiore assorbimento di CO₂ del 91% è stato ottenuto ottimizzando le variabili con un flusso di CO₂ di 4 l/min, con concentrazione e flusso di MEA rispettivamente di 0,12 mol/l e 3 l/min. Questi risultati hanno sovraperformato altri parametri relativi al tasso di assorbimento e ai coefficienti di trasferimento di massa secondo la letteratura comparativa.

Parole chiave: assorbimento, torre impaccata, monoetanolamina, coefficiente di trasferimento di massa volumetrico totale, solvente, concentrazioni

INTRODUCCIÓN

La medición rutinaria de la temperatura atmosférica en estaciones meteorológicas ha permitido el monitoreo de esta variable en diversas regiones del planeta desde finales del siglo XIX. Gracias a estos datos, es muy claro que la temperatura promedio del planeta ha experimentado un incremento significativo del dióxido de carbono de casi 0.5°C , si tomamos como nivel base la temperatura media registrada entre los años 1961 a 1990 y de casi 1°C si la comparamos con la segunda mitad del siglo XIX (1850-1900) (1). Después del acuerdo de París (COP 21-2015), los países han iniciado el camino hacia una economía baja en emisiones de dióxido de carbono fijándose un tope en las emisiones mundiales para mantener el aumento de la temperatura media mundial por debajo de 2°C en el largo plazo. Los compromisos climáticos de todos los países ante la Organización de las Naciones Unidas (ONU) implican un compromiso significativo que contempla la reducción del 30% respecto a las emisiones de gases de efecto invernadero (gases de efecto invernadero), proyectadas para el año 2030 (2). El Perú debe realizar los esfuerzos para controlar el crecimiento de sus emisiones de gases de efecto invernadero. En este contexto el presente trabajo de tesis que se realizó en el Laboratorio de Operaciones Unitarias de la Facultad de Ingeniería Química de la Universidad Nacional del Callao, se determinaron las condiciones para la optimización de las variables de operación óptima en la absorción del dióxido de carbono puro en la columna de relleno.

I. PLANTEAMIENTO DEL PROBLEMA

1.1. Descripción de la realidad problemática

El aumento del CO₂ en la atmósfera está ligada con procesos naturales antropogénicos, dado que la tala de bosques y la quema de combustibles fósiles como el carbón y el petróleo han ocasionado un aumento en la cantidad de CO₂ atmosférico, incrementando el efecto invernadero y contribuyendo al calentamiento global. Es difícil cuantificar que proporción del calentamiento global es atribuible a causas naturales y que proporción es atribuible a causas humanas, pero los resultados de modelados climáticos, tomando en cuenta todas las posibles causas, indican que solo tomando en consideración la contribución por actividades humanas es posible explicar la tendencia tan marcada al calentamiento que se observa sobre todo durante las últimas décadas (desde 1980 a la fecha) (1).

Actualmente la mayor parte de las emisiones provienen de fuentes como autos, aviones, barcos y en gran cantidad de la industria. Dentro de estos contaminantes está el dióxido de carbono el cual es una emisión procedente de la combustión de restos fósiles como carbón, petróleo y gas natural, que son causantes en gran medida de los efectos del calentamiento del planeta (efecto invernadero, así como el calentamiento global) y en consecuencia del cambio climático, por lo que su captura es una de las principales metas propuestas por la gran mayoría de los organismos oficiales a nivel mundial (2).

En este contexto, la captura del dióxido de carbono presente en los gases de combustión se ha convertido en un objetivo primordial para numerosos organismos a nivel mundial. Cabe mencionar que este proceso puede llevarse a cabo mediante diversas técnicas, como la absorción química utilizando solventes, la absorción física, la separación por membranas, entre otras. Es por ello que la presente tesis se centró la optimización de variables de operación de absorción del dióxido de carbono utilizando monoetanolamina como solvente ya que este último, ha recibido una atención considerable debido a su notable velocidad de reacción (3).

1.2. Formulación del problema

1.2.1. Problema general

¿Cuánto es porcentaje de absorción de dióxido de carbono que se obtiene al optimizar las variables de operación de una torre de empaque en la absorción del dióxido de carbono usando como solvente monoetanolamina?

1.2.2. Problemas específicos

- ¿Cuáles serán los variables de operación de una torre de empaque en la absorción del dióxido de carbono usando como solvente monoetanolamina?
- ¿Cuál será el coeficiente de transferencia total volumétrico de masa para la óptima absorción de dióxido de carbono en una torre de empaque usando como solvente monoetanolamina?

1.3. Objetivos

1.3.1. Objetivo general

- Determinar el porcentaje de absorción de dióxido de carbono obtenido al optimizar las variables de operación de una torre de empaque para la absorción del dióxido de carbono usando como solvente monoetanolamina.

1.3.2. Objetivos específicos

- Determinar las variables de operación de una torre de empaque en la absorción del dióxido de carbono usando como solvente monoetanolamina.
- Determinar el coeficiente de transferencia total volumétrico de masa para la óptima absorción de dióxido de carbono en una torre de empaque utilizando como solvente monoetanolamina.

1.4. Justificación

Justificación teórica

El creciente aumento del dióxido de carbono (CO₂) en la atmósfera ha impulsado una mayor preocupación global debido a su contribución significativa al calentamiento global y el cambio climático. Este fenómeno está vinculado, en gran medida, a actividades humanas como la combustión de combustibles fósiles y la deforestación, lo que ha generado un incremento alarmante en las emisiones de gases de efecto invernadero.

La captura de CO₂ de los gases de combustión emerge como una estrategia esencial para reducir las emisiones, y la absorción química con solventes como

la monoetanolamina (MEA) representa una técnica relevante y eficaz en este ámbito.

Justificación normativa

Este estudio se enmarca dentro de las directrices establecidas por las normativas legales nacionales vigentes. El Decreto Supremo N° 004-2013-MINAM, el Decreto Supremo N° 009-2012-MINAM y el Decreto Supremo N° 004-2013-MINAM son pilares fundamentales que regulan y establecen los niveles permisibles de gases de efecto invernadero en el ambiente.

Estas regulaciones gubernamentales establecen límites precisos para la emisión de gases contaminantes, incluido el dióxido de carbono (CO₂), con el objetivo de mitigar el impacto del cambio climático y preservar la calidad del medio ambiente.

Justificación ambiental

El presente estudio se enmarca en el contexto de los esfuerzos internacionales dirigidos a mitigar las emisiones de gases de efecto invernadero. Protocolos y acuerdos internacionales como el Protocolo de Kioto, el Protocolo de Montreal, la Convención del Patrimonio Mundial y el Acuerdo de París son instrumentos fundamentales que buscan regular y reducir las emisiones contaminantes a nivel global. La investigación propuesta busca contribuir a estos esfuerzos globales al proponer estrategias para mejorar la captura de dióxido de carbono mediante el uso de monoetanolamina (MEA) en una torre de empaque.

Justificación tecnológica

Este estudio se enfoca en el avance y desarrollo de técnicas de absorción de dióxido de carbono (CO₂) en torres de empaque. En este contexto, la turbulencia generada entre el líquido y el vapor en estas torres juega un papel esencial al facilitar un contacto efectivo para la reacción ácido-base que impulsa la absorción de CO₂.

La optimización de este proceso permite no solo mejorar la eficiencia de la absorción, sino también desarrollar nuevas metodologías para la eliminación de CO₂ en columnas con diversos tipos de rellenos. La manipulación de la turbulencia y el diseño de las torres de empaque permitirán explorar y perfeccionar formas innovadoras de aumentar la interacción entre el gas y el líquido, mejorando así la eficacia del proceso de absorción.

1.5. Delimitantes de la investigación

Delimitación teórica

Esta investigación se centra exclusivamente en la optimización de la absorción de dióxido de carbono (CO_2) mediante la técnica de absorción química con monoetanolamina (MEA) como solvente en una torre de empaque. El estudio se enfoca en identificar y mejorar las variables operativas específicas dentro de la torre, para maximizar la eficiencia de captura de CO_2 . Se excluyen otros métodos de captura de CO_2 y el análisis se limita únicamente a la absorción química con MEA. El objetivo principal es determinar las condiciones óptimas de operación para lograr una captura eficiente de CO_2 , sin abordar aspectos posteriores relacionados con el almacenamiento o uso del CO_2 capturado.

Delimitación temporal

Duración temporal: La tesis fue desarrollada durante el periodo julio 2023 - setiembre 2023.

Delimitación espacial

El procedimiento experimental fue realizado en el Laboratorio de Procesos Unitarios de la Facultad de Ingeniería Química de la Universidad Nacional del Callao cuya dirección es Av. Juan Pablo II 306, Bellavista 07011.

II. MARCO TEÓRICO

2.1. Antecedentes

Internacionales

El artículo científico titulado: “Absorción continua de CO₂ en columna empacada usando solución MDEA para preparación de biometano” tuvo como objetivo estudiar la absorción continua de CO₂ en una columna empacada utilizando una solución de MDEA para la preparación de biometano. Se realizaron experimentos de absorción de CO₂ de manera continua en una columna de absorción empacada, variando el caudal de gas de entrada y la concentración de la solución de MDEA. Se desarrolló un modelo matemático para la absorción de CO₂ en una columna empacada en estado no estacionario. Los resultados experimentales muestran que la absorción de 1 LPM de flujo de gas con 0,15 LPM de flujo de solución de MDEA pudieron reducir el CO₂ en un 40 %, logrando un 17 % de CO₂ en el gas de salida. El proceso alcanzó el estado estacionario a los 10 minutos, y el aumento en los caudales de gas muestra un coeficiente de transferencia de masa global más alto. La constante de velocidad de reacción no se vio afectada por la variación en el caudal de gas (4).

El artículo científico titulado: “Cinética de absorción de CO₂ en N,N-dietiletanolamina acuosa y su mezcla con N-(2-aminoetil)etanolamina usando un reactor de celda agitada” estudió la absorción de CO₂ en soluciones acuosas de N,N-dietiletanolamina (DEEA) a 293, 303 y 318 K, dentro del rango de concentración de amina de 0,8 a 2 kmol.m⁻³, utilizando una celda agitada con una interfaz gas-líquido plana. Los experimentos de velocidad de absorción se realizaron en régimen pseudo-primer orden, lo que permitió determinar la cinética mediante el método de caída de presión. Se obtuvieron las constantes de velocidad de reacción de segundo orden para la reacción de CO₂ con DEEA. A 303 K, la constante de velocidad de reacción obtenida fue de 65,5 m³.kmol⁻¹.s⁻¹ y la energía de activación se calculó en 41,46 kJ/mol. Además, se investigó la absorción de CO₂ en soluciones acuosas de DEEA activadas con N-(2-aminoetil)etanolamina (AEEA) a 303 K, explorando tres disolventes formulados: (2 M DEEA + 0,1 M AEEA), (2 M DEEA + 0,2 M AEEA) y (2 M DEEA + 0,3 M AEEA). Se observó que el factor de mejora en la solución combinada es

significativamente mayor que en la solución pura de DEEA (5).

La tesis para obtener el grado en química titulada: "Síntesis de líquidos iónicos y su utilización como absorbentes en la captura de CO₂" tuvo como objetivo llevar a cabo la síntesis del compuesto líquido iónico cloruro de 1,3-bis (2-hidroxietilo) imidazolio. Se examinó el proceso de absorción de CO₂ utilizando disoluciones acuosas de este compuesto a distintas concentraciones (0,125 M, 0,04 M, 0,05 M, 0,1 M y 0,5 M) y caudales de CO₂ (0,075, 0,1 y 0,15 L h⁻¹). Se compararon estos resultados con los del proceso industrial conocido como RECTISOL, concluyendo que las disoluciones acuosas de cloruro de 1,3-bis (2-hidroxietilo) imidazolio son más eficaces a concentraciones más bajas, mostrando una capacidad de absorción de dióxido de carbono entre dos y tres veces mayor que el proceso RECTISOL. Asimismo, se analizó el proceso de regeneración de estas disoluciones y se observó que, a pesar de una disminución inicial de su eficacia tras varios usos sucesivos, se mantuvo un grado de recuperación del 60% (6).

El artículo científico titulado: "Un nuevo absorbente piloto para la captura de CO₂ de gases de combustión: medición y modelado de la captura con solución MEA" tuvo como objetivos construir y probar una columna piloto para la captura de CO₂ de gases de combustión utilizando MEA al 30% como solvente. Se compararon los datos de la planta piloto con un modelo matemático, mostrando buena concordancia. La altura del empaque de la columna puede variar de 1.6 a 8.2 metros mediante cinco entradas de líquido. Al ajustar la altura de absorción, la velocidad del flujo de líquido y la carga de MEA, se logró hasta un 80% de recuperación de CO₂. Se observó que la recuperación aumenta con mayor flujo y altura de absorción, pero disminuye con la carga de CO₂. Experimentos indicaron la posibilidad de incrementos de temperatura en la parte inferior de la columna. Las simulaciones se alinearon con los resultados experimentales, aunque con leves variaciones a mayores cargas de CO₂ y temperaturas más altas (7).

El artículo científico titulado: "Absorción de CO₂ en la mezcla MEA-AMP: transferencia de masa e índice de altura del absorbente" llevó a cabo un estudio paramétrico sobre la absorción de CO₂ en soluciones acuosas de mezclas de

monoetanolamina (MEA) y 2-amino-2-metil-1-propanol (AMP) para obtener datos de transferencia de masa necesarios para el diseño de procesos. Se observó que el coeficiente global de transferencia de masa (K_{Ga_e}) generalmente aumenta con la velocidad del flujo de líquido, la temperatura y la concentración total de amina (excepto en cargas de CO_2 altas superiores a 0.35 mol/mol). Sin embargo, disminuyó con la presión parcial de CO_2 y la carga de CO_2 . Una mayor concentración de MEA en las mezclas MEA-AMP provocó un aumento en K_{Ga_e} , pero esta tendencia se invierte en cargas de CO_2 elevadas. Posteriormente, se desarrolló una correlación empírica de K_{Ga_e} como función de los parámetros del proceso (8).

Nacionales

La tesis para la obtención del título profesional de ingeniero ambiental titulada: "Evaluación de la eficiencia de la monoetanolamina en la reducción de CO_2 y H_2S en flujos de biogás a partir del efluente de la planta extractora de aceite de palma, "Industrias Oleaginosas Monte Alegre" S.A. (INDOLMASA), noviembre-2018" tuvo como objetivo demostrar la eficiencia del uso de alcanolaminas en la purificación del biogás generado por aguas residuales de una industria de extracción de aceite de palma. Se realizaron mediciones de CO_2 , H_2S , metano y tiempos de composición inicial y final del biogás tras su purificación utilizando sensores conectados a un sistema Arduino. Se probaron diferentes concentraciones de monoetanolamina, y se encontró que la concentración óptima fue del 24%, logrando remociones de hasta el 90% para el CO_2 y el 93% para el H_2S . Una concentración ligeramente inferior, del 23.5%, mostró una remoción del 94% de H_2S , reduciendo el riesgo de corrosión en partes metálicas del equipo que utilizaría este biogás como combustible (3).

El artículo científico titulado: "Purificación de biogás procedente de lodos de palma aceitera con monoetanolamina (MEA) y ácido acético (ÁAC)" tuvo como objetivo evaluar la eficiencia del Aminometilpropanol en la purificación del biogás para la obtención de Biometano, en la Planta Extractora de Palma de Aceite INDOLMASA, se buscó purificar biogás de lodos de palma utilizando monoetanolamina (MEA) y ácido acético (ÁAC) en diferentes concentraciones. Los resultados destacan que el tratamiento T1 (30% MEA y 70% ÁAC) logró la

concentración más baja de CO₂ (25%), un contenido de H₂S de 40 ppm y un 75% de CH₄, aunque no alcanzó el 90-95% requerido para biometano. Sin embargo, debido a su calidad, puede usarse para cocinar o como combustible en motores de combustión interna, destacando el efectivo papel de la monoetanolamina (MEA) en este proceso de purificación (9).

La tesis para la obtención del título profesional de ingeniería química titulada: "Grado de absorción del dióxido de carbono por los absorbentes químicos, hidróxido de sodio y monoetanolamina, en una columna de relleno en el laboratorio de operaciones y procesos unitarios de la FIQ-UNCP" tuvo como objetivo investigar la absorción de CO₂ usando NaOH y MEA en una columna de relleno. Se probaron diferentes concentraciones y flujos para ambas soluciones. Los absorbentes químicos mostraron una eficacia del 90% para reducir el CO₂, siendo la solución de MEA más efectiva que la de NaOH. El coeficiente de transferencia de masa volumétrico K_{Ga} fue mayor para MEA (319 mol/min.m³.atm) que para NaOH (297 mol/min.m³.atm). Tanto K_{Ga} como la velocidad de absorción se vieron afectados por el flujo y la concentración, aumentando con valores mayores. El factor de mejora ϵ fue ligeramente mayor para MEA que para NaOH, indicando una mejor absorción con MEA en comparación con la absorción física. Los resultados fueron comparados con estudios previos de velocidad de absorción y coeficientes de transferencia de masa (10).

El artículo científico titulado: "Evaluación de la eliminación de CO₂ y H₂S por endulzamiento de biogás usando soluciones acuosas de alcanolaminas" se centró en el endulzamiento del biogás empleando soluciones acuosas de alcanolaminas para eliminar el CO₂ y H₂S. Se desarrolló un método de burbujeo para evaluar Monoetanolamina (MEA) y Dietanolamina (DEA), determinando que una concentración del 25% de MEA elimina 362 g de CO₂ por kg de MEA y 4 g de H₂S por kg de MEA. Además, con un 10% de DEA se remueven 3 g de H₂S y 132 g de CO₂ por kg de DEA. Se concluyó que la monoetanolamina fue el mejor absorbente para el proceso de endulzamiento del biogás, con la perspectiva de usarlo como combustible en motores de combustión interna para la generación de energía eléctrica (11).

2.2. Bases teóricas

El tema de investigación propuesto está enmarcado en la teoría de la absorción de gases con alcanolaminas. Así mismo, en la evaluación de los efectos de las variables de operación basados en la ley de la conservación de la materia y energía.

2.2.1. Operaciones transferencia de masa

Una parte importante de las operaciones unitarias en Ingeniería química está relacionada con el problema de modificar la composición de soluciones y mezclas mediante métodos que no impliquen, necesariamente, reacciones químicas. Por lo común estas operaciones se encaminan a separar las partes componentes de una sustancia.

En el caso de mezclas, las separaciones pueden ser totalmente mecánicas, como la filtración de un sólido a partir de una suspensión en un líquido, la clasificación de un sólido por tamaño de partícula mediante cribado o la separación de partículas en un sólido basándose en su densidad. Por otra parte, si las operaciones cambian la composición de soluciones, entonces se conocen como operaciones de transferencia de masa; éstas son las que nos interesan aquí. Es mucha la importancia de estas operaciones. Raro es el proceso químico que no requiere de la purificación inicial de las materias primas o de la separación final de los productos y subproductos; para esto, en general, se utilizan las operaciones de transferencia de, masa. Quizá se podría apreciar rápidamente la importancia de este tipo de separaciones en una planta procesadora, si se observa la gran cantidad de torres que llenan una moderna refinería de petróleo: en cada una de las torres se realiza una operación de transferencia de masa. Con frecuencia, el costo principal de un proceso deriva de las separaciones. Los costos por separación o purificación dependen directamente de la relación entre la concentración inicial y final de las sustancias separadas; si esta relación es elevada, también lo serán los costos de producción. Así, el ácido sulfúrico es un producto relativamente barato, debido en parte a que el azufre se encuentra bastante puro al estado natural, mientras que el uranio es caro a causa de su baja concentración en la naturaleza.

Transferencia de masa molecular. La transferencia molecular de masa o difusión molecular, es el resultado de la transferencia o desplazamiento de moléculas individuales a través de un fluido debido a sus movimientos desordenados. En estos movimientos, las moléculas chocan con otras cambiando sus velocidades tanto en magnitud como en dirección. La transferencia molecular de masa puede ocurrir en cualquiera de los 3 estados de agregación de la materia (siendo su mecanismo de transporte muy diferente en cada uno de ellos) como resultado de un gradiente de concentración, temperatura, presión, o de la aplicación a la mezcla de un potencial eléctrico (4).

$$J_{A,Z} = -D_{AL} \cdot \nabla c_A \quad (1)$$

La relación presente define al componente A en un proceso isotérmico e isobárico, se concluye que la difusión molecular es la transferencia de masa en una fase fluida no turbulenta (12).

Coefficiente de transferencia de masa. Se ha visto que cuando un fluido fluye a través de una superficie sólida, en condiciones en las cuales por lo general prevalece la turbulencia, hay una región inmediatamente contigua a la superficie en donde el flujo es predominantemente laminar. Al aumentar la distancia de la superficie, el carácter del flujo cambia de modo gradual y se vuelve cada vez más turbulento, hasta que, en las zonas más externas del fluido, prevalecen completamente las condiciones de flujo turbulento. También se ha visto que la rapidez de transferencia de una sustancia disuelta a través del fluido dependerá necesariamente de la naturaleza del movimiento del fluido que prevalezca en las diferentes regiones (12).

El significado físico del coeficiente de transferencia es claro: es la constante de velocidad para el movimiento de una especie desde el límite hasta el seno del líquido de la fase. El coeficiente de transferencia de masa es como la constante de velocidad de una reacción química, pero escrito por área, no por volumen. Este coeficiente de transferencia de masa a menudo es un concepto ambiguo (12). Se muestra en la tabla 1.

Tabla 1

Transferencia de masa

Efecto	Ecuación básica	Velocidad	Fuerza Impulsora	Coefficiente
Transferencia de masa	$(-r_A) = k_L \cdot \Delta c_A$	Flux por área relativo a una interface.	Diferencia de concentración	El coeficiente de transferencia de masa k_L ([L/t]) es una función del flujo
Difusión	$J_{A,Z} = -D_{AL} \cdot \nabla c_A$	Flux por área relativo a una velocidad promedio de volumen	Gradiente de concentración	El coeficiente de difusión D_{AB} ([L ² /t]) es una propiedad física independiente del flujo.

Los coeficientes de transferencia de masa tienen una variedad de definiciones que son aceptadas, tres de ellas se muestran en la tabla 2. Esta variedad es principalmente una herramienta experimental que surge porque la concentración puede ser medida en muchas unidades diferentes, que incluyen presión parcial, fracciones molares y másicas, y molaridad (12).

Tabla 2

Ecuación básica

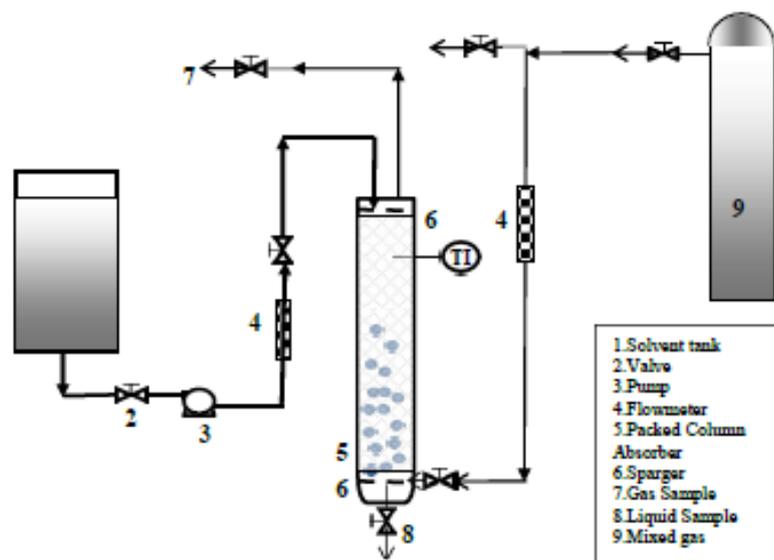
Ecuación básica	Unidades (k)	Comentarios
$(-r_A) = k_L^0 \cdot \Delta c_A$	m/s	Literatura común
$(-r_A) = k_G \cdot \Delta p_A$	mol/m ² .s.atm	Literatura común en la absorción de gases
$(-r_A) = k_x \cdot \Delta x_A$	mol/m ² .s	Solicitado en cálculos prácticos

Los coeficientes de transferencia de masa de la tabla 2 son complicadas debido a la elección de la diferencia de concentración, al área interfacial para la transferencia de masa, y por el tratamiento de la convección. Para explorar estas complicaciones más cuidadosamente, se considera la columna empacada mostrada esquemáticamente en la Figura 1. Aire que contiene amoníaco fluye ascendentemente en la columna. El agua fluye descendentemente a través de

la columna y absorbe el amoniaco: el amoniaco es absorbido de la mezcla gaseosa por el agua. El flux de amoniaco en el agua es proporcional a la concentración de amoniaco en la interface aire-agua menos la concentración en el volumen de agua. La proporcionalidad es el coeficiente de transferencia de masa. La diferencia de concentración entra la interface y el volumen del líquido no es constante sino puede variar a lo largo de la altura de la columna. Siempre se elige usar la diferencia de concentración local en una posición particular en la columna. Tal elección implica un “coeficiente de transferencia de masa local” para distinguirlo de un “coeficiente de transferencia de masa promedio.” Sin embargo, el coeficiente local es casi constante (4).

Figura 1

Sistema de absorción química en columna de empaque



Tomado de *Absorción continua de CO₂ en columna empacada usando solución MDEA para preparación de biometano*, por Mindaryani et al., (2016).

Otra fuente potencial de ambigüedad en la definición de coeficiente de transferencia de masa es el área interfacial. Como un ejemplo, se considera la columna empacada en la figura 1 donde el área interfacial entre el agua y el gas es a menudo desconocida experimentalmente en una columna empacada, para que el flux por área sea desconocido también. De este modo el coeficiente de transferencia de masa no se puede hallar fácilmente. Este problema se evita

asociando el área interfacial con el coeficiente de transferencia de masa y determinando el producto experimentalmente de los dos, con esto, se está midiendo el flux por volumen de la columna. Finalmente, los coeficientes de transferencia de masa se pueden complicar por la convección inducida por convección normal a la interface. Esta complicación no existe en soluciones diluidas sino solo para soluciones concentradas (4).

Transferencia de masa en interfases. Muchas operaciones de transferencia de masa consisten en la transferencia de masa entre dos fases; por ejemplo, una corriente gaseosa que hace contacto con un líquido. La transferencia de masa entre fases es importante en la mayoría de los procesos de separación en el cual dos fases están involucradas. Cuando una fase es pura, la transferencia de masa en la fase pura no está involucrada. Ocasionalmente, la transferencia de masa en una de las dos fases puede ser despreciada aún si los componentes puros no están involucrados. Esto será el caso cuando la resistencia a la transferencia de masa es mucho mayor en una fase que en otra. La comprensión de la naturaleza y magnitudes de estas resistencias es una de las claves para realizar una transferencia de masa confiable (12).

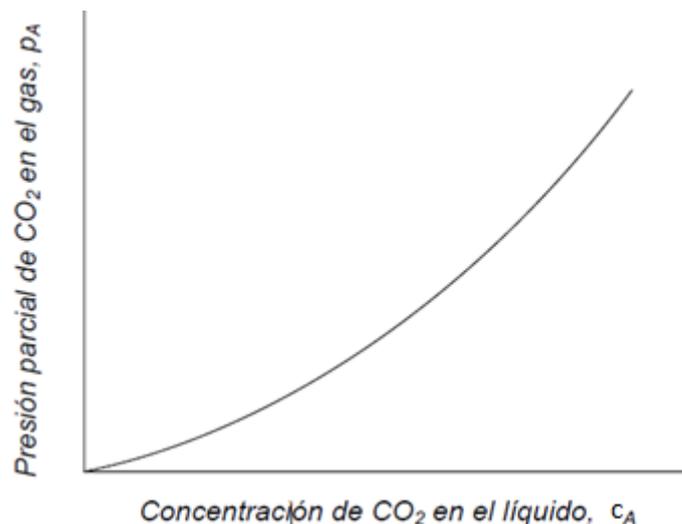
Transferencia de en sistemas diluidos. Cuando el material es transferido de una fase a otra a través de una interface que separa a los dos, la resistencia a la transferencia de masa en cada fase causa una diferencia de concentración para una interface gas-líquido. Las concentraciones del material que se difunde en las dos fases inmediatamente adyacentes a la interface generalmente no son iguales, aun si se expresa en las mismas unidades, pero usualmente son supuestas que se relacionan de uno con el otro por las leyes del equilibrio termodinámico. De esta manera, se supone que el equilibrio termodinámico es alcanzado en la interface gas-líquido casi inmediatamente cuando un gas y un líquido se ponen en contacto. Para sistemas en el cual las concentraciones del soluto en las fases gas y líquido están diluidas, la velocidad de transferencia puede ser expresado por las ecuaciones que predicen que la velocidad de transferencia de masa es proporcional a la diferencia entre la concentración del volumen y la concentración en la interfase gas-líquido (4).

Sistemas en equilibrio. La transferencia de masa entre dos fases

requiere de un alejamiento del equilibrio entre las concentraciones promedio o global, en cada una de las fases. Como la desviación del equilibrio nos da la diferencia de concentración en una fase, es necesario tomar en cuenta los equilibrios en la interface para describir la transferencia en la interface. Por ejemplo, se tiene aire y amoníaco en la fase gaseosa y agua en la fase líquida. Cuando se pone en contacto el gas con el agua en un recipiente cerrado, el amoníaco se disuelve en el agua ya que es soluble en ésta, y una parte del agua se vaporiza y pasa a la fase gaseosa. Se establece entonces el equilibrio dinámico de las moléculas (14). El amoníaco que está en la fase líquida se transfiere a la fase gaseosa con una velocidad de transferencia que depende de la concentración del amoníaco en la fase líquida y de la presión de vapor ejercida por el amoníaco en la solución acuosa. En forma semejante, el agua de la fase gaseosa se condensa a la fase líquida. El equilibrio dinámico está indicado por una concentración constante del amoníaco en la fase líquida; asimismo, la concentración o presión parcial constante del amoníaco en la fase gaseosa. Si se altera este equilibrio aumentando la cantidad de amoníaco, se alcanzará un nuevo equilibrio en el sistema (12).

Figura 2

Distribución de equilibrio de a entra las fases gas-líquido



Tomado de *Operaciones de transferencia de masa*, por Treybal, (1980).

En la figura 2, la curva de equilibrio muestra la relación entre la concentración del soluto de la fase líquida y la presión parcial del soluto de la fase gaseosa. La relación de equilibrio entre la fase gaseosa y la fase líquida que se cumple en las

soluciones diluidas es la ley de Henry. Esta ley se expresa así:

$$p_{Ai} = H C_{Ai} \quad (2)$$

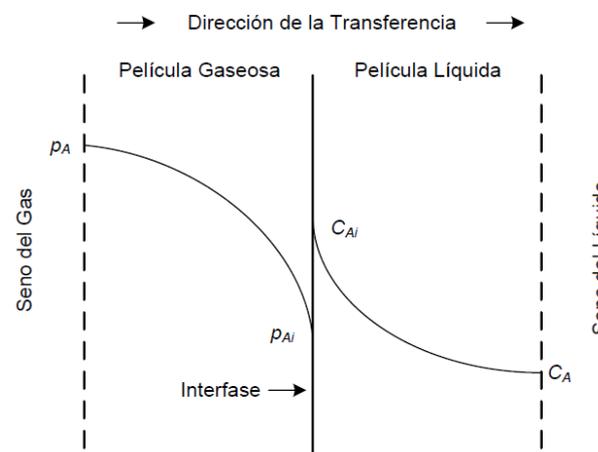
Donde H es la constante de Henry o coeficiente de distribución y C_{Ai} Concentración del soluto A en la interfase. Los principios siguientes son comunes a todos los sistemas en que ocurra la distribución de sustancias entre dos fases insolubles (12):

- En un conjunto fijo de condiciones existe, con referencia a la temperatura y presión, una serie de relaciones en el equilibrio; dichas relaciones pueden mostrarse gráficamente en la forma de una curva de distribución en el equilibrio para cada sustancia distribuida; con este propósito, se grafican una contra otra las concentraciones en el equilibrio de la sustancia en las dos fases.
- Para un sistema en el equilibrio, no hay difusión neta de los componentes entre las fases.
- Cuando un sistema no está en equilibrio, la difusión de los componentes entre las fases sucede de tal forma que el sistema alcanza una condición de equilibrio. Si hay tiempo suficiente, prevalecerán por último las concentraciones en el equilibrio.

Coeficientes individuales de transferencia de masa. En estado permanente, la rapidez de difusión de la componente A se puede describir en ambos lados de la interface (Figura 3), por medio de las ecuaciones 3 y 4.

Figura 3

Diferencia de concentraciones entre dos fases en contacto



Tomado de *Operaciones de transferencia de masa*, por Treybal, (1980).

Tenemos las ecuaciones según las velocidades de reacción en cada fase.

$$(-r_A) = k_G \cdot (p_A - p_{Ai}) \quad (3)$$

$$(-r_A) = k_L^0 \cdot (c_{Ai} - c_A) \quad (4)$$

Donde k_G es el coeficiente individual de transferencia de masa en la fase gaseosa y k_L^0 es el coeficiente individual de transferencia de masa de la fase líquida con absorción física. La diferencia de presión parcial $p_A - p_{Ai}$, es la fuerza motriz necesaria para transferir la componente A de las condiciones globales gaseosas a la interface que separa ambas fases. La diferencia de concentración $c_{Ai} - c_A$, es la fuerza impulsora necesaria para continuar la transferencia de A la fase líquida. En condiciones de estado permanente, el flujo de masa en una fase debe ser igual al flujo de masa en la segunda fase. Combinando las ecuaciones anteriores (12):

$$(-r_A) = k_G \cdot (p_A - p_{Ai}) = k_L^0 \cdot (c_{Ai} - c_A) \quad (5)$$

Coefficientes totales de transferencia de masa. Es muy difícil medir físicamente la presión parcial y la concentración en la interface. Por lo tanto, es conveniente emplear coeficientes totales basados en una fuerza impulsora total entre p_A y c_A . Se puede definir un coeficiente total de transferencia de masa en función de una fuerza impulsora de presión parcial. Este coeficiente K_G , debe explicar toda la resistencia a la difusión en ambas fases y está definido así:

$$(-r_A) = K_G \cdot (p_A - p_A^*) \quad (6)$$

Donde p_A es la composición global en la fase gaseosa; p_A^* presión parcial del soluto A en equilibrio con la composición global en la fase líquida y K_G es el coeficiente global de transferencia de masa basado en una fuerza impulsora de presión parcial. Como la distribución de equilibrio del soluto A entre las fases gaseosa y líquida es único a la temperatura y presión del sistema, entonces p_A^* , en equilibrio con c_A , es tan buena medición de c_A como la misma c_A y se basa en el mismo principio que p_A . Análogamente, un coeficiente total de transferencia de masa K_L , incluyendo la resistencia a la difusión en ambas fases en función de la fuerza impulsora de la fase líquida, se define así:

$$(-r_A) = K_L \cdot (c_A^* - c_A) \quad (7)$$

Donde c_A^* es la concentración de A en equilibrio con p_A , por lo tanto, es una medida aceptable de p_A ; K_L es el coeficiente de transferencia de masa basado

en una fuerza impulsora de la concentración del líquido. Los coeficientes totales de transferencia de masa se pueden relacionar con los coeficientes de las fases individuales para soluciones diluidas, de esta manera:

$$\frac{1}{K_G} = \frac{1}{k_G} + \frac{H}{k_L^0} \quad (8)$$

$$\frac{1}{K_L} = \frac{1}{H \cdot k_G} + \frac{H}{k_L^0} \quad (9)$$

Estas dos últimas ecuaciones establecen las magnitudes relativas de las resistencias de las fases individuales que dependen de la solubilidad del gas, tal como lo indica la magnitud de la constante de la ley de Henry.

Coefficientes volumétricos para columnas de empaque. Aunque hay equipos de transferencia de masa que poseen un área interfacial conocida tal como la columna de pared mojada, el área interfacial correspondiente, en otros tipos de equipo, es virtualmente imposible de medir. Por esta razón debe introducirse un factor ingenieril a , para representar el área interfacial por unidad de volumen del equipo de transferencia de masa. Tanto a como el coeficiente de transferencia de masa dependen de la geometría física del equipo, así como de la rapidez de flujo de las dos corrientes, no miscibles, en contacto; debido a esto, se les correlaciona llamándolas coeficiente volumétrico (13).

$$(-r_A) \cdot a = k_G \cdot a \cdot (p_A - p_A^*) = k_G \cdot a (c_A^* - c_A) \quad (10)$$

Teorías sobre la transferencia de masa. En ciertas situaciones simples, los coeficientes de transferencia de masa pueden ser calculados a partir de los primeros fundamentos. Las teorías de la película, penetración y renovación de la superficie son intentos para ampliar estos cálculos teóricos a situaciones más complejas. Aunque estas teorías no son a menudo exactas, son útiles para proporcionar una figura física para variaciones en el coeficiente de transferencia de masa. La teoría de la película, la teoría más simple para la transferencia de masa interfacial, asume que una película estancada existe cerca de toda interface (película hipotética). La teoría manifiesta que el coeficiente de transferencia de masa k_L^0 es proporcional al coeficiente de difusión D_{AB} e independiente de la velocidad del fluido v . Al duplicar la difusión se duplica la transferencia de masa; al duplicar el flujo no tiene efecto. Sin embargo, la variación de k_L con v ha sido asociado con el espesor desconocido de la película

l . Este espesor es casi nunca conocido a priori, pero puede ser hallado a partir de mediciones de k_L^0 y D_{AL} .

$$k_L^0 = \frac{D_{AL}}{l} \quad (11)$$

La teoría de la película representada en la figura 4 es valiosa por dos razones. Primero, proporciona un entendimiento físico simple en la transferencia de masa porque esto muestra en términos simples cuanta resistencia a la transferencia de masa podrá ocurrir cerca a la interfase. Segundo, a menudo predice aproximadamente los cambios en la transferencia de masa causado por otros factores, como reacción química.

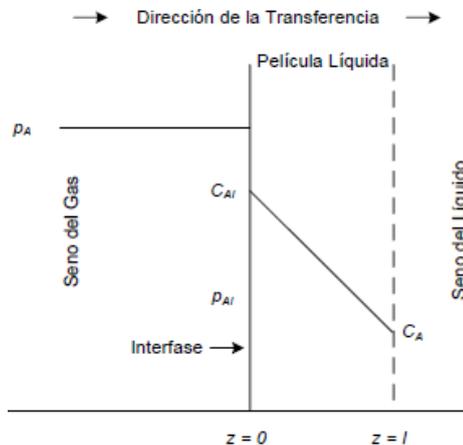
El espesor de la película l depende primordialmente de la hidrodinámica del sistema y por tanto del número de Reynolds y del número de Schmidt. Así, varias correlaciones han sido desarrolladas para geometrías diferentes en términos de las variables adimensionales siguientes:

$$N_{Re} = f(N_{Re}, N_{Sc}) \quad (12)$$

Donde N_{Sh} es el número de Sherwood, N_{Re} ($= v \times d / \nu$) es el número de Reynolds basado en la longitud característica d apropiado con la geometría del sistema particular; y N_{Sc} ($= \nu / D_{AL}$) es el número de Schmidt. El punto importante a notar es que el coeficiente de transferencia de masa k_L^0 depende principalmente de las propiedades del fluido (N_{Sc}) y la hidrodinámica del sistema particular involucrado (N_{Re}).

Figura 4

La teoría de la película para la transferencia de masa en este modelo, la región interfacial es idealizada como una película hipotética



Tomado de *Operaciones de transferencia de masa*, por Treybal, (1980).

El modelo de la película estancada asume un estado estable en el cual el flux local a través de cada elemento de área es constante; por ejemplo, no hay acumulación de las especies que se difunden dentro de la película. Higbie indica que los equipos de contacto industriales operan a menudo con contactos breves repetidos entre fases en los cuales los tiempos de contacto son muy cortos para el estado estable a ser alcanzado. Por ejemplo, Higbie avanzó la teoría que en una columna empacada el líquido fluye a través de cada pieza de empaque en flujo laminar y es otra vez mezclado en los puntos de discontinuidad entre los elementos del empaque. De esta manera, una superficie líquida fresca se forma en el tope de cada pieza, y como se mueve hacia abajo, éste absorbe gas a una velocidad decreciente hasta que es mezclada en la próxima discontinuidad. Esta es la base de la teoría de la penetración. Si la velocidad de la corriente que fluye es uniforme sobre una región muy profunda de líquido, el coeficiente de transferencia de masa de tiempo promedio según la teoría de la penetración es dada por:

$$k_L^o = 2 \sqrt{\frac{D_{AL}}{\pi t}} \quad (13)$$

Donde k_L^o es el coeficiente de transferencia de masa en la fase líquida, D_{AL} es coeficiente de difusión en la fase líquida, y t es el tiempo de contacto. En la práctica, el tiempo de contacto t no es conocido excepto en casos especiales en el cual la hidrodinámica está definida claramente. Esto es de alguna manera similar al caso de la teoría de la película estancada en el cual la cantidad desconocida es el espesor de la película estancada l . La teoría de la penetración predice que k_L^o debería variar con la raíz cuadrada de la difusividad molecular, como se comparó con la teoría de la película, el cual predice una dependencia de la primera potencia de D_{AL} . Varios investigadores han reportado potencias experimentales de D_{AL} que están en el rango de 0,5 a 0,75.

La teoría de la penetración a menudo es usada en analizar la absorción con reacción química porque no hace ninguna suposición de las profundidades de penetración de varias especies reactantes, y da un resultado más exacto cuando los coeficientes de difusión de las especies reactantes no son iguales. Cuando el proceso de reacción es muy complejo, sin embargo, la teoría de la penetración

es más difícil usar que la teoría de la película, y el último método es preferido normalmente. Danckwerts propuso una extensión de la teoría de la penetración, denominada teoría de la renovación de la superficie, el cual tiene en cuenta el movimiento de remolino en el líquido para traer elementos de líquido fresco continuamente desde el interior a la superficie, donde están expuestos al gas para longitudes finitas de tiempo antes de ser reemplazadas. En su desarrollo, Danckwerts asumió que cada elemento de fluido tiene una oportunidad igual de ser reemplazada independientemente de su edad. El modelo de Danckwerts da

$$k_L = \sqrt{D_{AL}S} \quad (14)$$

Donde S es la velocidad fraccional de la renovación de la superficie. Las teorías de la penetración y de la renovación de la superficie predicen una dependencia de la raíz cuadrada en D_{AL} . Asimismo, se debería reconocer que los valores de la velocidad de la renovación de la superficie S generalmente no están disponibles, el cual presenta los mismos problemas como l y t en los modelos de la película y penetración.

Las predicciones de las correlaciones basadas en el modelo de la película a menudo son aproximadamente idénticas a las predicciones basadas en los modelos de la penetración y de la renovación de la superficie. De esta manera, en vista de su relativa simplicidad, el modelo de la película normalmente es preferido para propósitos de discusión o cálculos (13).

Transferencia de masa con reacción química. Muchos procesos de absorción involucran sistemas en los cuales las reacciones químicas tienen lugar en la fase líquida. Estas reacciones generalmente mejoran la velocidad de absorción e incrementan la capacidad de la solución líquida para disolver el soluto, al ser comparados con sistemas de absorción física. La fuerza impulsora en un sistema de absorción de CO_2 con reacción química es la diferencia en alcalinidad entre el soluto y el solvente. En un sistema de absorción física, la fuerza impulsora es la diferencia en solubilidades del solvente y el soluto. Un sistema de absorción química se comporta en la misma manera como un sistema de absorción física, hasta el punto donde la reacción química ocurre. El soluto se difunde a partir del seno de la fase gas, a través de la película gaseosa y a través de la interface. Una vez que el soluto está en la fase líquida, puede

reaccionar químicamente con las moléculas del solvente. Esta reacción puede ser lenta, rápida o relativamente instantánea, dependiendo del sistema. Las reacciones instantáneas tienen lugar en un plano de reacción que está en o cerca de la interface. Las reacciones rápidas entre el CO₂ y el MEA, tienen lugar en una zona de reacción el cual existe entre la interface y el límite de la película líquida.

Las reacciones químicas que ocurren en los sistemas de absorción pueden ser reversibles e irreversibles, dependiendo de los componentes involucrados. Por ejemplo, la absorción de CO₂ en soluciones alcalinas de hidróxidos, tal como hidróxido de sodio (NaOH), es una reacción irreversible. El solvente puede ser usado sólo una vez. En el caso de la absorción con aminas, sin embargo, la reacción es reversible. Esto crea la oportunidad para la regeneración en un sistema de absorción de lazo cerrado.

Cinética de la reacción. Para describir el proceso de transferencia de masa, la teoría de la doble resistencia basada en la teoría de la película se considera aquí. Se sabe que la expresión de velocidad para la transferencia de masa sin reacción química de A esta dada por:

$$(-r_A) = k_G^0(p_A - p_A^*) = k_G^0(p_A - Hc_A) \quad (15)$$

Para determinar la velocidad con reacción química, se considera las siguientes suposiciones, que el soluto A es soluble en el líquido, pero B no ingresa al gas. De esta forma A debe entrar y moverse en la fase líquida antes de que pueda reaccionar, y la reacción ocurre sólo en esta fase. Se tiene la siguiente reacción de cualquier orden:



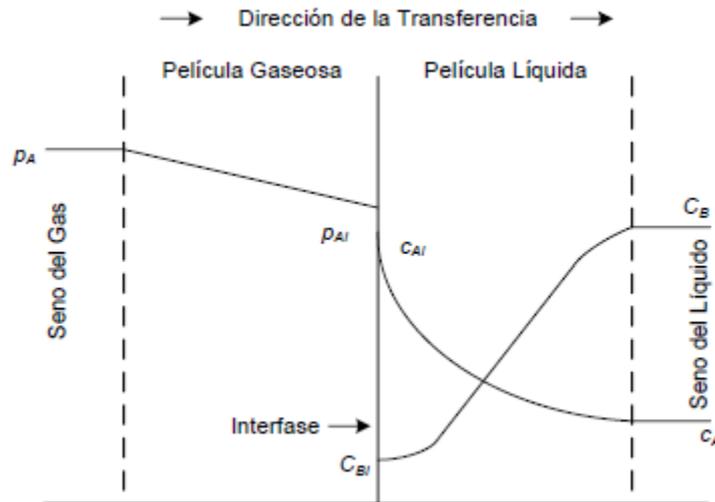
La velocidad de absorción es:

$$(-r_A) = -\frac{1}{s'} \frac{dN_A}{dt} \quad (17)$$

En el caso que existe reacción química se debe considerar tres factores: lo que sucede en la película gaseosa, en la película líquida, y en el seno del líquido tal como se ve en la figura 5.

Figura 5

La reacción se puede producir en ambas fases: en la película líquida y en el seno del líquido



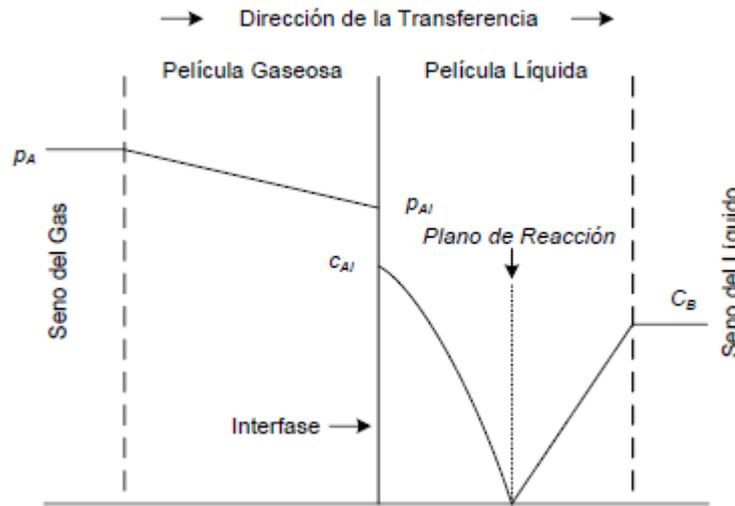
Nota: Las reacciones rápidas se producen en una zona estrecha dentro de la película y las reacciones lentas se dispersan dentro de la película y en el seno del líquido basado en la teoría de la película. Tomado de *Operaciones de transferencia de masa*, por Treybal, (1980).

Se pueden establecer distintas ecuaciones de la velocidad de absorción con reacción química dependiendo de las constantes cinéticas k , k_G y k_L , de la relación de las concentraciones de los reactivos y de la constante de la ley de Henry (12). Sólo se desarrollaron las ecuaciones de velocidad que son de interés en esta tesis.

Ecuaciones de velocidad para reacciones instantáneas. La reacción ocurrirá en un plano entre el líquido que contiene A y el líquido que contiene B puesto que un elemento de líquido puede contener A o bien B. Además, debido a que los reactivos deben difundirse hasta este plano de reacción, las velocidades de difusión de A y B determinarán la velocidad por lo que un cambio en p_A o en C_B moverá el plano de reacción en un sentido o en el otro (ver figura 6).

Figura 6

Concentración de los reactivos para una reacción instantánea



Tomado de *Absorción continua de CO₂ en columna empacada usando solución MDEA para preparación de biometano*, por Mindaryani et al., (2016).

La velocidad de absorción con reacción química instantánea viene dada por la siguiente ecuación:

$$(-r_A) = \frac{\frac{D_{BL}C_B + p_A}{D_{AL}b} + \frac{1}{Hk_G}}{\frac{1}{Hk_G} + \frac{1}{k_L}} \quad (18)$$

Cuando la resistencia de la fase gaseosa es despreciable la ecuación se reduce a:

$$(-r_A) = k_L C_{A_i} \left(1 + \frac{D_{BL}C_B}{bD_{AL}C_{A_i}} \right) \quad (19)$$

Ahora, cuando la concentración de B es alta, la velocidad de absorción es:

$$(-r_A) = k_G p_A \quad (20)$$

Se observa en las ecuaciones (19) y (20) que el coeficiente cinético no aparece, por lo que se demuestra que la velocidad de absorción está completamente definida por el transporte de materia.

Ecuaciones de velocidad para reacciones rápidas. Cuando la velocidad de reacción es de segundo orden, la velocidad de absorción se determina por:

$$(-r_A) = \frac{1}{\frac{1}{k_G} + \frac{H}{\sqrt{D_{AL}k_C C_B}}} p_A \quad (21)$$

Factor de crecimiento ε . Se sabe que la transferencia de masa se incrementa debido a la reacción química, por eso se introduce el factor de crecimiento ε . El factor de crecimiento ε es la relación entre la velocidad de absorción con reacción química r_A y la velocidad de absorción sin reacción química r_A^0 , a las mismas condiciones hidrodinámicas (12):

$$\varepsilon = \frac{\text{velocidad con reacción química}}{\text{velocidad sin reacción química}} = \frac{r_A}{r_A^0} \geq 1 \quad (22)$$

Generalmente, la rapidez de una reacción química determinará la magnitud del factor de crecimiento. Hay tres clasificaciones para la rapidez de las reacciones: regímenes de reacción lenta, rápida e instantánea. Cuando una reacción es lenta se observará poco mejoramiento. Esto es porque la difusión no ha sido mejorada significativamente por la reacción química. Como la velocidad de reacción aumenta en los regímenes rápidos e instantáneos, los efectos de un factor de mejoramiento llegan a ser más pronunciados. Los efectos de mejoramiento incrementados pueden ser vistos cuando el CO_2 es absorbido en soluciones alcalinas donde las rapidezces de la reacción están en los regímenes de reacción rápidas e instantáneas, dependiendo del sistema (12).

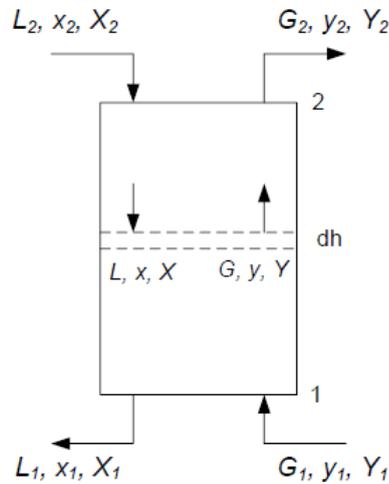
El factor de crecimiento para una reacción rápida de primer orden viene dado por:

$$\varepsilon = 1 + \frac{C_B}{bC_{A_i}} \quad (23)$$

Balance en columnas de relleno. Los métodos para estimar la altura de la sección activa de los equipos de contacto a contracorriente tales como las columnas de relleno están basados en expresiones de velocidad que representan la transferencia de masa en un punto en la interface gas-líquido y en balances de materia que representan los cambios en la composición del cuerpo principal del líquido o gas. Las expresiones de velocidad están basadas en los principios de transferencia de masa descritos previamente. La combinación de tales expresiones conduce a una expresión integral. Para un equipo de absorción a contracorriente que se muestra en la figura 7:

Figura 7

Sistema de extracción en columna de relleno



Tomado de *Operaciones de transferencia de masa*, por Treybal, (1980).

La ecuación de diseño viene dada por

$$dh = \frac{G_S}{K_G a P (Y_A - Y_A^*)} dY_A \quad (24)$$

o también

$$h = \frac{G_S}{K_G a P} \int_{Y_2}^{Y_1} \frac{dY_A}{Y_A - Y_A^*} \quad (25)$$

donde G_S es el número de moles de la fase gas en una base libre de soluto, $K_G a$ es el coeficiente volumétrico total de transferencia de masa, P es la presión total del sistema, Y_A es la razón molar de la fase gaseosa, Y_A^* es la razón molar de equilibrio. La evaluación del lado derecho de esta ecuación requiere de una integración gráfica (12).

Ecuaciones de diseño para el caso particular de mezclas diluidas.

Para el caso particular de absorción en una mezcla gaseosa cuya concentración sea inferior al 15% el problema de diseño se simplifica. En efecto, para bajas concentraciones de soluto podemos establecer la relación aproximada entre la razón molar Y , y la fracción molar y , para la fase gaseosa:

$$Y_A \cong y_A \quad (26)$$

La relación entre el caudal de gas total y el gas inerte tomará la forma dada por:

$$G \cong G_1 \cong G_S \quad (27)$$

Reemplazando (26) y (27) en la ecuación (25), resulta:

$$h = \frac{G_S}{K_G a P} \int_{y_2}^{y_1} \frac{dy_A}{y_A - y_A^*} \quad (28)$$

Que son las ecuaciones para sistemas diluidos. De la ecuación (28) se tiene que:

$$H_{OG} = \frac{G}{K_G a P} \quad (29)$$

$$N_{OG} = \int_{y_{A1}}^{y_{A2}} \frac{dy_A}{y_{AG} - y_A^*} \quad (30)$$

Por lo tanto

$$h = H_{OG} * N_{OG} \quad (31)$$

donde H_{OG} es la altura de la unidad de transferencia total para la fase gaseosa, y N_{OG} es el número de unidades de transferencia total referido a dicha fase.

Fuerza impulsora logarítmica media. Aunque el procedimiento gráfico de integración debe emplearse en la mayoría de los cálculos prácticos de diseño, a veces es posible utilizar una ecuación mucho más simple basada en una fuerza motriz logarítmica media. Cuando dos corrientes en contacto están relativamente diluidas, la curva de equilibrio y la línea de operación pueden ser ambas lineales en función de las fracciones molares en la gama de valores de concentración que interviene en la operación de transferencia de masa. En estas condiciones, $G_1 \approx G_2 \approx G$ y $L_1 \approx L_2 \approx L$. El balance de la componente A se puede expresar, aproximadamente por medio de la ecuación:

$$L(x_{A_1} - x_A) = G(y_{A_1} - y_A) \quad (32)$$

o

$$L dx_A = G dy_A \quad (33)$$

La rapidez de transferencia de masa en la interface se puede expresar en función del coeficiente de capacidad total en la fase gaseosa, por medio de:

$$(r_A) a dz = K_G a (p_A - p_A^*) dz \quad (34)$$

ó

$$(r_A) a dz = K_G a P (y_A - y_A^*) dz \quad (35)$$

Como las líneas de operación y equilibrio son rectas, la diferencia de ordenadas de ambas varía linealmente en su composición, resultando

$$h = \frac{G}{K_G a P} \frac{y_{A_1} - y_{A_2}}{(y_A - y_A^*)_{lm}} \quad (36)$$

Despejando el coeficiente global volumétrico de transferencia de masa

$$K_G a P = \frac{G (y_{A1} - y_{A2})}{P Z (y_A - y_A^*)_{lm}} \quad (37)$$

Esta es la ecuación que se usará para calcular el coeficiente global volumétrico de transferencia de masa experimental para la absorción física.

Donde:

$$(y_A - y_A^*)_{lm} = \frac{(y_A - y_A^*)_1 - (y_A - y_A^*)_2}{\ln[(y_A - y_A^*)_1 / (y_A - y_A^*)_2]} \quad (38)$$

análogamente para $K_L a$

$$K_L a = \frac{r_{CO_2}}{h * S * \Delta C_{lm}} \quad (39)$$

y

$$\Delta C_{lm} = \frac{(c_A^* - c_A)_1 - (c_A^* - c_A)_2}{\ln[(c_A^* - c_A)_1 / (c_A^* - c_A)_2]} \quad (40)$$

donde $K_L a$ es el coeficiente volumétrico global de transferencia de masa, h es la altura del relleno de la columna, S es el área de la sección transversal interior de la columna, c_A es la concentración molar de CO_2 de la corriente de gas, c_A^* es la concentración molar de CO_2 en el equilibrio. Esta última ecuación es la fuerza impulsora logarítmica media para sistemas diluidos (12).

Columna de empaque para absorción de gases. En las columnas de relleno la transferencia de materia se hace de forma continuada. Estas columnas también son llamadas columnas empaquetadas. La torre de relleno más común es la que consiste en una carcasa cilíndrica que contiene el material inerte en su interior. Este material inerte es el que recibe el nombre de relleno. El objetivo principal del relleno es proporcionar una superficie de contacto más amplia entre el vapor y el líquido extractor, de esta manera aumenta su turbulencia y, por tanto, mejora su eficacia (12).

Hay rellenos de muchas formas y dimensiones diferentes. Se pueden situar de forma ordenada, si el volumen del relleno es grande (5-20 cm) o desordenada si el volumen del relleno es pequeño (5-50mm). Lo que suelen utilizar son los anillos Raschig mayores de 5-8cm de diámetro y se sitúan de forma ordenada. A medida que aumenta el tamaño del relleno, la eficacia de la transferencia de materia, va disminuyendo y por tanto aumentan las pérdidas de carga. En conclusión, para poder determinar cuál es el tamaño óptimo del relleno se deben tener en cuenta dos factores (15):

- La selección del material del relleno.
- La ordenación del material inerte, relleno

Las características de los rellenos son (15):

- Deben ser químicamente inertes.
- Deben tener una cierta resistencia mecánica elevada.
- Deben permitir el paso adecuado de las dos corrientes.
- Deben permitir un buen contacto entre las dos fases.
- Deben ser de costes bajos, es decir, económicos.

La mayoría de los rellenos son hechos de material barato, inerte y ligero. Ejemplo: arcilla, grafito, porcelana, etc. También se pueden utilizar las formas irregulares como las regulares. Los rellenos que están ordenados dentro de la columna y, por lo tanto, tienen unas dimensiones relativamente grandes, presentan canales interrumpidos a través de la cama y originan caídas de presión menores que las colocadas al azar, donde el gas se ve obligado frecuentemente a cambiar de velocidad y de dirección.

Las características de aplicación de una torre de relleno son (15):

- Tienen un contacto continuo con el gas.
- Adaptabilidad a diversos procesos: Pueden adaptarse a una variedad de procesos de separación y purificación, como la absorción, la destilación, la extracción y otros procesos de transferencia de masa
- Se utilizan cuando hay compuestos corrosivos en la mezcla de gases, también cuando hay líquidos espumosos.
- Se aplica en los casos que haya cambios bruscos de temperatura.
- Se utilizan cuando se trabaja con presiones bajas.

Propiedades de las torres de relleno. Las propiedades que debe poseer una torre de relleno son las siguientes (13):

- **Bajo peso por unidad de volumen**

Debido a que afecta no solamente al peso que ha de soportar la torre, sino también al proyecto de la envolvente de la torre. Un relleno que se vacía en la torre al azar, puede ejercer un empuje local sobre las paredes, y si el relleno tiene un alto peso unitario, esto puede afectar al coste de la construcción de la torre.

- **Gran superficie activa por unidad de volumen**

Esto permitirá la mayor transferencia de masa posible del gas al solvente específico.

- **Gran sección transversal libre**

esto tiene importancia porque afecta a la pérdida de carga por fricción a través de la torre y por consiguiente a la potencia necesaria para hacer circular el gas, también una pequeña sección transversal libre, significa una velocidad elevada para una cantidad dada de gas y por encima de ciertas velocidades libres existe tendencia a soplar el líquido fuera de la torre.

- **Gran volumen libre**

En algunos casos, tal como la absorción de dióxido de nitrógeno en que hay que prevenir cierto tiempo para que se verifiquen las reacciones en la fase gaseosa, este apartado puede tener gran importancia.

- **Pequeño peso del líquido retenido**

Esto generalmente, es una ventaja, puesto que disminuye la carga sobre la torre tan rápidamente como es posible. En algunos casos puede ser una gran desventaja, especialmente cuando la reacción entre el líquido y el gas es lenta, o cuando la solubilidad del gas en el líquido no es grande. En torres acidas es de desear tener pequeña cantidad de líquido retenido para disminuir el peligro de accidentes cuando la torre se vacía.

Selección del empaque. A continuación, se presenta una lista de criterios a considerar en la evaluación y selección de empaques (17):

- Elevada área superficial; esto es, elevada área superficial por unidad de volumen de lecho empacado.
- Distribución uniforme del área superficial.
- Geometría tal que promueva la distribución uniforme de las fases.
- Baja retención estática, dado que el líquido estancado contribuye muy poco a la transferencia de masa y desperdicia superficie del empaque.
- Máxima superficie humectable, debido a que solo el área humedecida es efectiva para la transferencia de masa.
- Alta fracción vacío, con el propósito de reducir la resistencia al flujo.
- Baja fricción, lo cual se promueve con una estructura abierta y aerodinámica.

- Resistencia baja y uniforme al flujo a través del lecho, lo cual depende de la geometría del empaque y de la homogeneidad en la porosidad del lecho.
- Forma tal que induzca la turbulencia para favorecer los fenómenos de transferencia.
- Fácil separación de las fases, condición especialmente importante en servicios a elevada presión y altas velocidades de flujo.
- Capacidad para manejar variadas cargas de líquido y de gas, sin cambios significativos en la eficiencia.
- Resistencia a la deformación mecánica y al rompimiento.
- Inercia química frente a las sustancias con las cuales se trabaje, bajo las condiciones de operación.
- Resistencia apropiada a las temperaturas de operación y, en especial, a los choques térmicos.
- Peso liviano, para lograr un mínimo empuje lateral y fácil manipulación.
- Bajo costo.

Se han desarrollado muchos tipos diferentes de rellenos para torres. Estos empaques y otros rellenos comunes se pueden obtener comercialmente en tamaños de 3 mm hasta unos 75 mm. La mayoría de los empaques para torres están contruidos con materiales inertes y económicos tales como arcilla, porcelana o grafito. La característica de un buen empaque es la de tener una gran proporción de espacios vacíos entre el orden del 60 y el 90%. El relleno permite que volúmenes relativamente grandes del líquido pasen a contracorriente con respecto al gas que fluye a través de las aberturas, con caídas de presión del gas relativamente bajas. Anillos Raschig son el tipo de relleno más antiguo (data de 1915) y todavía están en uso, son bastante empleados en las industrias, debido a su bajo costo. El espesor de la pared de los anillos Raschig es un factor importante, porque a medida que éste se adelgaza, la resistencia mecánica disminuye. Un espesor mayor dará como resultado un aumento en la caída de presión, un espacio libre menor, y finalmente un área reducida de superficie. Los mejores resultados se obtienen cuando las paredes son delgadas. El diámetro y altura de los anillos Raschig son iguales, pudiéndose fabricar en vidrio, porcelana, arcillas, carbón o metales (16).

2.2.2. Absorción con reacción química

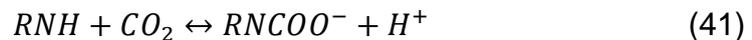
El proceso de captura de CO₂ con monoetanolamina en una columna de absorción es factible de ser escalado a nivel industrial, en este caso en el tratamiento de los gases de combustión emitidos en plantas termoeléctricas de México. La captura de CO₂ con aminas en la parte de absorción es altamente eficiente, ya que la solución acuosa de monoetanolamina al ser pura no presenta resistencia a la transferencia de masa. Además, al operar la columna de relleno con respecto a la inundación se aumenta la rapidez de la transferencia de masa, en este caso el soluto que es el CO₂ se transfiere eficientemente de la fase gaseosa a la líquida. Hoy en día, la absorción química es la técnica más estudiada, madura y con mayor garantía de poder escalar a nivel industrial para llevar a cabo la captura de CO₂. Ésta se basa en la reacción química de una base alcalina en medio acuoso con un gas ácido. Generalmente consta de un absorbedor, un desorbedor, una bomba de recirculación, un calderín y un condensador (12).

En la fase líquida, las reacciones químicas pueden ser reversibles o irreversibles. En este caso la absorción reactiva de CO₂ con NaOH es irreversible, pero la absorción de CO₂ con MEA no lo es. En las reacciones irreversibles, el soluto está firmemente unido en el producto de la reacción, no hay presión de vapor apreciable del soluto por encima de la fase líquida. Bajo estas condiciones, la regeneración del soluto no es posible y el componente reactante en el líquido se consume. El propósito de este reactante es aumentar la solubilidad del soluto en la fase líquida o reducir la resistencia relativa de la película líquida a la transferencia de masa. Las reacciones reversibles permiten que el producto se regenere y el soluto se recupere en una forma concentrada. Sin embargo, se puede considerar como reacción irreversible la reacción entre el CO₂ y el MEA sólo en el proceso de absorción porque el MEA posee una alta reactividad. Además, tiene una afinidad muy fuerte por el CO₂ el cual es importante debido a su baja presión parcial en la corriente de gases (12).

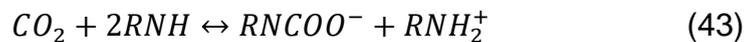
Solvente de monoetanolamina (MEA). La monoetanolamina es un líquido higroscópico viscoso con olor amoniacal. Es miscible con agua y muchos solventes orgánicos. La monoetanolamina encuentra su uso en diversas áreas

como el endulzamiento de gases, fármacos, químicos agrícolas, emulsiones, y más. Las etanolaminas contienen ambos grupos hidroxilo y amino. Debido a su átomo básico de nitrógeno y el grupo hidroxilo, las etanolaminas tienen propiedades químicas que se parecen a aquellas aminas y alcoholes. Forman sales con los ácidos y el grupo hidroxilo permite la formación de un éster. Se forman sales de CO₂ térmicamente inestables en solución acuosa. Esta reacción de etanolamina es la base para su aplicación en la purificación de corrientes de gases. Las soluciones acuosas de monoetanolamina reaccionan con el dióxido de carbono a temperatura ambiente para formar compuestos que, cuando al ser expuestos a elevadas temperaturas, liberan el gas y regeneran la amina para su reutilización (18).

Reacciones de CO₂ con monoetanolamina (MEA). Para alcanolaminas primarias como la monoetanolamina, la posibilidad de la formación de carbamatos lleva a un esquema de reacción diferente. Un mecanismo para esta reacción fue propuesto por Danckwerts y se muestra a continuación:

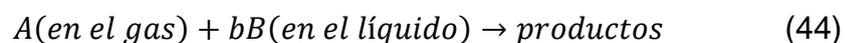


Y la reacción global es:



El dióxido de carbono, de acuerdo a este mecanismo, reacciona directamente con la amina primaria para formar ácido carbámico. El hidrógeno formado por el ácido es subsecuentemente neutralizado por una segunda molécula de amina ($R = OHCH_2CH_2H^-$).

Las reacciones químicas globales tienen la siguiente forma:



Por tanto, las velocidades de las reacciones (43) son dadas por las siguientes expresiones de segundo orden.

$$r = k_{OH^-}[OH^-][CO_2] \quad (45)$$

$$r = k_{MEA}[MEA][CO_2] \quad (46)$$

Determinación de K_{Ga} con reacción química a través de los criterios de diseño. Una primera consideración en los sistemas de absorción es la composición de la fase gas, por lo tanto, se dirige mucha atención hacia el

coeficiente total de transferencia masa volumétrico de la fase gas para una columna empacada $K_G a$. La ecuación de diseño para un sistema diluido en el cual el reactante de la fase gas (CO_2) el cual está siendo absorbido y reaccionado por el reactante de la fase líquida B (solución de NaOH o solución de MEA) es:

$$(-r_A)adh = \frac{L}{b\rho_L} dc_B = G dy_A \quad (47)$$

Donde $-r_A$ es la velocidad específica de absorción por área interfacial unitaria, a es el área interfacial unitaria por volumen unitario de empaque, h es la altura del empaque, L es la velocidad molar del líquido, b es el número de moles de B que reacciona con 1 mol de A; ρ_L es la densidad molar promedio de la fase líquida, c_B es la concentración del reactivo de la fase líquida, G es la velocidad molar de la fase gas, y y es la fracción molar de A en la fase gas. Para sistemas diluidos se puede considerar que G , L , y ρ_L son constantes, y normalmente se considera que el área interfacial a del empaque es constante y es igual al valor que existiría sin reacción.

Bajo las suposiciones descritas arriba para sistemas diluidos la ecuación (47) se puede integrar como sigue:

$$h = \frac{L}{b\rho_L a} \int_{c_{B1}}^{c_{B2}} \frac{dc_B}{(-r_A)} = \frac{G}{a} \int_{y_2}^{y_1} \frac{dy_A}{(-r_A)} \quad (48)$$

Donde h es la altura total del empaque y los subíndices 1 y 2 se refiere al fondo y al tope de la columna respectivamente. La velocidad específica de absorción $-r_A$ es una función de h y puede ser calculada combinando la ecuación de velocidad.

$$(-r_A) = k_G(p - p_i) = k_L(c_i - c) \quad (49)$$

con la ecuación de la curva de operación (balance de materia)

$$G(y - y_2) = \left(\frac{L}{b\rho}\right) (c_{B2} - c_B) \quad (50)$$

y con la relación apropiada para calcular la concentración interfacial c_i del reactante A.

La concentración interfacial c_i se calcula combinando la relación de equilibrio (Ley de Henry) $p_i = Hc_i$ con la ecuación (47) para obtener

$$c_i = \frac{k_G p + k_L c}{k_L + k_G H} \quad (51)$$

Reemplazando la ecuación (49) en (47) resulta,

$$(-r_A) = \frac{1}{\frac{1}{k_G} + \frac{1}{k_L}} (p_A - p_A^*) = K_G P (y_A - y_A^*) \quad (52)$$

K_G es el coeficiente global de transferencia de masa con reacción química. Esta es la condición limitada por la transferencia de masa de la fase gas, el cual puede ser substituido en la ecuación (48) para obtener la siguiente ecuación y calcular el coeficiente de transferencia de masa para un sistema diluido:

$$K_G a = \frac{G}{h^* P} \int_{y_2}^{y_1} \frac{dy_a}{y_A - y_A^*} \quad (53)$$

Para simplificar esta última ecuación, se tiene en cuenta lo siguiente: la reacción en la fase líquida reduce la presión parcial de equilibrio de soluto sobre la disolución, lo cual da lugar a un gran aumento de la fuerza impulsora de la transferencia de materia. Si la reacción es esencialmente irreversible para las condiciones de absorción, la presión de equilibrio es cero, entonces $y^* = 0$

$$K_G a = \frac{G}{h^* P} \int_{y_2}^{y_1} \frac{dy_a}{y_A} \quad (54)$$

e integrando

$$K_G a = \frac{G}{h^* P} \ln \frac{y_1}{y_2} \quad (55)$$

El procedimiento convencional empleado tradicionalmente para diseñar sistemas de absorción de gases en una columna empacada que involucran reacciones químicas hace uso de coeficientes de transferencia de masa volumétricas totales como se define por la ecuación (55).

El método tradicional de diseño hace normalmente uso de los valores $K_G a$ incluso cuando la resistencia para transferir yace predominantemente en la fase líquida. Así, el sistema $\text{CO}_2\text{-NaOH}$ comúnmente más usado para comparar los valores de $K_G a$ de varios empaques es un sistema controlado por la fase líquida. Cuando la fase líquida es la fase controlante, la extrapolación de $K_G a$ a diferentes valores concentración o condiciones de operación no es recomendada ya que el cambio en el mecanismo de reacción puede causar que k_L varíe inesperadamente y los valores de $K_G a$ no muestra explícitamente tales efectos.

Aparte de la falta de un término de la resistencia de la fase líquida definida explícitamente, las limitaciones en el uso de la ecuación (53) están relacionadas al hecho que su derivación asume implícitamente que el sistema es diluido y que las curvas de equilibrio y operación son líneas rectas en el rango de la operación

de la columna. La ambigüedad del efecto de la presión total puede ser visto por una comparación de los casos controlado por la fase líquida y controlado por la fase gaseosa: Cuando la fase gas controla, la resistencia de la fase líquida es despreciable y $K_G a$ es independiente de la presión total. Para este caso el coeficiente $K_G a$ es inversamente proporcional a la presión total del sistema como se observa en la ecuación (53). Por otra parte, cuando la fase líquida controla, la ecuación correcta es.

$$K_G a = \frac{K_L a}{H} \quad (56)$$

Donde H es la constante de la ley de Henry. Esta ecuación indica que $K_G a$ será independiente de la presión total del sistema siempre y cuando la constante de la ley de Henry H no dependa de la presión total (esto será verdadero solamente para presiones relativamente bajas). Con base en esta comparación debería estar claro que los efectos de la presión total del sistema sobre $K_G a$ no están apropiadamente definidos por la ecuación (53), especialmente en casos en el cual la resistencia de la fase líquida no puede ser despreciada. En usar la ecuación (53), por tanto, debería ser entendido que los valores numéricos de $K_G a$ es una función compleja de la presión, la temperatura, el tipo y tamaño del empaque empleado, las velocidades de flujo del gas y líquido, y de la composición del sistema (13).

Influencia de la reacción química sobre el coeficiente de transferencia de masa. Cuando una reacción química ocurre, la velocidad de transferencia puede ser influenciada por la reacción química también como por los procesos puramente físicos de difusión y convección en las dos fases. En la absorción de gases, se puede considerar los impactos del equilibrio químico y la cinética de la reacción en la velocidad de absorción también como explicar los efectos de la solubilidad del gas, difusividad, y la hidrodinámica del sistema.

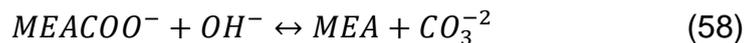
Unidad de absorción de gas. La unidad está constituida fundamentalmente por una columna de llenado con anillos Raschig cargados a "granel". El agua entra por la extremidad superior de la columna empujada por un electro bomba centrífuga que aspira desde un tanque de almacenaje. La línea del gas está conectada a la parte inferior de la columna y puede ser alimentada por un compresor de aire, por una bomba de gas o bien por una

mezcla gas/aire. Sobre las líneas líquido y gas están insertados tres flujómetros para poder medir el caudal del fluido, mientras que en la columna están predispuesta toma de presión, termopares y tomas de muestras que permiten tener bajo control la evolución del proceso.

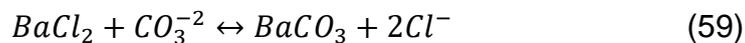
Sobre la estructura metálica que soporta el conjunto de aparatos está fijado el módulo de mando que prevé también un indicador digital de temperatura conectado a los termopares de la columna (13).

2.2.3. Análisis volumétrico

Análisis de CO₂ en la solución de monoetanolamina (MEA). La muestra es inicialmente transferida a un matraz que contiene 50 mL de una solución 0,1 M de NaOH para cambiar el equilibrio a fin de que todo el CO₂ en la forma de bicarbonato y carbamato sea convertido a carbonato.



Por la subsecuente adición de 25 mL de BaCl₂ 0.5 M, el carbonato es precipitado en la forma de carbonato de bario:



Esta reacción fue mejorada para remover el CO₂ liberado. Después de completar la disolución, se agrega agua destilada hasta la marca de 75 mL. Finalmente, el exceso restante de HCl fue titulado por retroceso con la solución de NaOH 0,1 M. Muestras en blanco son analizadas para corregir CO₂ en las soluciones de NaOH y BaCl.

La concentración total de CO₂ en la muestra original está dada por:

$$C_{CO_2} = \frac{(V_{HCl} - V_t - \Delta V_b)}{2V_s} C_{NaOH} \quad (60)$$

Donde V_{HCl} es el volumen de HCl, V_t es el volumen de titulación, ΔV_b cambio de volumen debido a la reacción y V_s es volumen de la muestra.

Análisis de la amina en fase líquida. El análisis de la amina total líquida se realiza por titulación de una muestra usando HCl 0.1M como agente titulante. El punto correcto de equivalencia del pH 4-5 se identifica con el indicador anaranjado de metilo, y que corresponde a la amina total inicialmente en las formas no protonadas, protonadas y de carbamatos. Se agregan 75 mL de agua

destilada a un matraz, y una muestra de 0.5 mL antes de la titulación. La concentración total de amina está dada por:

$$C_{MEA} = \frac{C_{HCl}V_t}{V_s} \quad (61)$$

Donde C_{HCl} es la molaridad de HCl , V_t es el volumen de titulación y V_s es el volumen de la muestra. La concentración es calculada como la media de al menos dos paralelas.

2.3. Marco conceptual

2.3.1. Anillos Raschig

Los anillos Raschig son piezas de tubos que son utilizadas en grandes cantidades como relleno dentro de las columnas de absorción de gases permitiendo realizar destilaciones de gran eficiencia (8).

2.3.2. Dióxido de carbono

Es un gas resultante de la combinación de dos cuerpos simples el carbono y el oxígeno. Este gas es producido por la combustión del carbón o los hidrocarburos, la fermentación de los líquidos y la respiración de los seres humanos y de los animales (13).

2.3.3. Monoetanolamina (MEA)

También llamada 2-minoetanol o monoetanolamina, abreviado como ETA o MEA, es un compuesto químico orgánico que es tanto una amina primaria, (debido a un grupo amino en su molécula) como un alcohol primario (debido a un grupo hidroxilo). Como en el caso de otras aminas, la monoetanolamina actúa como una base débil. La etanolamina es un líquido tóxico, inflamable, corrosivo, incoloro y viscoso, con un olor similar al amoníaco. Su índice de refracción es 1.4539. Se la suele llamar monoetanolamina para distinguirla de la dietanolamina (DEA) y de la trietanolamina (TEA). Es el segundo grupo más abundante en la cabeza polar de los fosfolípidos, que son sustancias que se encuentran en las membranas biológicas (13).

2.3.4. Gas ácido

Un gas ácido se caracteriza por ser un gas el cual contiene cantidades significativas de ácido sulfhídrico (H_2S), dióxido de carbono (CO_2), o contaminantes similares (1).

2.3.5. Captura de CO₂

Hay un número de métodos disponibles para capturar efectivamente el CO₂ y dependiendo de la naturaleza del problema un proceso será favorecido sobre otro. Con un número de tecnologías disponibles, la evaluación económica a menudo sirve como un factor determinante para la selección del proceso. Algunos de los métodos de separación más comunes incluyen la absorción, la destilación a temperaturas bajas, la adsorción, y la separación por membrana. Para los procesos de tratamiento de gases; la absorción es el método comúnmente elegido (15).

2.3.6. Solventes para la absorción

Seleccionar un solvente apropiado para un sistema de absorción es una parte importante del diseño del proceso. Cada solvente tiene características individuales, los que lo hacen más apropiado que otro solvente para un proceso dado. En general, los solventes que son seleccionados para las operaciones de absorción deberían ser químicamente estables, no corrosivos, no tóxicos, no contaminantes y no ser inflamables. Otros factores que también necesitan ser considerados al seleccionar un solvente incluyen las capacidades de absorción y desorción también como la velocidad de reacción si las reacciones químicas tienen lugar durante la absorción. El proceso de absorción puede ser clasificado de acuerdo a la interacción entre el soluto y el solvente. La absorción física ocurre cuando el solvente disuelve el soluto. La absorción química ocurre cuando el soluto y el solvente reaccionan químicamente. Los solventes pueden comportarse como un solvente físico o un solvente químico, dependiendo de qué soluto está siendo absorbido. Cuando un solvente se comporta como un solvente químico y experimenta una reacción con el soluto, se puede considerar que el solvente se comporta como un solvente físico hasta el punto cuando ocurre la reacción química. Para el propósito de esta tesis, el término solvente físico se referirá a los solventes que no experimentan reacciones químicas con el soluto, y los solventes químicos se referirán a aquellos solventes que si reaccionan químicamente con el soluto. En la absorción física, la transferencia de masa es estrictamente dependiente de la solubilidad del soluto en el solvente. En la absorción química, los mecanismos son generalmente los mismos, pero las

reacciones químicas entre el soluto y el solvente proveen un efecto mejorado para la transferencia de masa. Ambos sistemas de absorción física y química son capaces de reducir los niveles de gas ácido en una corriente de gas contaminada (19).

2.3.7. Solventes químicos para la absorción de CO₂

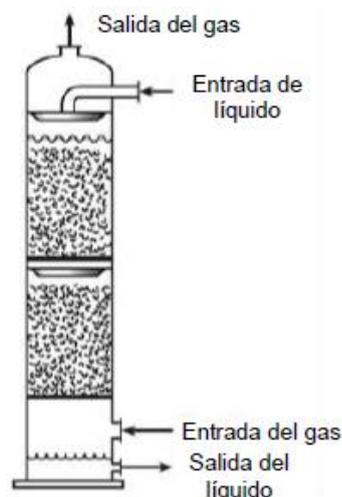
Ya que el CO₂ es un gas ácido, éste puede ser absorbido por cualquier solución alcalina. Las soluciones de hidróxidos, las soluciones de carbonatos y las soluciones de alcanolaminas, han sido usados extensivamente en el pasado. En esta tesis el trabajo involucró una solución de hidróxido y una solución de alcanolamina, la discusión no incluirá soluciones de carbonato (12).

2.3.8. Equipo de absorción de CO₂

La absorción a escala industrial es practicada generalmente en columnas empacadas como la mostrada en la figura 8. Una columna empacada es esencialmente un tubo cargado de material inerte llamado empaque. El líquido ingresa por el tope de la columna y pasa a través del empaque; el gas ingresa por el fondo de la columna que fluye en contracorriente con el líquido. El contacto entre el gas y el líquido alcanzado en esta forma afecta la absorción del gas.

Figura 8

Una columna de empaque para la absorción de gases



Tomado de *Evaluación de la concentración y flujo de hidróxido de sodio en la absorción química del dióxido de carbono puro en la columna de relleno del laboratorio de operaciones y procesos unitarios de la FIQ*, por Bravo, 2009.

2.3.9. *Empaque*

El empaque es el corazón de este tipo de equipo. Su selección apropiada conlleva una comprensión de las características operacionales del empaque y el efecto del desempeño de los puntos de la significativa diferencia física entre los varios tipos. Los principales puntos a ser considerados en elegir el empaque de la columna incluyen (20):

- Resistencia a la corrosión (el empaque debería ser químicamente inerte a los fluidos involucrados en el proceso).
- Espacio libre por unidad de volumen de espacio empacado (este controla el impedimento del absorbente en la columna como también la caída de presión a lo largo de la columna; ordinariamente, el volumen fraccional vacío, o fracción de espacio libre, en el lecho empacado debería ser grande).
- El área superficial mojada por unidad de volumen empacado. (esto es muy importante ya que determina la superficie interfacial entre el líquido y el gas).
- Resistencia al flujo de gas (esto afecta la caída de presión en la columna).
- Estabilidad del empaque y resistencia estructural para permitir la manipulación e instalación fácil.

Tabla 3

Tipos de empaques

Empaque	Aplicación
Anillos Raschig 	<ul style="list-style-type: none"> • Originalmente, el tipo más popular, usualmente el más barato por costo unitario; disponible en una variedad amplia de materiales: muy sólido estructuralmente; usualmente empacado al azar por mojado o seco; usualmente tiene más canalización interna del líquido y direcciona más líquido a las paredes de la columna.
Monturas Berl 	<ul style="list-style-type: none"> • Mas eficiente que los anillos Raschig en más aplicaciones, pero más costoso, el empaque se anida y crea sitios estrechos en el lecho que promueve la canalización, pero no tanto como los anillos Raschig; no produce mucho empuje lateral y tiene caída de presión bajas con elevados puntos de inundación que los anillos Raschig; más fácil de quebrar en el lecho que los anillos Raschig.
Monturas Intalox 	<ul style="list-style-type: none"> • Uno de los empaques más eficientes, pero más costoso; muy poca tendencia o habilidad a anidar y bloquear áreas del lecho; limites más elevados de inundación y caída de presión más bajas que los anillos Raschig y monturas Berl; más fácil de quebrar en el lecho que los anillos Raschig
Anillos Pall 	<ul style="list-style-type: none"> • Menor caída de presión que los anillos Raschig; limite más elevado de inundación; buena distribución de líquido; alta capacidad; empuje lateral considerable en las paredes de la columna

Tomado de *Optimización de las variables de operación en la absorción del*

dióxido de carbono en soda cáustica en una columna de empaques a nivel piloto, por Anarcaya & Acero, 2018.

2.4. Definición de términos básicos

- **Coeficiente de transferencia global:** Es una constante de velocidad de difusión que relaciona la tasa de transferencia de masa, área de transferencia de masa, y el cambio de concentración como fuerza motriz.
- **Solubilidad:** Es la capacidad de una sustancia de disolverse en otra llamada disolvente. También hace referencia a la masa de soluto que se puede disolver en determinada masa de disolvente.
- **Monoetanolamina (MEA):** Es uno de los compuestos de este grupo más utilizados en la industria gracias a sus cualidades surfactantes, inhibidoras de corrosión, purificadora de gases y de base débil.
- **Área superficial de contacto:** Es la zona de interacción libre expuesta donde se desarrollará la transferencia de masa, esta depende de las condiciones de operación como flujo y presión.
- **Hidrodinámica de la columna:** La hidrodinámica de la columna busca comprender cómo los fluidos interactúan y fluyen en torres de proceso, como la distribución del flujo y la transferencia de masa, para optimizar la eficiencia en operaciones industriales como destilación o absorción de gases.
- **Canalización:** La canalización se refiere al fenómeno en el cual un flujo de fluido, como líquido o gas, se concentra o fluye preferentemente a través de ciertas áreas o regiones dentro de un sistema, como tuberías, conductos o equipos.
- **Carga líquida:** La carga líquida se refiere a la cantidad de líquido que es transportada o manejada por una corriente de fluido en un sistema. Representa la masa o volumen de líquido por unidad de tiempo que se mueve a través de un conducto o equipo industrial (absorción, destilación o transporte de fluidos).
- **Inundación (Flooding):** La inundación ocurre cuando el flujo de líquido es tan elevado que no permite el adecuado contacto entre el gas y el líquido. Esto conlleva a una disminución en la eficiencia del intercambio de masa y calor, lo que afecta negativamente el rendimiento y la separación deseada en el proceso.

III. HIPOTESIS Y VARIABLES

3.1. Hipótesis

General

- Mediante la optimización de las variables de operación de una torre de empaque usando como solvente monoetanolamina se logró absorber grandes concentraciones de dióxido de carbono.

Específicas

- Las variables óptimas de operación de una torre de empaque en la absorción del dióxido de carbono usando como solvente monoetanolamina son concentración del MEA y flujo de solvente MEA.
- Al evaluar las variables de operación se obtendrá el coeficiente óptimo de transferencia total volumétrico de masa en una torre de empaque usando como solvente monoetanolamina

3.1.1. Operacionalización de variables

TITULO: OPTIMIZACIÓN DE LAS VARIABLES DE OPERACIÓN DE UNA TORRE DE EMPAQUE EN LA ABSORCIÓN DE DIOXIDO DE CARBONO USANDO COMO SOLVENTE MONOETANOLAMINA

Variable	Definición conceptual	Definición operacional	Dimensiones	Indicadores	Metodología	Técnica
Y: Porcentaje de absorción de dióxido de carbono	El porcentaje de absorción de dióxido de carbono conceptualmente se refiere a la medida total de CO ₂ que ha sido capturada y retenida por la solución de monoetanolamina en el proceso de absorción.	Porcentaje de absorción de dióxido de carbono determinado experimentalmente mediante técnicas de análisis como mediciones de flujo de entrada y salida de CO ₂ , análisis químicos de la solución de monoetanolamina antes y después del proceso de absorción, etc.	Porcentaje de absorción de dióxido de carbono	%	Análisis cuantitativo, la valoración o titulación para determinar la concentración.	Análisis volumétrico
X1: Variables de operación de una torre de empaque	El proceso de absorción en una torre de relleno se refiere al fenómeno físico y químico en el que un gas (en este caso, dióxido de carbono) es capturado y transferido desde la fase gaseosa hacia un líquido (solvente como la monoetanolamina) a través del contacto íntimo entre ambas fases dentro de la torre de relleno.	La operacionalización del proceso de absorción en una torre de relleno implica la implementación de procedimientos y métodos específicos para llevar a cabo la captura y medición del dióxido de carbono. Esto incluye el monitoreo continuo de variables como el flujo del CO ₂ , el flujo del solvente, concentración del solvente MEA	Flujo del CO ₂	L/min	Inspección visual	Medición del rotámetro
			Flujo del solvente MEA	L/min	Análítico cuantitativo	Medición del rotámetro
			Concentración del solvente MEA	M	Preparación experimental	Preparación de soluciones
X2: Coeficiente de transferencia total volumétrico de masa	El coeficiente de transferencia total volumétrico de masa (K _{Ga}) es una medida que describe la eficiencia global de transferencia de masa en un sistema de absorción.	El coeficiente de transferencia total volumétrico de masa implica la determinación experimental de este parámetro mediante métodos específicos. Se calcula utilizando datos medidos durante el proceso de absorción en la torre de empaque, lo que incluye la medición del flujo de gas y líquido, concentraciones de CO ₂ en ambas fases, área de interfaz gas-líquido, entre otros parámetros.	K _{Ga}	mol/m ³ .s.atm	Cálculos de transferencia de masa	Cálculos matemáticos

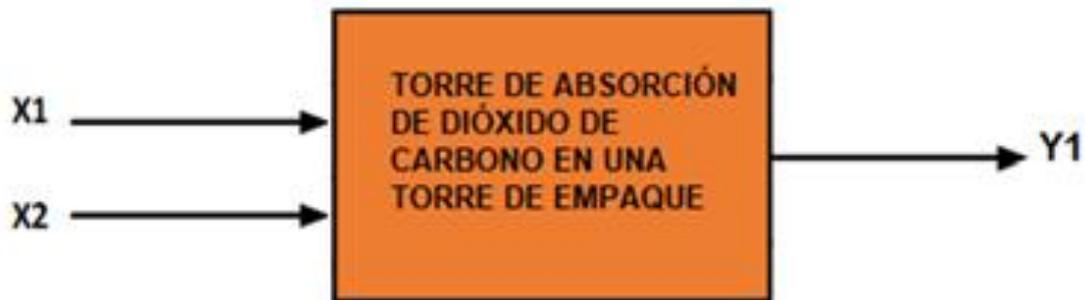
IV. METODOLOGÍA DEL PROYECTO

4.1. Diseño metodológico

El tipo de investigación es aplicada ya que se realizó la investigación y determinación de variables de operación en una torre de empaque para mejorar la absorción de dióxido de carbono utilizando monoetanolamina como solvente. Esta investigación tiene una clara aplicación en la industria y en campos relacionados con la captura y reducción de emisiones de CO₂, como en la industria de energía, petroquímica, o en sistemas de captura de carbono para mitigar el cambio climático. El enfoque es cuantitativo porque la tesis implica la recolección, el análisis y la interpretación de datos numéricos y medidas cuantitativas para llegar a conclusiones específicas sobre la optimización de variables en el proceso de absorción de dióxido de carbono. El diseño de la investigación es de tipo experimental debido a que implica la manipulación deliberada y controlada de las variables de interés para evaluar su efecto en la absorción de dióxido de carbono utilizando monoetanolamina como solvente en una torre de empaque.

Figura 9

Diseño metodológico



4.2. Método de la investigación

La experimentación permitió la manipulación de una o más variables para poder medir su efecto sobre la variable independiente o respuesta, cuyos resultados se analizarán y formularan conclusiones y recomendaciones para su uso de esta nueva tecnología que son los procesos de absorción química en solventes aminilicos en especial el Monoetanolamina.

Para el presente trabajo de investigación se realizó una secuencia de procedimientos, en la figura 10 se muestran las etapas que conforman el diseño de la investigación y en la figura 11 se ilustra el diagrama de flujo del diseño experimental.

Figura 10

Diseño de investigación; se da a conocer cada etapa del proceso en la investigación

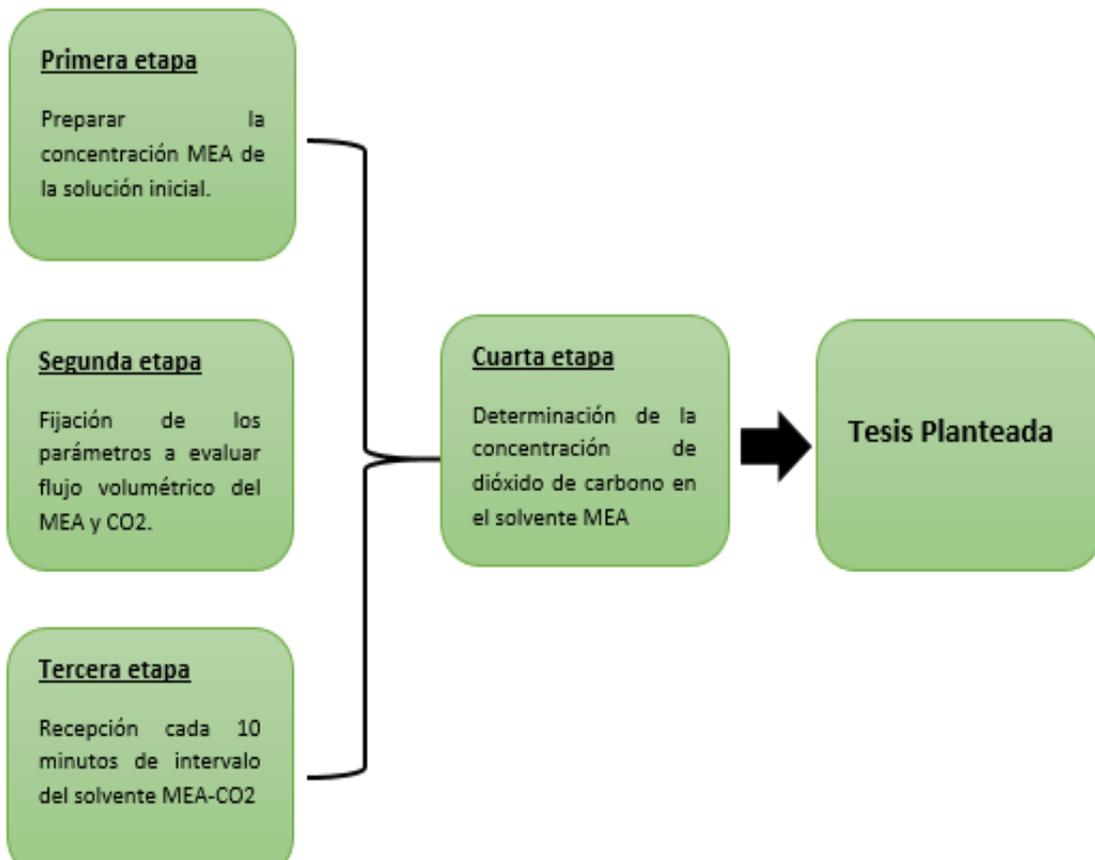
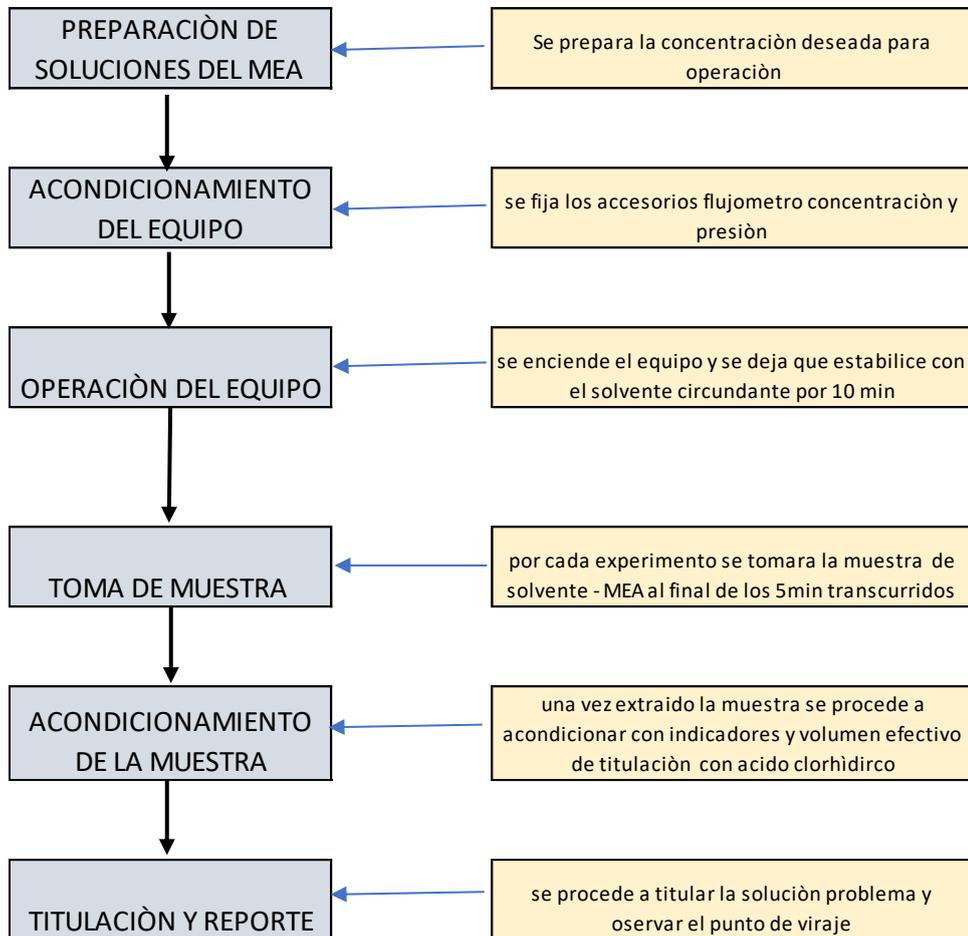


Figura 11

Diagrama de flujo del diseño experimental



4.3. Población y muestra

El criterio de población y muestra, no se aplica a la presente investigación por las características de la investigación.

Unidad de análisis: cada configuración específica de variables de operación que se prueba y evalúa durante el procedimiento experimental.

4.4. Lugar de estudio

El estudio fue realizado en el Laboratorio de Procesos Unitarios de la Facultad de Ingeniería Química de la Universidad Nacional del Callao cuya dirección es Av. Juan Pablo II 306, Bellavista 07011.

4.5. Técnicas e instrumentos de recolección de la información

Las técnicas del procedimiento de recolección de datos se mencionaron en el diseño de la investigación, y fueron:

- Método Volumétrico para la determinación del CO₂ indirecto por titulación con HCl 0.01N durante 1h de operación.
- Inspección visual del flujo de dióxido de carbono y MEA a través del flujómetro y el rotámetro respectivamente.

4.5.1. Materiales, equipos y reactivos

Materiales de laboratorio

- 5 vasos de precipitados de 500 mL
- 10 matraces Erlenmeyer de 250 mL
- 1 bureta de 50 mL.
- 1 soporte universal con 2 pinzas.
- 2 fioles de 1 L.
- 1 fiola de 500 mL.
- 1 probeta de 1 L.
- 1 pipeta de 10 mL.
- 1 pipeta de 25 mL.
- 3 embudos
- Papel filtro

Equipos

Columna de absorción. Para la absorción del dióxido de carbono se utilizó la torre de empacada en vidrio boro silicato formada por 2 troncos, altura de 700 mm, diámetro interior de 60 mm, llenos de anillos Racing de vidrio boro silicatos de 5 mm (superficie transversal 0.0028 m²), perteneciente al laboratorio de operaciones y procesos unitarios (LOPU) de la FIQ-UNAC.

El gas mencionado pasó a través de un medidor de flujo calibrado y se mezcló con un flujo de aire, también de flujo volumétrico conocido, que proviene de un compresor giratorio. La relación de gas a aire de la mezcla que entra en la columna es por tanto conocida y es fácilmente variable. La mezcla de gas entra por el fondo de la columna, asciende a través del lecho denso y se contrae en contracorriente con el líquido que desciende por la columna. Un medidor de flujo en la línea de recirculación da una lectura directa del flujo volumétrico de soda cáustica.

Figura 12

Flujo metro de gases para medición CO₂ y líquidos para MEA



La columna de absorción cuenta con los siguientes detalles estructura de acero inoxidable AISI 304 montada sobre ruedas. Columna de absorción de vidrio boro silicato DN80, constituida por 2 tramos de 700 mm, diámetro interior de 50 mm, llenados con anillos Raschig de vidrio boro silicato de 5 mm de salida de presión 540 mmHg.

Tabla 4

Relación de accesorios

Equipos	Rango de operación
Bomba centrifuga	½ HP
Tanque de almacenamiento	5L
Compresor de aire	(0- 1) bar
Columna empacada	700 mm
Rotámetro del Líquido	(0 - 5) L/min
Rotámetro del aire	(0 - 10) L/min
Rotámetro del CO ₂	(0 - 10) L/min
Temperatura	30.2°C

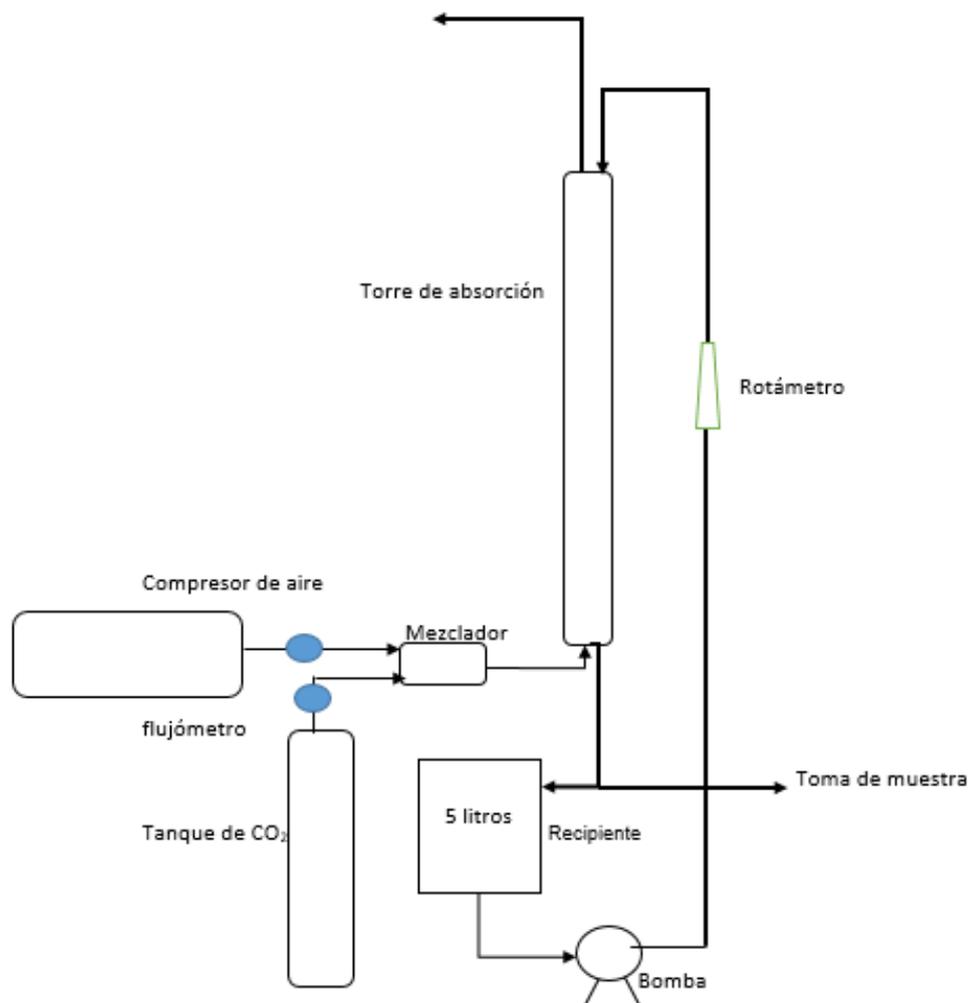
Tabla 5

Características de la columna

Diámetro inferior	0.06 m
Longitud total	1 m
Longitud interior disponible	0.8m
Altura de relleno	0.7 m
Relleno	Anillos Raschig 10 mm x 0 mm x 1mm

Figura 13

Diagrama del equipo de absorción en una torre de relleno, instalado en el LOPU



Reactivos

- BaCl₂ 0.5 M
- HCl 0.1N
- Fenolftaleína 1%
- Anaranjado de Metilo al 1%
- Agua desionizada conductividad menor a 10uS/cm
- NaOH 0.1 N

4.5.2. Etapas del proceso

Absorción química con solvente monoetanolamina. Como punto de partida se preparó solución de MEA al 0.1 M a partir de un frasco de MEA puro cuya concentración de 36.36 M, se da la siguiente manera de A 3 litros de agua destilada se vertieron 8.25 mL de MEA QP en el tanque de alimentación para obtener una concentración de 0,1 M aproximadamente.

Se mezcló esta solución a través de la bomba de agua y la tubería de recirculación. Se debe tener mucho cuidado ya que la solución de MEA es corrosiva; por tanto, es necesario usar lentes, guantes y guardapolvo de protección.

Los valores de las condiciones de trabajo para los experimentos se presentan a Continuación.

Tabla 6

Diseño por superficie de respuesta para el número de corridas

Nº Experimentos	Concentración MEA (M)	Flujo del CO ₂ (L/min)	Flujo del MEA (L/min)
1	0.1	2	1.8
2	0.1	2	1.8
3	0.1	2	1.8
4	0.2	4	2.4
5	0.2	4	2.4
6	0.2	4	2.4
7	0.5	6	3
8	0.5	6	3
9	0.5	6	3

Los diseños factoriales a 3 niveles generan pruebas en cada combinación de estos niveles. Se obtuvieron 9 corridas experimentales.

4.6. Análisis y procesamiento de datos

El análisis de los datos se realizó mediante cálculos matemáticos de acuerdo a la naturaleza de la investigación.

Cálculo de la concentración de CO₂ en solución MEA

Se determina con la siguiente ecuación:

$$c_{CO_2} = \frac{(V_2 - V_1) \times c_{HCl}}{2 \times V_m} \quad (62)$$

Donde:

(V₂-V₁): Volumen utilizado para la neutralización del carbonato.

V_m: Volumen de muestra (mL)

c_{HCl}: concentración del ácido clorhídrico

Cálculo de la velocidad de reacción de CO₂ en solución MEA

Se utilizo la siguiente ecuación:

$$(-r_{CO_2})_a = \frac{F \cdot c_{CO_2}}{V} \quad (63)$$

$$-r_{CO_2} = G_s(Y_1 - Y_2) \quad (64)$$

Donde:

(-r_{CO₂})_a: velocidad de absorción volumétrico, (mol/min).

V: volumen del empaque de la columna, (cm³)

F: flujo de Líquido MEA(L/min)

c_{CO₂}: concentración de CO₂ en la muestra líquida, (mol/L)

Y: razón molar (mol/mol)

G_s: flujo molar de la corriente de aire (mol/min)

Cálculo de la razón molar (Y) y el flujo molar(y) a la entrada y salida y el coeficiente global volumétrico de transferencia de masa (K_{Ga})

Tabla 7

Ecuaciones utilizadas para determina la razón y flujo molar

Razón molar del componente i	$Y_i = \frac{\text{moles del componente } i}{\text{moles del componente del solvente}}$
Fracción molar del componente i	$y_i = \frac{\text{moles del componente } i}{\text{moles del componente totales}}$
Coeficiente global volumétrico de transferencia de masa	$K_G a = \frac{G_T}{h * S * P} \ln \frac{y_1}{y_2}$

Donde:

K_{Ga} : coeficiente volumétrico total de transferencia de masa, mol/m³ atm min.

G_T : flujo molar total de la corriente de gas, mol/min.

h : altura del relleno de la columna, m.

S : área de la sección transversal del interior de la columna, m².

y₁ : fracción molar de CO₂ a la entrada de la corriente de gas, mol CO₂ / mol gas.

y₂ : fracción molar de CO₂ a la salida de la corriente de gas, mol CO₂ / mol gas.

Cálculo de la capacidad de absorción química para el experimento 1

Tabla 8

Ecuaciones para la determinación % absorción química respecto al solvente y al flujo de entrada

% Absorción química de CO ₂ con MEA	$\%CO_2 = \frac{\text{flujo del } CO_2 \text{ absorbida}}{\text{Flujo molar de } CO_2 \text{ alimentado}}$
Capacidad de absorción química	$Cap CO_2 = \frac{\text{moles } CO_2 \text{ absorbida}}{\text{moles de MEA utilizados}}$

El procesamiento de datos se realizó aplicando el método de superficie de respuesta, haciendo uso del software Minitab versión 19. En este software se

ingresó los valores obtenidos de cada una de las nueve corridas de la experimentación aleatoria y se analizaron los efectos con los gráficos de contorno y la ecuación estadística propuesta por el software.

4.7. Aspectos éticos en investigación

La realización de la investigación sobre la importancia de la absorción de dióxido de carbono en una torre de empaque se ha llevado a cabo con base en un riguroso estudio de las fuentes bibliográficas citadas. Los autores han mantenido un compromiso constante con el respeto a la propiedad intelectual, cumpliendo con las normativas nacionales e internacionales que regulan el uso y la citación adecuada de las obras consultadas. Este enfoque ético no solo contribuye al desarrollo innovador de la investigación, sino que también promueve un aprendizaje en valores y fortalece la profesionalización.

Así mismo los autores reconocen que el comportamiento ético en la investigación refuerza la integridad del estudio, resaltando su impacto positivo en la sociedad. En ese sentido, asumen la responsabilidad por la veracidad y originalidad de la presente tesis, garantizando que no se han alterado protocolos, métodos ni los resultados obtenidos durante el proceso investigativo.

V. RESULTADOS

5.1. Resultados descriptivos

5.1.1. Resultados de las pruebas experimentales

Se desarrolló el experimento a un flujo de aire constante de 8 L/min para todas las pruebas.

Tabla 9

Condiciones para el experimento 1 (tabla 6)

C MEA (mol/L)	Flujo de MEA(L/min)	Flujo de CO ₂ (L/min)
0.1	1.8	3

Reemplazando valores:

Tabla 10

Determinación de la concentración de CO₂, por triplicado según ecuación (60)

Experiencia por triplicado	Volumen de NaOH 0.1M	Volumen de BaCl ₂ 0.5M	Volumen de HCl 0.1	Gasto NaOH 0.1	Concentración CO ₂ (mol/L)
Exp 1.1	50	25	50	28	0.0226
Exp 1.2	50	25	50	27.6	0.0224
Exp 1.3	50	25	50	28.9	0.0211
Exp 1	50	25	50	28.16	0.0224

Tabla 11

Cálculo de la velocidad de reacción para la experiencia 1, según la ecuación (64)

c _{CO2} (mol/L)	Flujo de líquido (L/min)	Volumen del empaque (cm)	Velocidad de reacción (mol/min)
0.0218	1.8	1979.14	3.40 x 10 ⁻⁷

Tabla 12

Calculo de la razón molar (Y) y el flujo molar(y) a la entrada y salida y el coeficiente global volumétrico de transferencia de masa (K_Ga), para la experiencia 1, según ecuación tabla 5

Flujo de MEA	Flujo de CO₂	Flujo de aire	Flujo molar total de la corriente de gas.	Presión de entrada (psi)
1.8	0.042	0.227	0.2648	10
Fracción molar de entrada CO₂	Fracción molar de salida CO₂	Razón molar de entrada CO₂	Razón molar de salida CO₂	Coeficiente global volumétrico de transferencia de masa
0.185	0.042	0.227	0.044	290.5

Tabla 13

Calculo para determinar % CO₂ absorbido y la absorción química, según ecuación tabla 7

%CO ₂ entrada	%CO ₂ salida	Capacidad de absorción química	%Absorción de CO ₂
18.5	4.2	22	77.4

Resultados de los experimentos realizados

Se obtuvo un cuadro sobre los cálculos obtenidos a diferentes condiciones.

Tabla 14

Resultados de los experimentos de absorción de CO₂, MEA 0.1M

N° corrida	Experimento 1	Experimento 2	Experimento 3
Flujo de Líquido(L/min)	1.8	2.4	3
Flujo de CO ₂ (L/min)	2	2	2
Flujo de Aire(L/min)	8	8	8
%CO ₂ entrada	18.5	18.5	18.5
%CO ₂ salida	4.2	3.7	1.7
$-r_{CO_2} a \left(\frac{\text{mol}}{\text{m}^3} * \text{s} \right)$	6.34×10^{-7}	6.54×10^{-7}	7.26×10^{-7}
$K_G a \left(\frac{\text{mol}}{\text{cm}^3} * \text{s} * \text{atm} \right)$	290.5	305.2	443.2
%absorción CO ₂	77.4	80.3	90.9
Cap CO ₂	22	17	15

Tabla 15

Resultados de los experimentos de absorción de CO₂, MEA 0.2M

N° corrida	Experimento 4	Experimento 5	Experimento 6
Flujo de Líquido(L/min)	1.8	2.4	3
Flujo de CO ₂ (L/min)	4	4	4
Flujo de Aire(L/min)	8	8	8
%CO ₂ entrada	31.2	31.2	31.2
%CO ₂ salida	11.2	7.3	5.2
$-r_{CO_2 a} \left(\frac{\text{mol}}{\text{m}^3} * \text{s} \right)$	1.13×10^{-7}	1.30×10^{-7}	1.38×10^{-7}
$K_{Ga} \left(\frac{\text{mol}}{\text{m}^3} * \text{s} * \text{atm} \right)$	286	382.5	443.9
%absorción CO ₂	64	76.5	89.4
Cap CO ₂	20	16	14

Tabla 16

Resultados de los experimentos de absorción de CO₂, MEA 0.5M

N° corrida	Experimento 7	Experimento 8	Experimento 9
Flujo de Líquido(L/min)	1.8	2.4	3
Flujo de CO ₂ (L/min)	6	6	6
Flujo de Aire(L/min)	8	8	8
%CO ₂ entrada	40.5	40.5	40.5
%CO ₂ salida	38.5	33.4	27.1
$-r_{CO_2 a} \left(\frac{\text{mol}}{\text{m}^3} * \text{s} \right)$	2.61×10^{-7}	3.26×10^{-7}	3.84×10^{-7}
$K_{Ga} \left(\frac{\text{mol}}{\text{m}^3} * \text{s} * \text{atm} \right)$	149	209.3	283.4
%absorción CO ₂	35.5	47.1	58.9
Cap CO ₂	8	7	7

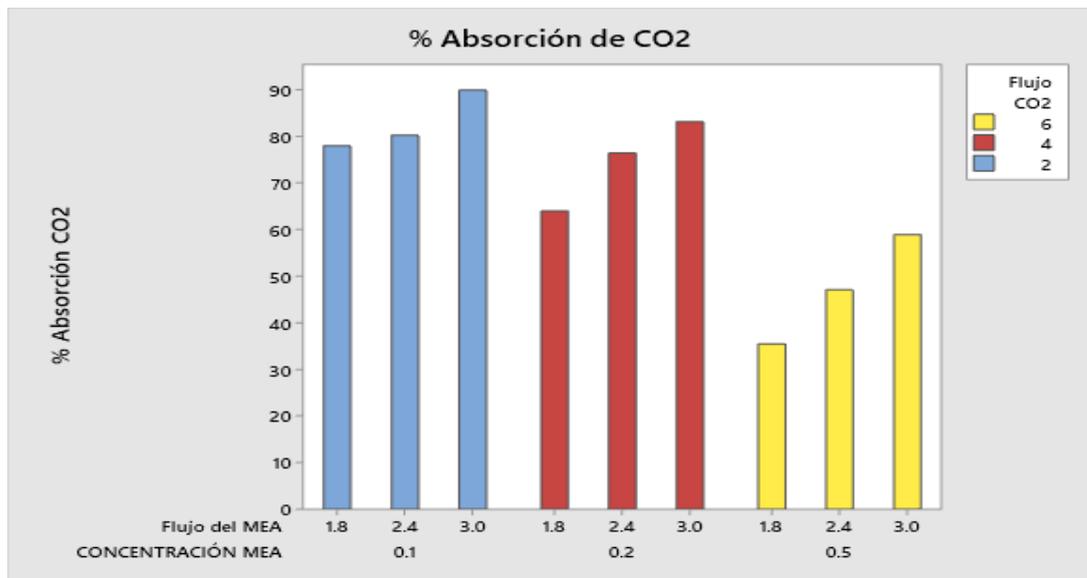
Tabla 17

Resultados para cada condición, valores de % volumen de CO₂ absorbido la velocidad de absorción

N°	Concentración MEA (mol/L)	Flujo de CO ₂ (L/min)	Flujo de MEA(L/min)	K _{Ga} (mol/m ³ .s.atm)	% CO ₂ absorbido	Capacidad de absorción del CO ₂
1	0.1	2	1.8	290.5	77.4	22
2	0.1	2	2.4	305.2	80.3	17
3	0.1	2	3.0	443.2	90.9	15
4	0.2	4	1.8	286	64	20
5	0.2	4	2.4	382.5	76.5	16
6	0.2	4	3.0	443.9	89.4	14
7	0.5	6	1.8	149	35.5	8
8	0.5	6	2.4	209.3	47.1	7
9	0.5	6	3.0	283.4	58.9	7

Figura 14

Gráfica del comportamiento en la absorción de CO₂ respecto a las variables de operación



La figura 14 muestra el comportamiento de las variables de operación con relación al porcentaje de absorción del CO₂. Podemos observar que a medida que se inyecta un mayor flujo de CO₂ el porcentaje de absorción tiende a

disminuir comparándolo con porcentajes de absorción obtenidos a flujos menores de CO₂. Además, que para un flujo de CO₂ de 2 y bajas concentraciones de MEA, la diferencia de porcentaje de absorción no presenta una diferencia muy marcada para los primeros dos flujos de MEA (1.8 y 2.4). A pesar de ello en cada uno de los casos se presenta la tendencia al aumento del porcentaje de absorción a medida que el flujo de MEA aumenta.

5.2. Resultados inferenciales

Tabla 18

Análisis de varianza (ANOVA) de capacidad de absorción de CO₂ en MEA

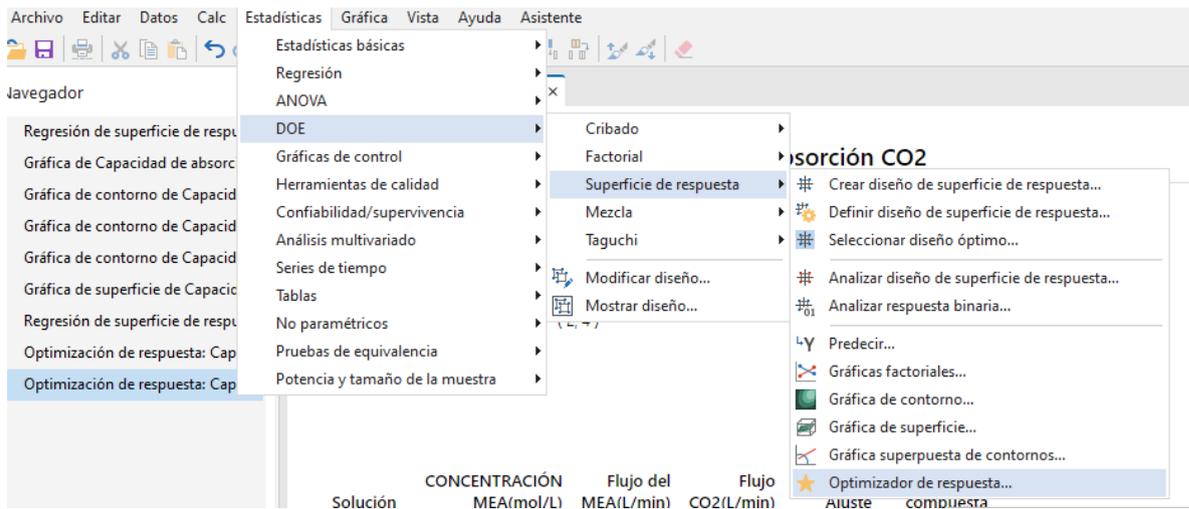
Fuente	GL	SC Ajust.	MC Ajust.	Valor F	Vapor p
Modelo	6	247.667	41.2778	247.67	0.004
Lineal	3	218.667	72.8889	437.33	0.002
Concentración MEA	1	32.000	32.0000	192.00	0.005
Flujo del MEA	1	16.000	16.0000	93.00	0.010
Flujo CO ₂	1	3.282	3.2821	19.69	0.047
Cuadrado	1	2.000	2.0000	12.00	0.074
Flujo del MEA*Flujo del MEA	1	2.000	2.0000	12.00	0.074
Interacción de 2 factores	2	10.333	5.1667	31.00	0.031
Concentración del MEA*Flujo del MEA	1	1.333	1.3333	8.00	0.106
Flujo del MEA*Flujo del CO ₂	1	0.077	0.0769	0.46	0.567
Error	2	0.333	0.1667		
Total	8	248.000			

Determinación de los parámetros óptimos en Minitab 19

Se realizaron los análisis para poder obtener el valor de las variables óptimas para la absorción de CO₂, según figura 15.

Figura 15

Programa Minitab 19, desarrollo por análisis de superficie



Se obtuvo:

Tabla 19

Soluciones para la obtención de las variables óptimas

Solución	Concentración MEA	Flujo del MEA	Flujo CO ₂	% Absorción	
				CO ₂ Ajuste	Deseabilidad compuesta
1	0.123611	3.00000	4.00000	91.0000	1.00000
2	0.118538	2.97364	3.95896	91.0026	0.99972
3	0.140023	3.00000	4.00000	89.4245	0.97161

Tomando como base lo obtenido en la tabla 19, los valores óptimos para la absorción del dióxido de carbono, serían los presentados en la tabla 20

Tabla 20

Valores de las variables de operación para la óptima absorción del dióxido de carbono en una torre de empaque utilizando como solvente Monoetanolamina.

Variable	Valor de configuración
Concentración MEA	0.123611
Flujo del MEA	3
Flujo CO ₂	4

Respuesta	EE de		IC de 95%	IP de 95%
	Ajuste	ajuste		
% Absorción CO ₂	91.00	2.24	(84.77; 97.23)	(82.71; 99.29)

Figura 16

Análisis para la optimización de las variables de operación



En la figura 16 se grafica la interacción de las variables de operación con respecto a la capacidad de absorción. Se observa el comportamiento de la concentración, flujo de MEA y flujo de CO₂ influyen en la capacidad de absorción del dióxido de carbono.

Determinación del coeficiente de transferencia de masa y la capacidad de absorción del CO₂

Según las ecuaciones de la tabla 7 y 12 se determinó el coeficiente de transferencia y capacidad de absorción del dióxido de carbono en solvente monoetanol amina según las condiciones de la tabla 19.

Tabla 21

Valores calculados de K_{Ga} y Cap para dióxido de carbono en solución de MEA.

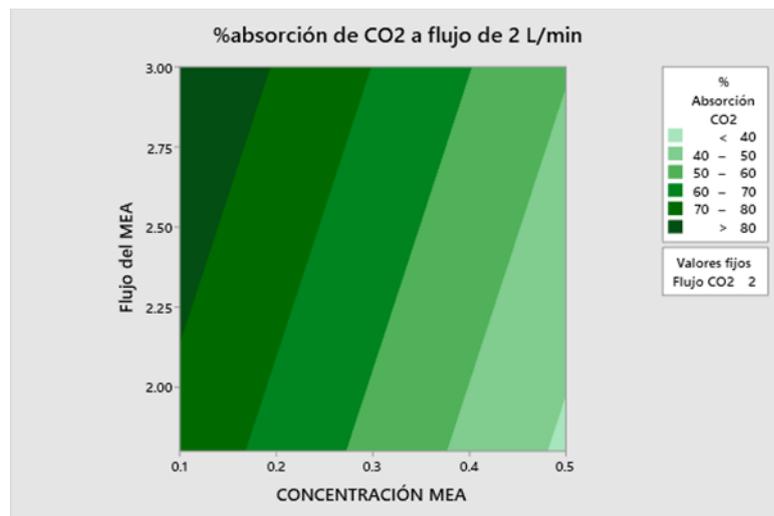
Nº	%CO ₂ Absorbido	K_{Ga} (mol/atm.m ³ .s)	Cap (mol/mol)
1	91	614.3	0.252

5.3. Otro tipo de resultados estadísticos

La figura 18 muestra el comportamiento de las variables independientes con relación al porcentaje de absorción del CO₂.

Figura 17

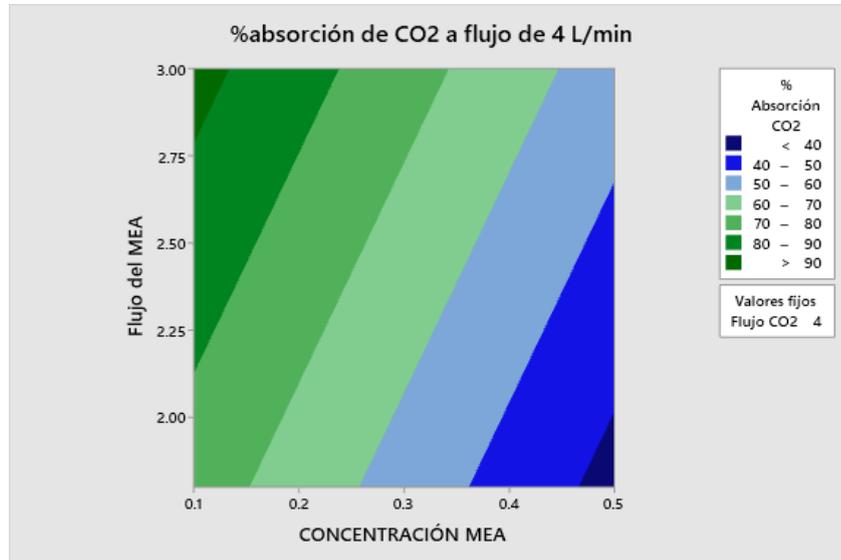
Efecto de las variables de operación, respecto a la absorción del dióxido de carbono a flujo de gas 2L/min de CO₂



Se observa en la figura 17 para un flujo de 2L/min de CO₂, el % de absorción de dióxido de carbono es mayor a concentraciones bajas de MEA y altas respecto al flujo volumétrico del mismo solvente.

Figura 18

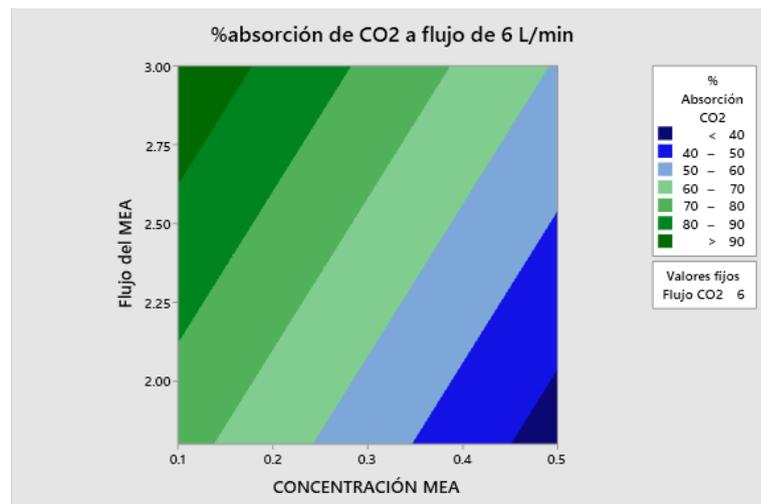
Efecto de las variables de operación, respecto a la absorción del dióxido de carbono a flujo de gas 4L/min de CO₂



Se observa en la figura 18, para un flujo de 4L/min de CO₂, el % de absorción de dióxido de carbono es mayor a concentraciones bajas de MEA y altas respecto al flujo volumétrico del mismo solvente.

Figura 19

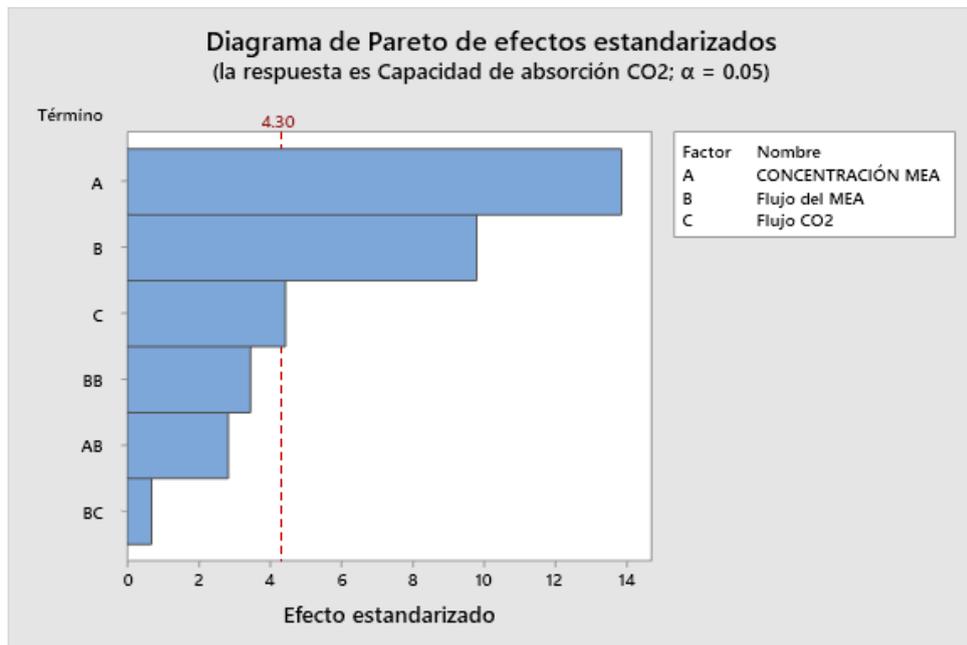
Efecto de las variables de operación, respecto a la absorción del dióxido de carbono a flujo de gas 6L/min de CO₂



Se observa en la figura 19, para un flujo de 6L/min de CO₂, el % de absorción de dióxido de carbono es mayor a concentraciones bajas de MEA y altas respecto al flujo volumétrico del mismo solvente.

Figura 20

Diagrama de Pareto de las condiciones de operación

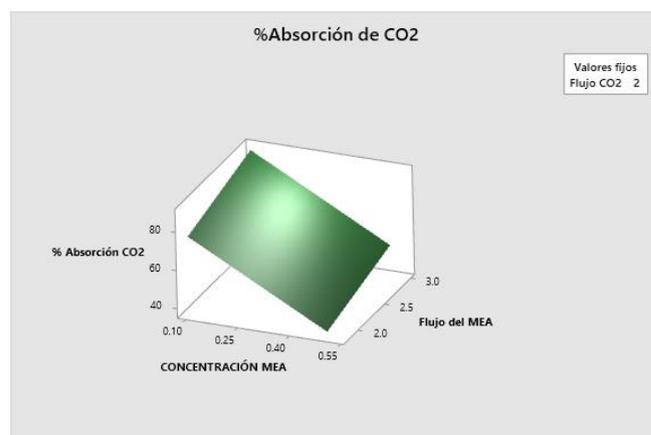


La figura 20 muestra un diagrama de Pareto en cual nos describe sobre las variables de operación concentración, flujo de MEA y flujo de CO₂ tienen una gran influencia en la capacidad de absorción del dióxido de carbono.

Análisis de superficie de respuesta para las variables de operación

Figura 21

Capacidad de absorción del CO₂ Vs las variables de operación



La figura 21 muestra un diagrama de superficie de respuesta en cual nos describe sobre las variables de operación concentración y flujo de MEA tienen una gran influencia en la absorción del dióxido de carbono.

Relación de las variables de respuesta determinadas en cada experimento

Tabla 22

Coefficiente de transferencia de masa del gas CO₂, a varios caudales de gas para un flujo de entrada gas- aire de 18.5% CO₂

MEA 0.1 (mol/L)			
F (L/min)	%CO₂ Absorbido	K_{Ga} (mol/atm.m³.s)	Cap (mol/mol)
1.8	77.4	290.50	22
2.4	80.3	305.20	17
3	90.9	443.90	15

Tabla 23

Coefficiente de transferencia de masa del gas CO₂, a varios caudales de gas para un flujo de entrada gas- aire de 31.2 % CO₂

MEA 0.2 (mol/L)			
F (L/min)	%CO₂ Absorbido	K_{Ga} (mol/atm.m³.s)	Cap (mol/mol)
1.8	64	286.00	20
2.4	76.5	382.50	16
3	89.4	443.90	14

Tabla 24

Coefficiente de transferencia de masa del gas CO₂, a varios caudales de gas para un flujo de entrada gas- aire de 40.5 % CO₂

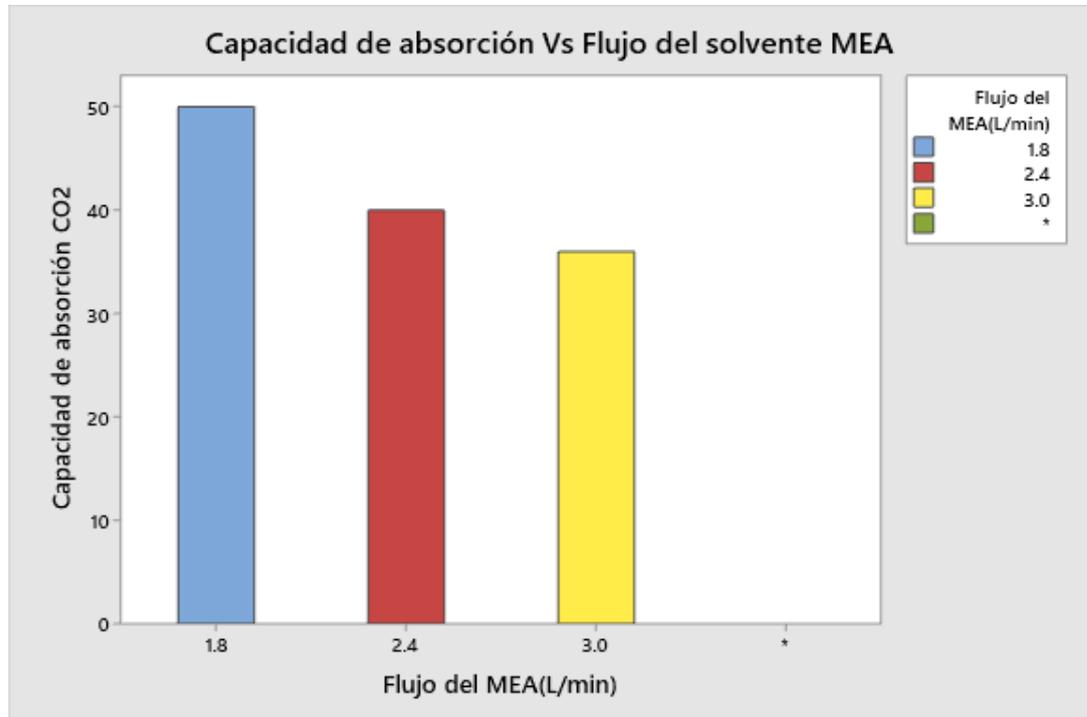
MEA 0.5 (mol/L)			
F (L/min)	%CO₂ Absorbido	K_{Ga} (mol/atm.m³.s)	Cap (mol/mol)
1.8	35.5	149.00	8
2.4	47.1	209.30	7
3	58.9	283.40	7

De acuerdo con las tablas 22,23 y 24, se muestra el comportamiento que describe sobre las variables respuesta observándose que a medida que aumenta el flujo del solvente, la capacidad de absorción disminuye,

aumentando el coeficiente de transferencia de masa y % de absorción del CO₂, ver figura 22.

Figura 22

Capacidad de absorción del CO₂ Vs Flujo del solvente MEA



VI. DISCUSIÓN DE RESULTADOS

6.1. Contrastación y demostración de la hipótesis con los resultados

- Contrastación y demostración de los resultados con la hipótesis específica:
“Las variables óptimas de operación de una torre de empaque en la absorción del dióxido de carbono usando como solvente monoetanolamina son concentración del MEA y flujo de solvente MEA”

Como se pudo apreciar en la figura 20 el diagrama de PARETO indica claramente que los factores determinantes en la absorción fueron la concentración de MEA y el flujo de solvente MEA, lo cual confirma la hipótesis específica planteada.

- Contrastación y demostración de los resultados con la hipótesis específica:
“Al evaluar las variables de operación se obtendrá el coeficiente óptimo de transferencia total volumétrico de masa en una torre de empaque usando como solvente monoetanolamina”

En la presente tesis se obtuvo un coeficiente de transferencia de masa de 614.3 mol/m³.s.atm, el cual es un valor óptimo que está ligado al valor de la capacidad de absorción, a medida la capacidad de absorción disminuye, el coeficiente de transferencia de masa, aumenta, tal como se muestra en la tabla 25, lo cual confirma la hipótesis específica planteada.

Tabla 25

Resultados de los experimentos de absorción de CO₂, MEA 0.14M

N° Corrida	1	2	3	4	5	6
K _{Ca} , (mol/m ³ .s.atm)	97.4	129.4	165.5	216.1	262.9	319.4
Capacidad de absorción (ε)	45	38	35	35.4	31	29

- Contrastación y demostración de los resultados con la hipótesis general: *ñ*
Mediante la optimización de las variables de operación de una torre de empaque usando como solvente monoetanolamina se logró absorber grandes concentraciones de dióxido de carbono”

Para realizar la validez de esta hipótesis, se usó la técnica de la hipótesis nula

e hipótesis alternativa.

Se plantea la hipótesis nula

H_0 = Mediante la optimización de las variables de operación de una torre de empaque usando como solvente monoetanolamina no se logró absorber grandes concentraciones de dióxido de carbono.

Se plantea la hipótesis alterna.

Se plantea la hipótesis alterna.

H = Mediante la optimización de las variables de operación de una torre de empaque usando como solvente monoetanolamina se logró absorber grandes concentraciones de dióxido de carbono.

Los resultados experimentales expuestos en la tabla 17 fueron sometidos a un análisis estadístico con el objetivo de comprobar o rechazar la hipótesis planteada. Para esto, se realizó el análisis de varianza por Minitab 19, tal como se muestra en la Figura 16.

Donde se puede observar que el valor p es menor que el nivel de significancia (0.05). Entonces, se puede rechazar la hipótesis nula y afirmar la hipótesis alterna, donde los factores: Concentración MEA, Flujo MEA y Flujo de CO_2 , son estadísticamente significativos.

Así mismo, también se tomó en cuenta el resumen del modelo utilizado. Tal cual figura en la tabla 25.

Tabla 26

Resumen del modelo utilizado para la absorción del dióxido de carbono

S	R²	R² (ajustado)	R² (pred)
0.40824	99.41%	98.82%	96.80%

Donde se verifica que el valor de R^2 es alto, lo que demuestra que el modelo describe adecuadamente la capacidad de absorción del CO_2 .

Por esta razón, se rechaza la hipótesis nula y se afirma que se obtendrá la mayor absorción de dióxido de carbono en solución acuosa de mediante la optimización de las variables de operación de una torre de empaque usando como solvente monoetanolamina se absorbió grandes concentraciones de dióxido de carbono.

6.2. Contrastación de los resultados con otros estudios similares

Las tablas 22, 23 y 24 junto con figura 22 nos indica el % de absorción del dióxido de carbono utilizando como solvente MEA el cual ha dado muy buenos resultados en estos experimentos. En el artículo publicado por A. Mindaryari en el 2016 “*Continuous absorption of CO₂ in packed column using MDEA solution for biomethane preparation*”. Experimentos de absorción de CO₂ se realizó de forma continua en la columna de absorción empaquetada con un diámetro de 6 cm y 75 cm de largo. El gas se burbujea desde la parte inferior de la columna mientras se bombea el líquido a través de la parte superior de la columna. La concentración de CO₂ en el gas de salida es analizada por GC y registrada en función del tiempo. El caudal del gas de entrada se varió a 1 LPM; 1,5 LPM; y 1.8 LPM. La variación de la concentración de la solución de MDEA utilizada fue del 20% y del 35,31%, obteniéndose una absorción del 74% de dióxido de carbono en solventes de MEA. Nuestro proyecto se basó en condiciones de trabajo semejantes, pero con solvente de monoetanolamina obteniéndose los siguientes resultados, según tabla 26.

Tabla 27

Porcentajes de absorción de dióxido de carbono según el solvente utilizado

%CO ₂ entrada	solvente MEA 0.12		solvente MDEA 20%		
	%CO ₂ salida	%CO ₂ absorbido	%CO ₂ entrada	%CO ₂ salida	%CO ₂ absorbido
31.2	2.8	91%	40	17	58%

Otro de los trabajos que permitió seguir el desarrollo de nuestro trabajo fue propuesto por el Ing. Robert Martin Soriano” *evaluación de la eficiencia de la monoetanolamina en la reducción de CO₂ y H₂S en flujos de biogás a partir del efluente de la planta extractora de aceite de palma*, donde obtuvo resultados de remoción de dióxido de carbono en biogás se dio La mejor eficiencia de absorción de los gases ácidos fue a una concentración en volumen de monoetanolamina de 24%, con remociones de hasta el 90% para el CO₂ y el 93% para el H₂S. Por otro lado, a una concentración de 23.5% se alcanza una

remoción del 94% de sulfuro de hidrógeno presente en el biogás, lo que reduce el riesgo de corrosión por en partes metálicas del equipo en donde se efectuará su combustión, teniendo como absorción de CO₂ con solvente MEA del 90% de remoción Nuestro trabajo permite una absorción del 91% de CO₂, a bajas concentraciones de MEA y así ser más rentable en el gasto de este insumo.

Tabla 28

Resumen de remoción de gases ácidos y concentración porcentual en volumen

MEA	Remoción CO₂	Remoción H₂S	CH₄ en biogás
23.5%	88.0%	94.0%	90.70%
24.0%	90.0%	93.0%	92.09%
24.5%	89.0%	93.0%	91.38%
25.0%	89.0%	92.0%	91.38%
25.5%	88.0%	92.0%	90.67%
26.0%	88.0%	91.0%	90.65%

Fuente: R. Martin, (2018)

Sobre la capacidad de absorción se resumió de diferentes bibliografías la capacidad de absorción, siendo nuestro trabajo de investigación para la absorción química del CO₂ en una columna de relleno a un % CO₂ de entrada de 31.2% y concentración de MEA de 0.123 mol/L una capacidad de absorción de 0.25, estos valores se encuentran en el rango de las que se muestran en las referencias bibliográficas

Tabla 29

Comparación de la capacidad de absorción reportadas en las referencias bibliográficas

Referencias	Composición del gas	Solvente acuoso (MEA)	Capacidad de absorción (mol CO ₂ /mol MEA)
Propio	31.2% CO ₂ ; 68,8% Aire	0.123 M	0.252
A. Bravo	13.4% CO ₂ ; 86,6%Aire	0.14 M	0.170
T. Thanompogchart	47%CO ₂ ,53%CH ₄	0.1 M	0.250
L. Shyu	5%CO ₂ ; 95% N ₂	10% V	0.440
A. Tontiwachwuthikul	15% CO ₂ ;85% Aire	3 M	0.550

6.3. Responsabilidad ética de acuerdo con los reglamentos vigentes

La presente tesis fue elaborada de acuerdo a lo señalado en el Reglamento del Código de Ética de la Investigación de la UNAC, Resolución de Consejo Universitario N° 100-2023-RCD-UPG-FIQ-UNAC, con el objetivo que la información plasmada en esta investigación sirva para investigaciones posteriores.

VII. CONCLUSIONES

- Se determino el porcentaje de absorción de dióxido de carbono obtenido en el proceso de absorción química del dióxido de carbono en una torre de relleno utilizando Monoetanolamina el cual fue 91%.
- Se determinaron las variables de operación de la torre de empaque en la absorción de dióxido de carbono usando como solvente monoetanolamina las cuales fueron: concentración de MEA de 0.12 mol/L, flujo de CO₂ 4 L/min y flujo de MEA de 1.8 L/min.
- Se determino el coeficiente de transferencia total volumétrico de masa para la óptima absorción de dióxido de carbono en la torre de empaque utilizando como solvente monoetanolamina cuyo valor optimo calculado fue 614.3 mol/m³.s.atm, que fue demostrado experimentalmente.

VIII. RECOMENDACIONES

- Se recomienda realizar la cuantificación de CO₂ absorbido por otro método que no sea solo utilizando los datos de titulación volumétrica del carbonato de sodio, para verificar si se puede tener mayor precisión en la obtención de datos.
- Es recomendable realizar otras pruebas experimentales con otros tipos de solventes como Trietanolamina (TEA), Dietanolamina (DEA), monodietanolamina (MDEA) o mezclas de estas ya que son absorbentes y regenerables y de mayor uso en la industria.
- Se sugiere el implementar un desorbedor al módulo de absorción existente de esta manera poder estudiar la capacidad de regeneración, para lograr una mayor rentabilidad.
- Debería ser incluida una evaluación económica y una evaluación de impacto ambiental para ser capaz de determinar el solvente químico más efectivo para la captura del CO₂.

IX. REFERENCIAS BIBLIOGRÁFICAS

1. IPCC. (2005). Carbon Dioxide Capture and Storage. [en línea]. [Consulta: 23 de octubre de 2023]. Disponible en: <https://www.ipcc.ch/report/carbon-dioxide-capture-and-storage/>
2. SAAVEDRA, E. (2020). Huella de carbono- emisiones de GEI por uso del sistema de iluminación de la Facultad de Ingeniería Ambiental de la Universidad Nacional de Ingeniería, Lima-Perú. *Tecnia*. [en línea]. Vol. 30, no. 1, p. 121–138. [Consulta: 25 de octubre de 2023]. ISSN: 2309-0413 Disponible en: <http://dx.doi.org/10.21754/tecnica.v30i1.827>
3. SORIANO, R. (2019). Evaluación de la eficiencia de la monoetanolamina en la reducción de CO₂ y H₂S en flujos de biogás a partir del efluente de la planta extractora de aceite de palma, “Industrias Oleaginosas Monte Alegre” S.A. (INDOLMASA), noviembre-2018. [Tesis de titulación, Universidad Nacional de Ucayali]. [en línea]. [Consulta: 21 de octubre de 2023]. Disponible en: <http://repositorio.unu.edu.pe/handle/UNU/4438>
4. MINDARYANI, A., BUDHIJANTO, W. y NINGRUM, S. (2016). Continuous absorption of CO₂ in packed column using MDEA solution for biomethane preparation. *IOP Conference Series: Materials Science and Engineering*. [en línea]. Vol. 162, no. 1, p. 012006. [Consulta: 15 de noviembre de 2023]. ISSN: 1757-899X. Disponible en: <https://iopscience.iop.org/article/10.1088/1757-899X/162/1/012006>
5. KIERZKOWSKA, H. (2015). Kinetics of CO₂ absorption in aqueous N,N-diethylethanolamine and its blend with N-(2-aminoethyl)ethanolamine using a stirred cell reactor. *International Journal of Greenhouse Gas Control*. [en línea]. Vol. 37, p. 76–84. [Consulta: 2 de noviembre de 2023]. ISSN: 1750-5836. Disponible en: <https://doi.org/10.1016/j.ijggc.2015.03.002>
6. LIÑARES, I. (2016). *Síntese de líquidos iónicos e a súa utilización como absorbentes na captura de CO₂*. [Trabajo de fin de grado, Universidad de Santiago de Compostela]. [en línea]. [Consulta: 29 de octubre de 2023]. Disponible en: <https://minerva.usc.es/xmlui/handle/10347/26424>
7. SØNDERBY, T., CARLSEN, K., FOSBØL, P., KIØRBOE, L. y VON SOLMS, N. (2013). A new pilot absorber for CO₂ capture from flue gases:

Measuring and modelling capture with MEA solution. *International Journal of Greenhouse Gas Control*. [en línea]. Vol. 12, p. 181–192. [Consulta: 12 de octubre de 2023]. ISSN: 1750-5836. Disponible en: <https://doi.org/10.1016/j.ijggc.2012.10.010>

8. DEY, A. y AROONWILAS, A. (2009). CO₂ absorption into MEA-AMP blend: Mass transfer and absorber height index. *Energy Procedia*. [en línea]. Vol. 1, no. 1, p. 211–215. [Consulta: 24 de octubre de 2023]. ISSN: 1876-6102. Disponible en: <https://doi.org/10.1016/j.egypro.2009.01.030>

9. PANDURO, G., ZÚÑIGA, E., CHALLCO, S., LUJÁN, R. y SILVA, R. (2020). Purificación de biogás procedente de lodos de palma aceitera con monoetanolamina (MEA) y Ácido acético (ÁAC). *Ciencia Amazónica (Iquitos)*. [en línea]. Vol. 8, no. 1, p. 17–30. [Consulta: 11 de noviembre de 2023]. ISSN: 2222-7431. Disponible en: <https://www.ojs.ucp.edu.pe/index.php/cienciaamazonica/article/view/278>

10. ESPÍRITU, A. y QUISPE, E. (2012). Grado de absorción del dióxido de carbono por los absorbentes químicos, hidróxido de sodio y monoetanolamina, en una columna de relleno en el laboratorio de operaciones y procesos unitarios de la FIQ-UNCP. [Tesis de titulación, Universidad Nacional del Centro del Perú] [en línea]. [Consulta: 6 de noviembre de 2023]. Disponible en: <http://hdl.handle.net/20.500.12894/3702>

11. SALAZAR, J. y HUERTAS, J. (2012). Evaluación de la eliminación de CO₂ y H₂S por endulzamiento de biogás usando soluciones acuosas de alcanolaminas. *XIX Simposio Peruano de Energía Solar y del Ambiente (XIX-SPES)*. [en línea]. P. 14–17. [Consulta: 15 de noviembre de 2023]. Disponible en: <https://www.perusolar.org/wp-content/uploads/2013/01/7.pdf>

12. TREYBAL, R. (1980). *Operaciones de transferencia de masa*. [en línea]. 2° Edición. McGraw-Hill. [Consulta: 4 de noviembre de 2023]. Disponible en: <https://fenomenosdetransporte.files.wordpress.com/2008/05/operaciones-de-transferencia-de-masa-robert-e-treybal.pdf>

13. BRAVO, A. (2009). Evaluación de la concentración y flujo de hidróxido de sodio en la absorción química del dióxido de carbono puro en la columna de relleno del laboratorio de operaciones y procesos unitarios de la FIQ. [Tesis de

- titulación, Universidad Nacional del Centro del Perú]. [en línea]. [Consulta: 10 de octubre de 2023]. Disponible en: <https://repositorio.uncp.edu.pe/handle/20.500.12894/3687>
14. XIAO, J., LI, C. y LI, M. (2000). Kinetics of absorption of carbon dioxide into aqueous solutions of 2-amino-2-methyl-1-propanol+monoethanolamine. *Chemical Engineering Science*. [en línea]. Vol. 55, no. 1, p. 161–175. [Consulta 25 de octubre de 2025]. ISSN: 0009-2509. Disponible en: [https://doi.org/10.1016/S0009-2509\(99\)00303-6](https://doi.org/10.1016/S0009-2509(99)00303-6)
15. SERRANO, G., PÉREZ, J. y MARMOLEJO, D. (2016). Análisis de oportunidades para la captura de CO₂, almacén y uso del CO₂ (CCS O CCUS) para una central termoeléctrica nacional. *Jóvenes en la ciencia*. [en línea]. Vol. 2, no. 1, p. 1877–1881. [Consulta 6 de octubre de 2023]. ISSN: 2395-9797. Disponible en: <https://www.jovenesenlaciencia.ugto.mx/index.php/jovenesenlaciencia/article/view/1309>
16. SALIMI, J. y SALIMI, F. (2016). CO₂ capture by water-based Al₂O₃ and Al₂O₃-SiO₂ mixture nanofluids in an absorption packed column. *Revista mexicana de ingeniería química*. [en línea]. Vol. 15, no. 1, p. 185–192. [Consulta 1 de noviembre de 2023]. ISSN: 1665-2738. Disponible en: http://www.scielo.org.mx/scielo.php?script=sci_abstract&pid=S1665-27382016000100185&lng=es&nrm=iso&tlng=en
17. SHENG, M., LIU, C., GE, C., AROWO, M., XIANG, Y., SUN, B., CHU, G. y ZOU, H. (2016). Mass-transfer performance of CO₂ absorption with aqueous diethylenetriamine-based solutions in a packed column with dixon rings. *Industrial and Engineering Chemistry Research*. [en línea]. Vol. 55, no. 40, p. 10788–10793. [Consulta: 15 de noviembre de 2023]. ISSN: 15205045. Disponible en: <https://pubs.acs.org/doi/abs/10.1021/acs.iecr.6b02280>
18. CAMACHO, F., SÁNCHEZ, S. y PACHECO, R. (1999). Absorción de dióxido de carbono puro en disoluciones acuosas de monoetanolamina. [en línea]. [Consulta 15 de noviembre de 2023]. Disponible en: https://www.ugr.es/~fcamacho/Originales/Trabajos%20Publicados/AFIN_2000.pdf

19. RAZMKHAH, P. (2011). *Kinetic study of carbon dioxide absorption by aqueous solutions of 2(methyl)-aminoethanol in stirred tank reactor. Experimental and numerical study of absorption process and mass transfer phenomena*. [en línea]. [Consulta 13 de noviembre de 2023]. Disponible en: <https://hdl.handle.net/20.500.12380/147458>
20. ANARCAYA, D. y ACERO, Y. (2018). *Optimización de las variables de operación en la absorción del dióxido de carbono en soda cáustica en una columna de empaques a nivel piloto*. [Tesis de maestría, Universidad Nacional del Callao] [en línea]. [Consulta 18 de octubre de 2023]. Disponible en: <http://repositorio.unac.edu.pe/handle/20.500.12952/3654>

ANEXOS

Anexo 1: Matriz de consistencia.

Anexo 2: Certificados del solvente MEA

Anexo 3: ficha técnica del solvente MEA

Anexo 4: Resultados experimentales

Anexo 5: Imágenes del experimento.

Anexo 1. Matriz de consistencia

OPTIMIZACIÓN DE LAS VARIABLES DE OPERACIÓN DE UNA TORRE DE EMPAQUE EN LA ABSORCIÓN DE DIOXIDO DE CARBONO USANDO COMO SOLVENTE MONOETANOLAMINA

Problema general	Objetivo general	Hipótesis general	Variable dependiente	Dimensiones	Indicadores	Metodología
¿Cuánto es el porcentaje de absorción de dióxido de carbono que se obtiene al optimizar las variables de operación de una torre de empaque en la absorción del dióxido de carbono usando como solvente monoetanolamina?	Determinar el porcentaje de absorción de dióxido de carbono obtenido al optimizar las variables de operación de una torre de empaque para la absorción del dióxido de carbono usando como solvente monoetanolamina.	Mediante la optimización de las variables de operación de una torre de empaque usando como solvente monoetanolamina se logró absorber grandes concentraciones de dióxido de carbono.	Y: Porcentaje de absorción de dióxido de carbono	Porcentaje de absorción de dióxido de carbono	%	Investigación aplicada, de enfoque cuantitativo, nivel explicativo y diseño experimental Y = f(X1; X2)
Problemas específicos	Objetivos específicos	Hipótesis específicas	Variables independientes	Dimensiones	Indicadores	
¿Cuáles serán las variables de operación de una torre de empaque en la absorción del dióxido de carbono usando como solvente monoetanolamina?	Determinar las variables de operación de una torre de empaque en la absorción del dióxido de carbono usando como solvente monoetanolamina.	Las variables óptimas de operación de una torre de empaque en la absorción del dióxido de carbono usando como solvente monoetanolamina son: flujo del gas, concentración del solvente MEA y flujo del solvente MEA.	X1: Variables de operación de una torre de empaque	flujo del gas CO ₂ concentración del solvente MEA flujo del solvente MEA	L/min M L/min	
¿Cuál será el coeficiente de transferencia total volumétrico de masa K _{Ga} necesario para la óptima absorción del dióxido de carbono en una torre de empaque usando como solvente Monoetanolamina?	Determinar el coeficiente de transferencia total volumétrico de masa K _{Ga} para la óptima absorción del dióxido de carbono en una torre de empaque usando como solvente monoetanolamina	Al evaluar las variables de operación se obtendrá el coeficiente óptimo de transferencia total volumétrico de masa en una torre de empaque usando como solvente monoetanolamina.	X2: Coeficiente de transferencia total volumétrico de masa	K _{Ga}	mol/m ³ .s.atm	

Anexo 2. Certificados de seguridad del solvente MEA



SAFETY DATA SHEET THE DOW CHEMICAL COMPANY

Product name: Monoethanolamine

Issue Date: 04/01/2015

Print Date: 04/02/2015

THE DOW CHEMICAL COMPANY encourages and expects you to read and understand the entire (M)SDS, as there is important information throughout the document. We expect you to follow the precautions identified in this document unless your use conditions would necessitate other appropriate methods or actions.

1. IDENTIFICATION

Product name: Monoethanolamine

Recommended use of the chemical and restrictions on use

Identified uses: Gas treatment agent. Chemical intermediate. We recommend that you use this product in a manner consistent with the listed use. If your intended use is not consistent with the stated use, please contact your sales or technical service representative.

COMPANY IDENTIFICATION

THE DOW CHEMICAL COMPANY
2030 WILLARD H DOW CENTER
MIDLAND MI 48674-0000
UNITED STATES

Customer Information Number:

800-256-2436

SDSQuestion@dow.com

EMERGENCY TELEPHONE NUMBER

24-Hour Emergency Contact: 800-424-9300

Local Emergency Contact: 989-636-4400

2. HAZARDS IDENTIFICATION

Hazard classification

This material is hazardous under the criteria of the Federal OSHA Hazard Communication Standard 29CFR 1910.1200.

Flammable liquids - Category 4

Acute toxicity - Category 4 - Oral

Skin corrosion - Category 1B

Serious eye damage - Category 1

Label elements

Hazard pictograms

Anexo 3. Ficha técnica del solvente MEA

INFORMACION DEL PRODUCTO

MONOETANOLAMINA DOW

MEA DOW

PROPIEDADES FISICAS TÍPICAS

Propiedades ⁽¹⁾	Monoetanolamina
Formula	(HOC ₂ H ₄) ₂ NH ₂
Peso molecular	61,08
Gravedad Especifica Aparente a 30/4 °C	1,0113
ΔGravedad Especifica/ Δt de 35 a 65°C	0,00080
Punto de Ebullición a 760 mmHg, °C (°F)	171 (340)
A 59 mm Hg, °C	101
A 10 mm Hg, °C	71
Presión de vapor a 20°C, mm Hg	<1
Punto de congelación, °C (°F)	10 (50)
Viscosidad Absoluta a 20°C, cP	24,1
A 30°C, cP	16,2
Solubilidad a 20°C, % en peso	
En agua	Completo
Agua en	Completo
Solubilidad en Líquidos Orgánicos a 25°C, % en peso	
Acetona	Completo
Benceno	0,6
Tetracloruro de carbono	0,1
Etil éter	0,7
Heptano	0,1
Metanol	Completo
Tensión Superficial a 30°C, dinas/cm	48,3
Índice de refracción a 30°C, n _D 20	1,4539
Δn _D /Δt de 35 a 65°C per °C	0,00034
Punto de Inflamación, Copa Cerrada de Pensky-Martens (ASTM D 93), °C (°F)	96 (205)

(1) Los datos representan únicamente propiedades físicas típicas y no deben interpretarse como especificaciones del producto.

ADMINISTRACIÓN DEL PRODUCTO DOW

Dow alienta a sus clientes y usuarios potenciales a revisar sus aplicaciones desde el punto de vista de la salud humana y los aspectos ambientales. Para ayudar a asegurar que los productos Dow no se utilizan en formas para las cuales no están destinados o probados, el personal de Dow asistirá a los Clientes que tratan con consideraciones ambientales y de seguridad del producto. Literatura Dow, incluyendo hojas de datos de seguridad del material, deben ser consultados por los clientes y usuarios potenciales antes de su uso.

AVISO: No debe inferirse ninguna libertad respecto de cualquier patente propiedad de Dow u otros. Debido a que las condiciones de uso y las leyes aplicables pueden diferir de una ubicación a otra y pueden cambiar con el tiempo, el Cliente es responsable de determinar si los productos y la información en este documento son apropiados para el uso del Cliente y para garantizar que las prácticas de eliminación y de trabajo del Cliente cumplan con los requisitos, Leyes aplicables y otras disposiciones gubernamentales. Dow no asume ninguna obligación ni responsabilidad por la información contenida en este documento. NO SE OFRECEN GARANTÍAS; TODAS LAS GARANTÍAS IMPLÍCITAS DE COMERCIABILIDAD O IDONEIDAD PARA UN PROPÓSITO PARTICULAR ESTÁN EXCLUIDAS EXPRESAMENTE.

Anexo 4. Datos experimentales

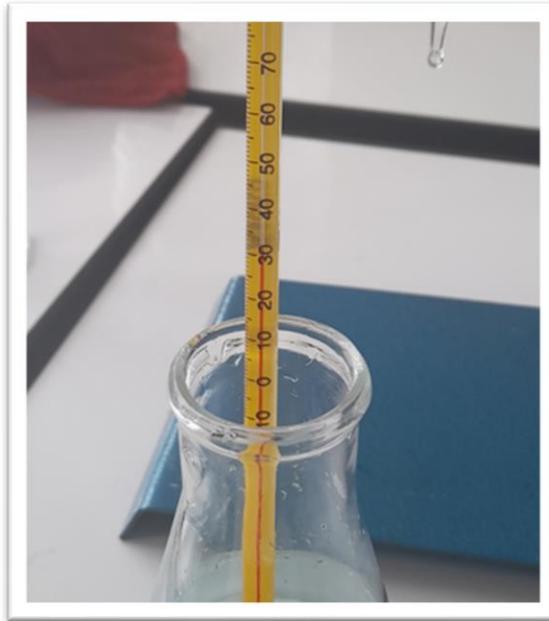
Experiencia por triplicado	Volumen de NaOH 0.1M	Volumen de BaCl ₂ 0.5M	Volumen de HCl 0.1	Gasto NaOH 0.1	Concentración CO ₂ (mol/L)
Exp 1	50	25	50	28.16	0.0226
Exp 2	50	25	50	33.1	0.0173
Exp 3	50	25	50	35	0.0154
Exp 4	50	25	50	11	0.04
Exp 5	50	25	50	16.5	0.0344
Exp 6	50	25	50	21.5	0.0292
Exp 7	50	25	50	11	0.0395
Exp 8	50	25	50	13.5	0.0374
Exp 9	50	25	50	15.6	0.0353

Anexo 5. Imágenes experimentales

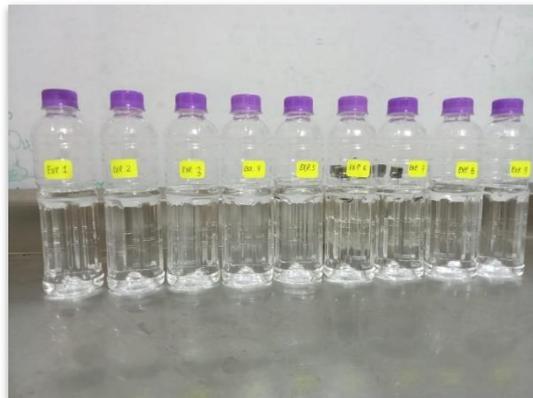
a) Equipo experimental



b) Toma de muestra por la parte inferior del Equipo de absorción torre de relleno y medición de la temperatura de las muestras aproximadamente 30 °C.



c) Muestras obtenidas en las pruebas experimentales



d) Verificación del PH básico aproximadamente 10 de cada muestra.



e) Filtración del carbonato de bario

