



Universidad de San Carlos de Guatemala
Facultad de Ingeniería
Escuela de Ingeniería Química

**DISEÑO, CONSTRUCCIÓN Y PUESTA EN MARCHA DE UN INTERCAMBIADOR DE MASA
DE PELÍCULA HÚMEDA EN EL LABORATORIO DE OPERACIONES UNITARIAS “DR.
PEDRO SOLÉ CASTELLANOS” DE LA ESCUELA DE INGENIERÍA QUÍMICA DE LA
FACULTAD DE INGENIERÍA**

José Miguel Ramírez Godínez

Asesorado por el Ing. Jorge Emilio Godínez

Guatemala, noviembre de 2020

UNIVERSIDAD DE SAN CARLOS DE GUATEMALA



FACULTAD DE INGENIERÍA

**DISEÑO, CONSTRUCCIÓN Y PUESTA EN MARCHA DE UN INTERCAMBIADOR DE MASA
DE PELÍCULA HÚMEDA EN EL LABORATORIO DE OPERACIONES UNITARIAS “DR.
PEDRO SOLÉ CASTELLANOS” DE LA ESCUELA DE INGENIERÍA QUÍMICA DE LA
FACULTAD DE INGENIERÍA**

TRABAJO DE GRADUACIÓN

PRESENTADO A LA JUNTA DIRECTIVA DE LA
FACULTAD DE INGENIERÍA
POR

JOSÉ MIGUEL RAMÍREZ GODÍNEZ
ASESORADO POR EL ING. JORGE EMILIO GODÍNEZ

AL CONFERÍRSELE EL TÍTULO DE

INGENIERO QUÍMICO

GUATEMALA, NOVIEMBRE DE 2020

UNIVERSIDAD DE SAN CARLOS DE GUATEMALA
FACULTAD DE INGENIERÍA



NÓMINA DE JUNTA DIRECTIVA

DECANA	Inga. Aurelia Anabela Córdova Estrada
VOCAL I	Ing. José Francisco Gómez Rivera
VOCAL II	Ing. Mario Renato Escobedo Martínez
VOCAL III	Ing. José Milton de León Bran
VOCAL IV	Br. Christian Moisés de la Cruz Leal
VOCAL V	Br. Kevin Armando Cruz Lorente
SECRETARIO	Ing. Hugo Humberto Rivera Pérez

TRIBUNAL QUE PRACTICÓ EL EXAMEN GENERAL PRIVADO

DECANA	Ing. Aurelia Anabela Córdova Estrada
EXAMINADOR	Ing. Manuel Gilberto Galván Estrada
EXAMINADOR	Inga. Hilda Palma de Martini
EXAMINADOR	Ing. Jaime Domingo Carranza González
SECRETARIO	Ing. Hugo Humberto Rivera Pérez

HONORABLE TRIBUNAL EXAMINADOR

En cumplimiento con los preceptos que establece la ley de la Universidad de San Carlos de Guatemala, presento a su consideración mi trabajo de graduación titulado:

DISEÑO, CONSTRUCCIÓN Y PUESTA EN MARCHA DE UN INTERCAMBIADOR DE MASA DE PELÍCULA HÚMEDA EN EL LABORATORIO DE OPERACIONES UNITARIAS “DR. PEDRO SOLÉ CASTELLANOS” DE LA ESCUELA DE INGENIERÍA QUÍMICA DE LA FACULTAD DE INGENIERÍA

Tema que me fuera asignado por la Dirección de la Escuela de Ingeniería Química, con fecha 17 de octubre de 2019.

José Miguel Ramírez Godínez

Guatemala, 8 de julio de 2019

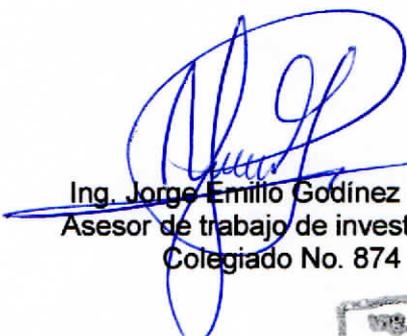
Ingeniero
Williams Guillermo Álvarez Mejía
Director Escuela de Ingeniería Química
Facultad de Ingeniería
Universidad de San Carlos de Guatemala
Presente.

Ingeniero Álvarez:

Por medio de la presente HAGO CONSTAR que he revisado y dado mi aprobación al informe final titulado: " **DISEÑO, CONSTRUCCIÓN Y PUESTA EN MARCHA DE UN INTERCAMBIADOR DE MASA DE PELÍCULA HÚMEDA EN EL LABORATORIO DE OPERACIONES UNITARIAS "DR. PEDRO SOLÉ CASTELLANOS" DE LA ESCUELA DE INGENIERÍA QUÍMICA DE LA FACULTAD DE INGENIERÍA DE LA UNIVERSIDAD DE SAN CARLOS DE GUATEMALA.**", del estudiante de Ingeniería Química José Miguel Ramírez Godínez, quien se identifica con el registro académico 200811377 y CUI 2553942250101.

Sin otro particular, me suscribo de usted.

Atentamente,



Ing. Jorge Emilio Godínez Lemus
Asesor de trabajo de investigación
Colegiado No. 874





Guatemala, 21 de octubre de 2019.
Ref. EIQ.TG-IF.041.2019.

Ingeniero
Williams Guillermo Álvarez Mejía
DIRECTOR
Escuela de Ingeniería Química
Facultad de Ingeniería

Estimado Ingeniero Álvarez:

Como consta en el registro de evaluación, correlativo **050-2018**, le informo que reunidos los Miembros de la Terna nombrada por la Escuela de Ingeniería Química, se practicó la revisión del:

INFORME FINAL

Solicitado por el estudiante universitario: **José Miguel Ramírez Godínez**.
Identificado con número de carné: **2553942250101**.
Identificado con registro académico: **200811377**.
Previo a optar al título de la carrera: **Ingeniería Química**.
En la modalidad: **Informe Final, Seminario de Investigación**.

Siguiendo los procedimientos de revisión interna de la Escuela de Ingeniería Química, los Miembros de la Terna han procedido a **APROBARLO** con el siguiente título:

DISEÑO, CONSTRUCCIÓN Y PUESTA EN MARCHA DE UN INTERCAMBIADOR DE MASA DE PELÍCULA HÚMEDA EN EL LABORATORIO DE OPERACIONES UNITARIAS "DR. PEDRO SOLÉ CASTELLANOS" DE LA ESCUELA DE INGENIERÍA QUÍMICA DE LA FACULTAD DE INGENIERÍA DE LA UNIVERSIDAD DE SAN CARLOS DE GUATEMALA

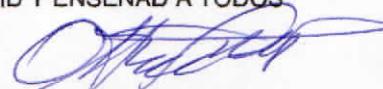
El Trabajo de Graduación ha sido asesorado por:

Jorge Emilio Godínez Lemus, profesional de la Ingeniería Química

Habiendo encontrado el referido trabajo de graduación **SATISFACTORIO**, se autoriza al estudiante, proceder con los trámites requeridos de acuerdo a las normas y procedimientos establecidos por la Facultad para su autorización e impresión.



"ID Y ENSEÑAD A TODOS"


Otto Raúl De León De Paz
Profesional de la Ingeniería Química
COORDINADOR DE TERNA
Tribunal de Revisión
Trabajo de Graduación



C.c.: archivo



USAC
TRICENTENARIA
Universidad de San Carlos de Guatemala

FACULTAD DE INGENIERÍA
ESCUELA DE INGENIERÍA QUÍMICA

Edificio T-5, Ciudad Universitaria, Zona 12, Guatemala, Centroamérica
EIQD-REG-SG-007

Guatemala, 11 de agosto de 2020.

Ref. EIQ.216.2020

Aprobación del informe final del trabajo de graduación

Ingeniera
Aurelia Anabela Cordova Estrada
Decana
Facultad de Ingeniería
Universidad de San Carlos de Guatemala

Revisado el INFORME FINAL DEL TRABAJO DE GRADUACIÓN (TESIS), DENOMINADO **DISEÑO, CONSTRUCCIÓN Y PUESTA EN MARCHA DE UN INTERCAMBIADOR DE MASA DE PELÍCULA HÚMEDA EN EL LABORATORIO DE OPERACIONES UNITARIAS "DR. PEDRO SOLÉ CASTELLANOS"** DE LA ESCUELA DE INGENIERÍA QUÍMICA DE LA FACULTAD DE INGENIERÍA del(la) estudiante José Miguel Ramírez Godínez, se conceptúa que el documento presentado, reúne todas las condiciones de calidad en materia administrativa y académica (rigor, pertinencia, secuencia y coherencia metodológica), por lo tanto, se procede a la autorización del mismo, para que el(la) estudiante pueda optar al título de Ingeniería Química.

"Id y Enseñad a Todos"



Ing. Williams G. Alvarez Mejía; M.I.Q.
DIRECTOR
Escuela de Ingeniería Química



Cc. Archivo
WGAM/wgam



Formando Ingenieros Químicos en Guatemala desde 1939

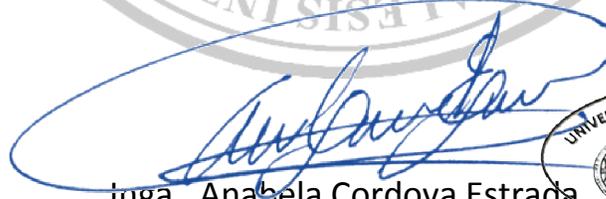


**NO SALGAS
QUÉDATE EN
CASA**

DTG. 370.2020.

La Decana de la Facultad de Ingeniería de la Universidad de San Carlos de Guatemala, luego de conocer la aprobación por parte del Director de la Escuela de Ingeniería Química, al Trabajo de Graduación titulado: **DISEÑO, CONSTRUCCIÓN Y PUESTA EN MARCHA DE UN INTERCAMBIADOR DE MASA DE PELÍCULA HÚMEDA EN EL LABORATORIO DE OPERACIONES UNITARIAS “DR. PEDRO SOLÉ CASTELLANOS” DE LA ESCUELA DE INGENIERÍA QUÍMICA DE LA FACULTAD DE INGENIERÍA**, presentado por el estudiante universitario: **José Miguel Ramírez Godínez**, y después de haber culminado las revisiones previas bajo la responsabilidad de las instancias correspondientes, autoriza la impresión del mismo.

IMPRÍMASE:



ingá. Anabela Cordova Estrada
Decana



Guatemala, noviembre de 2020

AACE/asga

ACTO QUE DEDICO A:

Mis padres

Por ser mi fuente de inspiración como ejemplos a seguir de humildad y sencillez, agradezco al destino por tenerlos en mi vida y haberme apoyado durante todo el tramo de mi formación profesional.

Mi novia

Por su amor sincero, paciencia y todo el apoyo incondicional proporcionado a lo largo de mi carrera. Por hacerme mejor persona día a día, por motivarme a luchar por mis objetivos e incentivar me a la superación personal e intelectual.

AGRADECIMIENTOS A:

- Oracio Ramírez** Por sus valiosas aportaciones e ideas proporcionadas para el desarrollo de esta investigación.
- Jorge Emilio Godínez** Por su excelente labor como ingeniero asesor del presente trabajo de graduación.
- Laboratorio de Operaciones Unitarias “Dr. Pedro” Solé Castellanos** Por la ayuda y apoyo brindado por parte de todo el personal a cargo.
- Universidad de San Carlos de Guatemala, Escuela de Ingeniería Química** Por abrirme las puertas al prestigio y profesionalismo, por brindarme el aprendizaje y formación de todo conocimiento teórico-práctico relacionado a tan respetable carrera universitaria.
- Mis revisores** Los profesionales Otto Raúl de León y Williams Álvarez, por la guía y sabios consejos proporcionados para la culminación del presente trabajo de graduación.

ÍNDICE GENERAL

ÍNDICE DE ILUSTRACIONES	IX
LISTA DE SÍMBOLOS	XV
GLOSARIO	XIX
RESUMEN	XXIII
OBJETIVOS.....	XXV
HIPÓTESIS.....	XXVII
INTRODUCCIÓN	XXXI
1. ANTECEDENTES	1
2. MARCO TEÓRICO.....	5
2.1. Transferencia de masa	5
2.2. Contacto directo de dos fases inmiscibles.....	6
2.3. Primera ley de Fick.....	8
2.4. La difusividad en gases con baja densidad	16
2.5. Contradifusión equimolar en gases	17
2.6. Transferencia de masa por convección en una sola fase.....	19
2.7. Fundamentos sobre la transferencia de masa por convección.....	23
2.8. Los números adimensionales en la transferencia de masa	24
2.8.1. El número de Reynolds	24
2.8.2. El número de Schmidt	25
2.8.3. El número de Sherwood	25
2.9. Transferencia de masa por convección entre dos fases	26
2.10. Análisis dimensional	28

2.11.	Sistemas diluidos	28
2.12.	Teoría de las dos resistencias.....	29
2.13.	La teoría de la penetración.....	31
2.14.	Teoría de la renovación de la superficie.....	32
2.15.	Película laminar descendente	32
2.16.	Transferencia de masa a través de tubos con régimen laminar	34
2.17.	Transferencia de masa a través de tubos con régimen turbulento	35
2.18.	Coeficientes individuales de transferencia de masa	37
2.19.	Coeficiente total de transferencia de masa	37
2.20.	Torres de pared mojada	39
2.21.	Inundación en torres de pared mojada.....	45
2.22.	Espesor efectivo de película gaseosa	48
2.23.	Número de unidades de transferencia de masa.....	49
2.24.	Humidificación.....	53
2.24.1.	Humedad absoluta	53
2.24.2.	Mezclas de vapor-gas no saturadas.....	54
3.	DISEÑO METODOLÓGICO.....	57
3.1.	Variables	57
3.1.1.	Variables de control.....	57
3.1.1.1.	Concentración de O ₂ en la fase líquida de ingreso a la torre de película húmeda	57
3.1.1.2.	Flujo de la fase gaseosa.....	57
3.1.1.3.	Flujo de la fase líquida	57
3.1.1.4.	Flujo de N ₂	58
3.1.2.	Variables de medición	58

	3.1.2.1.	Temperatura	58
	3.1.2.2.	Presión	58
	3.1.2.3.	Oxígeno disuelto.....	58
	3.1.2.4.	Velocidad de fase gaseosa.....	58
	3.1.2.5.	Tiempo de llenado rebosadero inferior.....	59
3.2.		Delimitación del campo de estudio	59
	3.2.1.	Localización	59
	3.2.2.	Alcance	59
3.3.		Recursos humanos disponibles.....	59
3.4.		Recursos materiales disponibles	60
3.5.		Técnica cualitativa o cuantitativa	61
	3.5.1.	Técnica cualitativa	61
	3.5.2.	Técnica cuantitativa	62
		3.5.2.1. Estudio previo.....	62
		3.5.2.2. Desarrollo del diseño experimental.....	62
3.6.		Recolección y ordenamiento de la información	64
	3.6.1.	Técnica para la recolección de las muestras	64
	3.6.2.	Técnica para la toma de datos.....	64
3.7.		Tabulación, ordenamiento y procesamiento de la información.....	65
	3.7.1.	Tabulación y ordenamiento de la información	65
	3.7.2.	Procesamiento de la información.....	66
		3.7.2.1. Determinación del flujo másico del líquido	66
		3.7.2.2. Determinación del flujo másico del gas.....	68
		3.7.2.3. Determinación de L y G	68
		3.7.2.4. Para límites operativos	69

3.7.2.5.	Determinación del número de Reynolds fase líquida	69
3.7.2.6.	Determinación del flux en el proceso de absorción.....	74
3.7.2.7.	Determinación del flux en el proceso de desorción.....	75
3.7.3.	Determinación del coeficiente convectivo de transferencia de masa para proceso de absorción de O ₂ en agua.....	77
3.7.3.1.	Determinación del número de Schmidt para ambas fases.....	77
3.7.3.2.	Determinación del número de Sherwood fase líquida.....	78
3.7.3.3.	Para coeficiente individual de transferencia de masa de la fase líquida.....	78
3.7.4.	Para el coeficiente individual de transferencia convectiva de gas.....	79
3.7.4.1.	Determinación del número de Reynolds para la fase gaseosa	80
3.7.4.2.	Determinación del número de Sherwood para la fase gaseosa	80
3.7.5.	Para las resistencias en el proceso de absorción y desorción:	81
3.7.6.	Para la construcción de la curva de equilibrio	82
3.7.7.	Para el proceso de absorción.....	82
3.7.8.	Para el proceso de desorción.....	85
3.8.	Análisis estadístico.....	94
3.8.1.	Análisis de varianza (ANOVA) con un solo factor ...	95

3.8.2.	Suposiciones del ANOVA de un solo factor.....	95
3.8.3.	Herramientas para el informe	96
4.	RESULTADOS	97
4.1.	Principales criterios de diseño	97
4.1.1.	Diagrama general de diseño.....	97
4.1.2.	Diagrama de proceso	100
4.1.3.	Especificaciones técnicas	101
4.1.4.	Diseño estructural y mecánico.....	102
4.1.5.	Diámetro y área de tubos	103
4.1.6.	Materiales	104
4.1.7.	Costos de construcción	104
4.1.8.	Selección del disolvente y soluto	108
4.1.9.	Concentraciones de fases	108
4.1.10.	Análisis ambiental.....	109
4.1.11.	Factor flujo de la fase líquida.....	110
4.1.12.	Factor flujo de la fase gaseosa.....	110
4.1.13.	Modificaciones en los flujos	111
4.1.14.	Presiones y temperaturas en el equipo	111
4.1.15.	Humedad en el ambiente.....	112
4.1.16.	Mantenimiento	112
4.2.	Calibración de los flujos de las fases.....	114
4.3.	Para límites operativos	115
4.3.1.	Evaluación gráfica del número de Reynolds en relación a la velocidad superficial de la fase líquida (L).....	116
4.3.2.	Determinación de las velocidades y flujos máxicos de inundación del gas respecto a diferentes corrientes L/G	117

4.3.3.	Determinación de las caídas de presión de la unidad con diferentes relaciones L/G	120
4.3.4.	Verificación del comportamiento del espesor de película líquida en en relación a diferentes flujos máxicos de la fase líquida	121
4.4.	Desempeño del equipo	122
4.4.1.	Determinación del flux de transferencia de masa para el proceso de absorción y desorción y la relación que existe con L/G	122
4.4.2.	Evaluación de los coeficientes convectivos de transferencia de masa y las resistencias individuales y globales del proceso de absorción y desorción con relación a la variación L/G	124
4.4.3.	Construcción de curvas de operación y equilibrio para el menor y mayor flujo de la fase líquida por diseño del proceso de absorción de oxígeno en agua	141
4.4.4.	Construcción de una relación gráfica que describa el número de Sherwood en función de diferentes números de Reynolds para el proceso de absorción.....	144
4.4.5.	Determinar y relacionar gráficamente las unidades y alturas globales de una unidad de transferencia de masa globales ($NtoG$, $HtoG$) en el proceso en función del factor de absorción oxígeno en agua.....	145
5.	INTERPRETACIÓN DE RESULTADOS	149

CONCLUSIONES	161
RECOMENDACIONES	163
BIBLIOGRAFÍA.....	167
APÉNDICES	169

ÍNDICE DE ILUSTRACIONES

FIGURAS

1.	Formación del perfil de concentración en estado estacionario para la difusión del helio (sustancia A), a través de sílice fundido (sustancia B)	9
2.	Movimiento molecular en la superficie de un volumen de control	16
3.	Contradifusión equimolar en gases A y B	18
4.	Perfil de concentración de una superficie a un fluido en régimen turbulento	22
5.	Curva de equilibrio del soluto A entre las fase gaseosa y líquida	27
6.	Gradientes de concentración cerca de la interfase gas-líquido	29
7.	Gradientes de concentración entre dos fases en contacto.....	31
8.	Difusión de soluto A en una película laminar descendente	33
9.	Datos para la difusión en un fluido de flujo rectilíneo en el interior de una tubería, puntos negros, datos de vaporización de Gilliland y Sherwood, círculos blancos, datos de disolución de sólidos de Linton y Sherwood	34
10.	Coeficiente de transferencia de masa en función de la velocidad promedio del gas, absorción de HCl, columna de pared mojada	43
11.	Diagrama de una torre de pared mojada.....	48
12.	Relación entre el número de unidades de transferencia (NTU) y el número de los platos teóricos (NTP): a) $NTU=NTP$; b) $NTU>NTP$	51
13.	Carta psicrométrica	55
14.	Modelo curva de calibración para rebosadero inferior y fondo de torre empacada.	67

15.	Modelo curva de relación entre Re y L	70
16.	Modelo relación entre la velocidad de inundación y L/G	71
17.	Modelo relación entre el flujo másico de inundación y L/G	72
18.	Modelo pérdidas de energía en relación a L/G	73
19.	Modelo espesor de película húmeda en relación a L	74
20.	Modelo relación gráfica para el análisis de los efectos del cambio L/G sobre el flux proceso de absorción	76
21.	Modelo relación gráfica para el análisis de los efectos del cambio de L/G sobre el flux proceso de desorción.....	76
22.	Modelo relación gráfica para el análisis de los efectos del cambio de L/G sobre el coeficiente individual de la fase líquida.	79
23.	Modelo relación gráfica para el análisis de los efectos del cambio de L/G sobre el coeficiente individual de la fase gaseosa	81
24.	Modelo relación gráfica curva de equilibrio O_2 -agua	83
25.	Modelo relación gráfica para el análisis de los efectos del cambio de L/G sobre las resistencias individuales de la fase líquida para proceso de absorción	84
26.	Modelo relación gráfica para el análisis de los efectos del cambio de L/G sobre las resistencias individuales de la fase gaseosa para proceso de absorción.....	85
27.	Modelo relación gráfica curva de equilibrio vapor de agua-aire	86
28.	Modelo relación gráfica para el análisis de los efectos del cambio de L/G sobre las resistencias globales de la fase líquida para el proceso de desorción	87
29.	Modelo relación gráfica para el análisis de los efectos del cambio de L/G sobre las resistencias globales de la fase gaseosa del proceso de desorción	88
30.	Modelo para curva de operación y equilibrio para proceso de absorción	90

31.	Modelo para curva Sh de la fase líquida en función de Re	91
32.	Modelo número de unidades globales de transferencia para proceso de absorción respecto de A	93
33.	Modelo altura de una unidad global de transferencia fase gaseosa para proceso de absorción respecto de A	93
34.	Vista isométrica IDM película húmeda	97
35.	Vista frontal IDM película húmeda	98
36.	Sistema de distribución de la fase líquida IDM película húmeda	99
37.	Diagrama de proceso configuración en recirculación de las torres	100
38.	Curva de calibración torre película húmeda	114
39.	Curva de calibración torre empacada	115
40.	régimen en la fase líquida en IDM de película húmeda	116
41.	Velocidad de inundación en IDM de película húmeda	117
42.	Flujo másico de inundación en IDM de película húmeda	118
43.	Caídas de presión IDM de película húmeda	120
44.	espesor de película líquida IDM película húmeda.....	121
45.	Flux de TDM en IDM película húmeda proceso de absorción.....	122
46.	Flux de TDM en IDM película húmeda proceso de desorción.....	123
47.	Coeficientes individuales de TDM fase líquida en IDM película húmeda proceso de absorción	124
48.	Coeficiente individual de TDM fase gaseosa respecto a L/G en IDM película húmeda proceso de absorción.....	125
49.	Curva de equilibrio para proceso de absorción.....	126
50.	Resistencia individual de TDM fase líquida respecto a K_x en IDM película húmeda proceso de absorción.....	127
51.	Resistencia individual de TDM fase gaseosa respecto a K_x en IDM película húmeda proceso de absorción.....	128
52.	Resistencia individual de TDM fase líquida respecto a K_y en IDM película proceso de absorción.....	129

53.	Resistencia individual de TDM fase gaseosa respecto a K_y en IDM película húmeda proceso de absorción	130
54.	Coeficiente global convectivo de TDM fase líquida respecto a L/G en IDM película húmeda proceso de absorción	131
55.	Resistencia global de TDM fase líquida respecto a L/G en IDM película húmeda proceso de absorción.....	132
56.	Coeficiente global convectivo de TDM fase gaseosa respecto a L/G en IDM película húmeda proceso de absorción.....	133
57.	Resistencia global de TDM fase gaseosa respecto a L/G en IDM película húmeda proceso de absorción	134
58.	Curva de equilibrio para proceso de desorción.....	135
59.	Resistencia global de TDM fase líquida respecto a L/G en IDM película húmeda proceso de desorción.....	137
60.	Coeficiente global convectivo de TDM fase líquida respecto a L/G en IDM película húmeda proceso de desorción.....	138
61.	Resistencia global de TDM fase gaseosa respecto a L/G en IDM película húmeda proceso de desorción	139
62.	Coeficiente global convectivo de TDM fase gaseosa respecto a L/G en IDM película húmeda proceso desorción.....	140
63.	Línea de operación y equilibrio del proceso de absorción para flujo mínimo de película.....	141
64.	Línea de operación y equilibrio del proceso de absorción para flujo máximo de película.....	143
65.	Relación entre el número de Sherwood y número de Reynolds fase líquida proceso de absorción	145
66.	Relación entre el número de unidades globales de transferencia y factor de absorción proceso de absorción	146
67.	Relación entre altura global de una unidad de transferencia de masa y factor de absorción.....	147

TABLAS

I.	Recursos disponibles para la construcción y operación del equipo	60
II.	Modelo hoja de datos originales.....	66
III.	Codificación de diagrama de proceso	101
IV.	Líneas de fluidos en diagrama de proceso.....	101
V.	Especificaciones técnicas del IDM de película húmeda	102
VI.	Materiales utilizados para la construcción del IDM de película húmeda	104
VII.	Costos de construcción IDM de película húmeda	105
VIII.	Mantenimiento preventivo IDM película húmeda	113
IX.	Porcentajes de relación flujo másico de operación y flujo másico de inundación.....	119

LISTA DE SÍMBOLOS

Símbolo	Significado
g	Aceleración de la gravedad, $9,8 \frac{m}{s^2}$
h	Altura, m
H_{tOG}	Altura de una unidad global de transferencia fase gaseosa, m
H_{tOL}	Altura de una unidad global de transferencia fase líquida, m
A_{Transf}	Área de transferencia de masa, m^2
a	Área interfacial específica para TDM, $\frac{m^2}{m^3}$
A_T	Área transversal de tubería, paso de gas o película húmeda, m^2
Δ	Cambio en una variable
k_x, k_y	Coeficientes individuales de transferencia de masa, $\frac{kmol}{m^2s(fracciónmolar)}$
c	Concentración del soluto, $\frac{kg}{m^3}$
c'	Concentración molar del soluto, $\frac{mol}{m^3}$
R	Constante universal de los gases ideales, $\frac{J}{K - kmol}$
ρ	Densidad, $\frac{kg}{m^3}$

C	Densidad molar, $\frac{kmol}{m^3}$
D_{int}	Diámetro interno de tubería, m
D_{AB}	Difusividad, $\frac{m^2}{s}$
δ	Espesor de película líquida, m
B_T	Espesor efectivo de película gaseosa, m
A	Factor de absorción, adimensional
\dot{m}	Flujo de la corriente de masa gaseosa o líquida, $\frac{kg}{s}$
Q	Flujo volumétrico de masa gaseosa o líquida, $\frac{m^3}{s}$
N_A, N_i	Flux o rapidez de transferencia de masa, $\frac{kg}{s}$
N'_A, N'_i	Flux o rapidez molar de transferencia de masa, $\frac{mol}{s}$
y_A	Fracción molar de A en G, $\frac{kmol A}{kmol solución}$, $\frac{kg A}{kg solución}$
x_A	Fracción molar de A en L, o fracción de masa de A en L, $\frac{kmol A}{kmol solución}$, $\frac{kg A}{kg solución}$
H_1	Hipótesis alternativa
H_0	Hipótesis nula
\ln	Logaritmo natural
l	Longitud total de transferencia, m
Y_A	Moles de A en moles libres de A en G, $\frac{kmol A}{kmol solución libre de A}$

X_A	Moles de A en moles libres de A en L, $\frac{\text{kmol } A}{\text{kmol solución libre de A}}$
R_e	Número de Reynolds, adimensional
S_c	Número de Schmidt, adimensional
S_h	Número de Sherwood, adimensional
N_{tOG}	Número de unidades globales de transferencia fase gaseosa, adimensional
N_{tOL}	Número de unidades globales de transferencia fase líquida, adimensional
PM	Peso molecular, $\frac{kg}{kmol}$
P	Presión, Pa
\bar{P}	Presión parcial, Pa
r	Radio de una circunferencia, m
Γ	Rapidez de flujo de masa/unidad de espesor, $\frac{kg}{m \cdot s}$
U_f	Velocidad de inundación de la torre película húmeda, $\frac{m}{s}$
v	Velocidad lineal, $\frac{m}{s}$
G_s	Velocidad superficial de la masa de gas libre de A $\frac{kg}{m^2 \cdot s}$
G	Velocidad superficial de la masa del gas, $\frac{kg}{m^2 \cdot s}$
L	Velocidad superficial de la masa del líquido, $\frac{kg}{m^2 \cdot s}$

L_s	Velocidad superficial de la masa del líquido libre de A, $\frac{kg}{m^2 \cdot s}$
μ	Viscosidad dinámica, $\frac{kg}{m \cdot s}$
V	Volumen, m^3
T	Temperatura, K
σ	Tensión superficial,

GLOSARIO

Absorción	Proceso de disolución selectiva en el cual uno varios compuestos de la fase gaseosa son transferidos a la fase líquida.
Coefficiente convectivo de transferencia de masa	Se considera como la facilidad con la que un compuesto es transferido de una fase a otra, medido de manera individual o global en unidad de tiempo, área y fuerza motriz. Su inverso es la resistencia.
Desorción	Proceso de disolución selectiva en el cual uno varios compuestos de la fase líquida son transferidos a la fase gaseosa.
Difusión de A en un no difundente B	Se refiere a que el compuesto A es el único que se difunde en cualquiera de las dos fases, no existe contradifusión, $N_B=0$; $N_A=cte$. En el proceso de absorción de O_2 (A) en agua (B), se desprecia la evaporación del agua en la fase gaseosa y la disolución del aire en el agua, por lo tanto, solo se asume que sólo el O_2 se transfiere.
Estado estacionario	Característica en el cual las concentraciones de las fases, presión, temperatura y régimen de flujo, se mantienen constantes en cualquier punto del equipo

a través del tiempo. Regularmente cumple para procesos continuos.

Equilibrio dinámico	Estado en el cual se igualan las velocidades de transferencia de moléculas que salen del líquido al gas y el retorno de las mismas. Los potenciales químicos son iguales.
Flux	Definido como la cantidad de materia que se transfiere en un disolvente por unidad de tiempo, provocado por un diferencial de concentraciones (fuerza motriz).
Humidificación	Operación que consiste en el aumento de vapor de agua en una corriente gaseosa.
Interfase	Formada en el seno de las dos corrientes en contacto, líquida-gaseosa, la cual se asume que está en el equilibrio y no existe ninguna resistencia a la transferencia.
Número de Sh	Número adimensional que relaciona la transferencia de masa por convección y transferencia de masa por difusión.
Presión de vapor	Presión la cual una sustancia pura se encuentran en equilibrio dinámico con su fase de vapor a una temperatura determinada.

**Velocidad de
Inundación**

Es la velocidad límite de la corriente gaseosa con la cual puede operar el equipo sin que se acumule el líquido dentro del mismo.

RESUMEN

El presente estudio tuvo como objetivo primordial la construcción de un intercambiador de masa de película húmeda bajo criterios de diseño teóricos-prácticos fundamentados en procesos entre dos fases no miscibles. El equipo se dejó operando en las instalaciones del Laboratorio de Operaciones Unitarias Dr. Pedro Solé Castellanos, Facultad de Ingeniería, Universidad de San Carlos de Guatemala (USAC).

Como parte del diseño de la unidad se tomó en cuenta el control de operación del proceso. La altura efectiva de transferencia de masa por diseño fue de 2,44 *m*, en donde las fases *L* y *G* entran en contacto en un tubo de vidrio de 0,0508 *m* de diámetro. También se hizo la instalación contigua de una torre empacada de diámetro de 0,0254 *m* y altura de 2,80 *m*. El equipo queda configurado para que el gas pueda ser alimentado a la torre de película húmeda o torre empacada. El desempeño fue evaluado bajo un flujo másico constante promedio de $7\ 494\text{E-}4 \frac{\text{kg}}{\text{s}}$, y en un rango de operación $L/G= 6,8\text{-}1\ 194,3$.

Para el proceso de absorción y desorción se encontraron diferentes correlaciones matemáticas para describir la resistencia y los coeficientes de TDM en los sistemas oxígeno-agua y H₂O_{vap} – aire. Gracias a la turbulencia en las fases, los coeficientes mostraron un incremento para el sistema de absorción oxígeno-agua, al igual que el flux. Se necesitaría solo un 16,86 % del flujo de inundación del gas ($0,037 \frac{\text{kg}}{\text{s}}$) para alcanzar la concentración de equilibrio $X_{O_2} = 4,03\text{E-}4$, bajo el flujo mínimo por diseño de la fase líquida, aunque esto difiere

con la condición de la mejoría de transferencia con el aumento de L . Para el flujo máximo de la fase líquida por diseño, se necesitaría de 811,87 % al flujo másico de inundación, por lo que no podría alcanzarse el equilibrio.

No se alcanzó el dominio por medios convectivos para este proceso ($Sh=0,3319$); los N_{iOG} encontrados fueron muy bajos y por el contrario H_{iOL} muy elevadas. Para el sistema de desorción no se apreciaron cambios notables en los coeficientes y fluxes, ya que el flujo de la fase gaseosa no fue modificado durante la experimentación. Se deja propuesta una práctica de laboratorio, también un manual de operación y mantenimiento preventivo y correctivo. El costo total para la construcción del equipo fue de Q 36 692,78 incluyendo honorarios. El estudio fue elaborado bajo el Sistema Internacional de Medidas (SI).

Se rechazaron todas las hipótesis nulas estadísticas y se aceptaron las hipótesis alternativas, evaluadas con el método de análisis de varianza (ANOVA) de un solo factor a un 5 % de nivel de significancia.

OBJETIVOS

General

Diseñar, construir y poner en marcha un intercambiador de masa de película húmeda en el laboratorio de operaciones unitarias Dr. Pedro Solé Castellanos de la escuela de Ingeniería Química de la Facultad de Ingeniería

Específicos

1. Determinar los parámetros de diseño y operación necesarios para la construcción de la unidad.
2. Construir el equipo dentro de las instalaciones bajo los parámetros previamente establecidos.
3. Realizar las pruebas de funcionamiento necesarias para comprobar el desempeño del equipo.
4. Elaborar un manual específico de operación y mantenimiento correctivo/preventivo de la unidad.
5. Proponer una práctica de laboratorio del equipo para futuros estudiantes.

HIPÓTESIS

Hipótesis conceptuales

1. Las pérdidas de energía en la fase gaseosa en el equipo están asociadas con el aumento de la velocidad superficial de masa de L con G constante.
2. El flux de TDM en el proceso de absorción tiene una relación directa con el aumento de la velocidad superficial de masa de L con G constante.
3. El flux de TDM en el proceso de desorción tiene una relación directa con aumento de la velocidad superficial de masa de L con G constante.

Hipótesis estadísticas

1. Para las pérdidas de energía en la unidad:

H_0 : las medias de caídas de presión correspondientes a cada ajuste L/G son iguales. (el cambio de L , con G constante, no tiene ningún efecto significativo sobre las pérdidas de energía en la unidad).

H_1 : alguna o algunas medias de las caídas de presión correspondientes a cada ajuste L/G son diferentes (el cambio de L , con G constante, tiene efecto significativo sobre las pérdidas de energía en la unidad).

2. Para el diferencial de fracción molar de oxígeno disuelto en la fase líquida en el proceso:

H_o : las medias del diferencial de las fracciones molares de oxígeno disuelto en la fase líquida (entrada y salida) correspondientes a cada ajuste L/G son iguales (el cambio de L , con G constante, no tiene ningún efecto significativo sobre el diferencial de entrada y salida de oxígeno disuelto en el proceso).

H_1 : alguna o algunas medias del diferencial de las fracciones molares de oxígeno disuelto en la fase líquida (entrada y salida) correspondientes a cada ajuste L/G son diferentes (el cambio de L , con G constante, tiene efecto significativo sobre el diferencial de entrada y salida de oxígeno disuelto en el proceso).

3. Para la temperatura de bulbo seco en el proceso:

H_o : las medias de las temperaturas de bulbo seco correspondientes a cada ajuste L/G son iguales (el cambio de L , con G constante, no tiene ningún efecto significativo sobre las temperaturas de bulbo seco en el proceso).

H_1 : alguna o algunas medias de las temperaturas de bulbo seco correspondientes a cada ajuste L/G son diferentes (el cambio de L , con G constante, tiene efecto significativo sobre las temperaturas de bulbo seco en el proceso).

4. Para la temperatura de bulbo húmedo en el proceso:

H_o : las medias de las temperaturas de bulbo húmedo correspondientes a cada ajuste L/G son iguales (el cambio de L , con G constante, no tiene ningún efecto significativo sobre las temperaturas de bulbo húmedo en el proceso).

H_1 : alguna o algunas medias de las temperaturas de bulbo húmedo correspondientes a cada ajuste L/G son diferentes (el cambio de L , con G constante, tiene efecto significativo sobre las temperaturas de bulbo húmedo en el proceso).

INTRODUCCIÓN

El estudio de la transferencia de masa ha sido de interés por muchos años en el ámbito de la Ingeniería. El comportamiento en el interior de tubos circulares entre fluidos no ha sido la excepción, especialmente para la separación de componentes en una corriente de gas o líquido. Muchos adelantos se han descubierto a raíz de la construcción de torres que han ayudado a dichos estudios. Una torre de pared mojada es un equipo muy utilizado para la demostración e investigación de diferentes fenómenos ocurridos en la transferencia de masa en régimen turbulento. Han sido de gran utilidad para la construcción de torres empacadas a nivel industrial. La torre de pared mojada consta de un tubo de diámetro conocido vertical, en donde se hace pasar un líquido, por acción de la fuerza de gravedad. En forma de película descendente en las paredes interiores del tubo desde la parte superior, un gas inerte entra a la misma vez desde la parte inferior del equipo y a contracorriente. Da como resultado un contacto directo entre los dos fluidos, con una muy baja caída de presión en el equipo. En este proceso se puede medir fácilmente la interfase, y de esta manera también ser controlada y así estudiar los coeficientes de transferencia de masa, todo en un estado permanente.

Varias teorías han surgido para la explicación de la transferencia de masa de convección forzada, principalmente la teoría de la doble película y teoría de la doble resistencia, que son tomadas en consideración para las bases teóricas. El coeficiente de transferencia "k" depende de la capacidad del sistema para la separación del soluto en la fase líquida, soluble en la fase gaseosa, al igual que las características físicas en el flujo de gas o líquido (estado turbulento o laminar),

la naturaleza química de los fluidos para su transferencia, el área de contacto entre las dos fases, entre otros.

1. ANTECEDENTES

En el estudio de transferencia de masa se han manifestado diferentes aportaciones, como se describe a continuación:

En el año 2007, se hizo un trabajo especial de grado llamado: *Diseño, construcción y puesta en marcha de equipos para la determinación de difusividades y coeficientes individuales de transferencia de masa*. Fue un Estudio realizado en la Universidad Central de Venezuela, para optar al título de Ingeniero Químico. En este estudio se construyeron tres equipos para el análisis de la difusividad y transferencia de masa por convección, enfocado principalmente en la parte de la construcción de una torre de pared mojada. Los resultados del estudio para la parte de la torre fueron los siguientes: la torre no se pudo utilizar 9 cm x 150 cm, por falta de distribuidor de fondo de ese diámetro; tampoco se pudo poner en marcha una torre de dimensiones de 2,54 cm x 150 cm. En este caso, no se pudo controlar bien la caída de la película descendente, al final, se utilizó una torre de 5 cm x 100 cm, en donde el coeficiente de transferencia de masa agua-aire con la ecuación de Sherwood en promedio fue de: $2,36 \text{ E-4 Kmol/m}^2\text{-s-F molar}$, con un error promedio de 26,33 %.¹

“En el año 2005, se elaboró un estudio llamado: *Diseño y evaluación de una torre empacada de desorción* en la Universidad Central de Venezuela. En dicho trabajo se llevó a cabo métodos para la selección de diferentes empaques para la torre, en donde existe una mejor transferencia de masa, y hace referencia a diferentes ecuaciones para el fenómeno de desorción del H₂S al gas”.²

En el Departamento de Química Técnica, de la Facultad de Química, ubicada en la Universidad de Barcelona, se publicó un estudio llamado: *Diseño de columnas de paredes mojadas*, realizado por J. Gutiérrez, C. Mans y J. Costa, en donde se hace referencia a los diferentes diseños de las secciones verticales

¹ TORRES, Héctor. *Diseño, construcción y puesta en marcha de equipos para la determinación de difusividades y coeficientes individuales de transferencia de masa*. p. 25.

² FERNÁNDEZ, José y CHEN, William. *Diseño y evaluación de una torre empacada de desorción. Parcial de transferencia de masa*. p. 35.

para la caída del líquido como película descendente. Hace énfasis también a la elección del diámetro del tubo, así como la circulación turbulenta y laminar del líquido por las paredes³.

En el año 2004, se publicó un artículo en la revista No. 419, llamada Ingeniería Química, cuyo tema fue: Construcción y pruebas en una torre de paredes mojadas, presentado por M.S. Suárez – García y P. Susial, artículo realizado en la Escuela Técnica Superior de Ingenieros Industriales, Las Palmas de Gran Canaria. En dicho artículo se describen las bases para la construcción y pruebas de una torre de pared mojada, una parte teórica referente a la interfase, así como el cálculo del coeficiente convectivo, una sección experimental, el proceso operativo y la forma de determinar el flujo máximo o flujo adecuado del líquido y gas en el proceso.⁴

En el año 1997, se elaboró un trabajo de graduación para optar al título de ingeniero químico, llamado: *Montaje de una torre de paredes mojadas para realizar prácticas de transferencia de masa* en la Universidad del Valle de Guatemala, Departamento de Ingeniería Química. En el estudio se plantea todo lo relacionado al diseño y construcción de una torre de paredes mojadas, se detallaron también las pruebas que se necesitaron para comprobar su funcionamiento. Se concluyó sobre varios aspectos, que son de mucha utilidad para el estudio: se comprobó el proyecto de la construcción fue viable, hablando en términos de estudio de los coeficientes, se determinó un factor de fricción de forma de $K=11$. Para calcular en coeficiente de transferencia de masa, se obtuvieron varios errores, como la precisión de los termómetros y variación en el

³ GUTIÉRREZ, José.; MANS, Claudi.; COSTA, José. *Diseño de columnas de paredes mojadas*. p. 1.

⁴ SUÁREZ-GARCÍA; Susial, P. *Construcción y pruebas en una torre de paredes mojadas*. http://www.researchgate.net/publication/275018818_Construccion_y_Pruebas_en_una_Torre_de_Paredes_Mojadas, pp. 102-109.

área de transferencia. De 0,128 a 0,175 mm fue el intervalo de el espesor efectivo de película (Z_f), la altura de unidades de transferencia varió de 0,55 a 0,72 m de altura, el número de unidades de transferencia varió de 2,4 a 3,3, el costo de la torre fue de Q 9 073,30, incluyendo costos de ingeniería e instalación, que fue de 30 % sobre el total de costos de materiales.⁵

⁵ RAMOS, Jorge. *Montaje de una torre de paredes mojadas para realizar prácticas de transferencia de masa*. p. 15.

2. MARCO TEÓRICO

2.1. Transferencia de masa

La transferencia de materia es, en pocas palabras, un movimiento molecular de una especie A, que se difunde a través de una especie o mezcla, donde existe una diferencia de concentración de A. A este fenómeno también se le conoce como transporte de materia, parte fundamental de la carrera de ingeniería química, ya que constituye uno de los tres fenómenos de transporte que son de suma importancia para la aplicación práctica de la carrera. Todos los días estamos sometidos a este tipo de fenómeno de una forma cotidiana, por ejemplo: un terrón de azúcar en una taza de café negro se disuelve finalmente y después se difunde de manera uniforme en el café. El agua se evapora de los estanques, incrementa la humedad de la corriente de aire que pasa por el lugar. Del perfume emana una agradable fragancia, que se esparce por la atmósfera circundante. Procesos tan sencillos como una gota de tinta en un vaso con agua, o la respiración humana, son procesos de flujo molecular.

A nivel industrial, también es de suma utilidad este fenómeno. En algunos procesos controlados e incluso automatizados se cumple la ley de Fick de transferencia de masa, así como la ley de Fourier o Newton describen la trayectoria de la transferencia de calor y masa, respectivamente. La ley de Fick relaciona la difusión de los compuestos y el cambio de concentración. Algunos ejemplos de transferencia de masa a nivel industrial son la remoción de materiales contaminantes de las corrientes de descarga de los gases del agua contaminada, la difusión de neutrones dentro de los reactores nucleares, la difusión de sustancias que los poros del carbón activado absorben, la rapidez de las reacciones químicas catalizadas y biológicas, así como el acondicionamiento del aire, son ejemplos típicos.⁶

La transferencia de masa existe durante tiempo atrás, principalmente para diferentes procesos que implican cambios en identidad (reacción química) o simplemente en aspectos físicos, como la concentración de disoluciones o mezclas.

⁶ WELTY, James; WICKS, Charles; WILSON, Robert. *Fundamentos de transferencia de momento, calor y masa*. p. 533.

Existen varias operaciones que implican transferencia de masa en diferentes fases o estados. A continuación, se describen algunas de estas operaciones según su clasificación:

2.2. Contacto directo de dos fases inmiscibles

Esta categoría es la más importante de todas e incluye a la mayoría de operaciones de transferencia de masa. En este caso, se aprovecha la circunstancia de que, con muy pocas excepciones, las composiciones de las fases son distintas en un sistema de dos fases de varios componentes en el equilibrio. Los diversos componentes están distribuidos en forma distinta entre las fases. En algunos casos, la separación lograda de esta manera, proporciona inmediatamente una sustancia pura, debido a que una de las fases en equilibrio sólo contiene un componente. En las operaciones de transferencia de masa, ninguna de las fases en el equilibrio consta de un único componente. Por ello, cuando inicialmente se ponen en contacto las dos fases, no constan (excepto en forma casual) de la composición que tienen en el equilibrio. Entonces, el sistema trata de alcanzar el equilibrio mediante un movimiento de difusión relativamente lento de los componentes, los cuales se transfieren parcialmente entre las fases en el proceso. Por tanto, las separaciones nunca se completan, aunque, como se mostrará, pueden llevarse tanto como se desee hacia la terminación (pero no totalmente) mediante manipulaciones apropiadas.

- Contacto interfacial gas-gas: puesto que, con pocas excepciones, todos los gases son completamente solubles entre sí, esta categoría no se realiza prácticamente.
- Contacto interfacial gas-líquido: si todos los componentes del sistema se distribuyen entre las fases en el equilibrio, la operación se conoce como destilación fraccionada (o con frecuencia, simplemente como destilación). En este caso, la fase gaseosa se crea a partir del líquido por calentamiento; o a la inversa, el líquido se crea a partir del gas por eliminación de calor. Por ejemplo, si parcialmente se evapora por calentamiento una solución líquida de ácido acético y agua, se descubre que la nueva fase vapor creada y el líquido residual contienen ácido acético y agua, pero que sus proporciones en el equilibrio son diferentes de aquellas en las dos fases y diferentes, también, de aquellas en la solución original. Si se separa mecánicamente el vapor del líquido y se condensa, se obtienen dos soluciones: una rica en ácido acético y otra en agua. En esta forma se ha conseguido cierto grado de separación de los componentes originales.

En esta categoría se relacionan varios procesos de transferencia. Algunas torres que sirven para deshumidificación o humidificación, dependen del contacto entre estas dos fases; algunas dependen de la trayectoria del compuesto de interés de una fase a otra. Por ejemplo, si el compuesto se transfiere de la fase gaseosa a la fase líquida se conoce como el nombre de absorción; en la desorción ocurre lo contrario en cuanto al movimiento del compuesto. Una torre o columna de pared

mojada es un claro ejemplo de este tipo de proceso, contacto gas-líquido, equipo el cual será descrito más adelante.

- Contacto interfacial gas-sólido: si se va a evaporar parcialmente una solución sólida sin la aparición de una fase líquida, la nueva fase de vapor formada y el sólido residual contienen todos los componentes originales, pero en proporciones diferentes; la operación se llama entonces sublimación fraccionada. Al igual que en la destilación, las composiciones finales se establecen por la Inter difusión de los componentes entre las fases. Aun cuando esta operación es teóricamente posible, prácticamente no es común, debido a la poca conveniencia de trabajar de esta manera con fases sólidas.

Sin embargo, puede suceder que no todos los componentes estén presentes en las dos fases. Si un sólido humedecido con un líquido volátil se expone a un gas relativamente seco, el líquido abandona el sólido y se difunde en el gas, operación que algunas veces se conoce como secado y otras como desorción. Un ejemplo casero es el secado de ropa por exposición al aire; en muchos casos, el homólogo industrial es el secado de madera o la eliminación de humedad de una "torta de filtrado" húmeda por exposición a aire seco. En este caso, la difusión es, por supuesto, de la fase sólida a la gaseosa. Si la difusión tiene lugar en el sentido opuesto, la operación se conoce como adsorción.

- Contacto interfacial líquido-líquido: la separación en la que interviene el contacto entre dos fases líquidas insolubles se conoce como operaciones de extracción líquida. Un ejemplo sencillo, que resulta bastante familiar, es el procedimiento siguiente: si se agita una solución de acetona-agua con tetracloruro de carbono en un embudo de separación y se dejan asentar los líquidos, gran parte de la acetona se encontrará en la fase rica en tetracloruro de carbono, y, por tanto, se habrá separado del agua. También se habrá disuelto una pequeña cantidad del agua en el tetracloruro de carbono y una pequeña cantidad de éste habrá pasado a la capa acuosa.
- Contacto interfacial líquido-sólido: Cuando todos los componentes están presentes en las dos fases en el equilibrio, la operación se llama cristalización fraccionada. Tal vez los ejemplos más interesantes, sean las técnicas especiales de refinamiento zonal, que se utiliza para obtener metales, así como semiconductores ultrapuros y de cristalización aductiva, en donde la sustancia, la urea, por ejemplo, forma una red cristalina que puede atrapar selectivamente largas moléculas de cadena sencilla, pero excluye a las moléculas ramificadas.

Son más frecuentes los casos en que las fases son soluciones (o mezclas) que contienen un único componente en común. La disolución selectiva de un componente en una mezcla sólida mediante un disolvente líquido se llama lixiviación o, algunas veces, extracción por disolventes.

- Contacto interfacial sólido-sólido: Debido a las extraordinariamente lentas velocidades de difusión entre fases sólidas, no existen operaciones industriales de separación dentro de esta categoría.⁷

⁷ TREYBAL, E. Robert. *Operaciones de transferencia de masa*. p. 2-5.

2.3. Primera ley de Fick

Las leyes de transferencia de masa ponen de manifiesto la relación entre el flujo de la sustancia que se está difundiendo y el gradiente de concentración responsable de esta transferencia de masa. Desafortunadamente, la descripción cuantitativa de la difusión molecular es considerablemente más compleja que las descripciones análogas correspondientes a la transferencia molecular de momento y energía que tienen lugar en una fase de una componente.

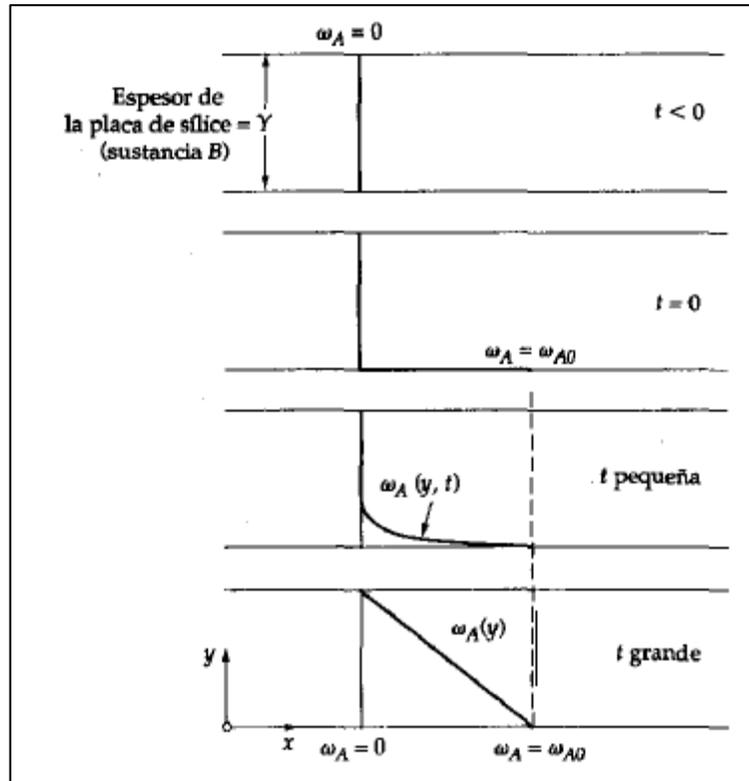
Como la transferencia de masa o difusión, como se le llama también, ocurre solamente en mezclas, su evaluación debe incluir un examen del efecto de todas las componentes. Por ejemplo, a menudo se desea conocer la rapidez de difusión de una componente específica relacionada con la velocidad de la mezcla en la cual se está moviendo. Como cada una de las componentes puede poseer una movilidad diferente, la velocidad de la mezcla debe evaluarse promediando las velocidades de todas las componentes que se encuentren presentes⁸.

Considérese una delgada lámina horizontal de sílice fundido de área A y espesor Y . Supóngase que inicialmente (para el instante $t < 0$) ambas superficies horizontales de la lámina están en contacto con el aire, que consideramos como completamente insoluble en sílice. En el instante $t = 0$, el aire que está por debajo de la lámina se sustituye repentinamente por helio puro, que es sensiblemente soluble en sílice. El helio penetra lentamente en la lámina debido a su movimiento molecular y finalmente aparece en el gas superior. Este transporte molecular de una sustancia con respecto a otra se denomina difusión (también se conoce como difusión de materia, difusión de concentración o difusión ordinaria). El aire que está arriba de la lámina se sustituye rápidamente, de modo que ahí no hay acumulación notoria de helio. Entonces se tiene la situación que se representa en la figura 1; en este sistema, el helio se denomina especie A y la sílice, especie B . La concentración estará dada por las fracciones de masa w_A y w_B . La fracción de masa w_A es la masa de helio dividida entre la masa de helio más la masa de la sílice en un elemento de volumen microscópico dado. La fracción de masa w_B se define de manera semejante.⁹

⁸ WELTY, R. James; WICKS, E. Charles; WILSON, E. Robert. *Fundamentos de transferencia de momento, calor y masa*. p. 535.

⁹ BIRD, Byron; STEWART, Warren; LIGHTFOOT, Edwin. *Fenómenos de transporte*. p. 600.

Figura 1. **Formación del perfil de concentración en estado estacionario para la difusión del helio (sustancia A), a través de sílice fundido (sustancia B)**



Fuente: BIRD, Byron; STEWART, Warren; LIGHTFOOT, Edwin. *Fenómenos de transporte*. p. 600.

Para t menor que cero, la fracción de masa de helio, w_A , es igual a cero en todas partes. Para tiempo t mayor que cero, en la superficie inferior, $y=0$, la fracción de masa del helio es igual a w_{A0} . Esta última cantidad es la solubilidad del helio en sílice, expresada como una fracción de masa, justo en el interior del sólido. A medida que transcurre el tiempo se desarrolla el perfil de fracción de masa, con $w_A=w_{A0}$ en la superficie inferior de la lámina y $w_A=0$ en la superficie superior de esta. El perfil tiende hacia una línea recta con el aumento de t . En

estado estacionario, se encontró que el flujo de masa w_{Ay} del helio en la dirección y positiva puede describirse hasta una muy buena aproximación por medio de:

$$\frac{w_{Ay}}{A} = \rho D_{AB} \frac{\omega_{A0} - 0}{Y} \quad [\text{Ec.1}]$$

Es decir, la velocidad de flujo de masa del helio por unidad de área (o densidad de flujo de masa) es proporcional a la diferencia de fracción de masa dividida entre el espesor de la lámina. Aquí ρ es la densidad del sistema sílice-helio, y el factor de proporcionalidad D_{AB} es la difusividad del mismo sistema. Ahora volvemos a escribir la ecuación 17.1-1 para un elemento diferencial en el interior de la placa:

$$j_{Ay} = -\rho D_{AB} \frac{d\omega_A}{dy} \quad [\text{Ec. 2}]$$

Aquí $\frac{w_{Ay}}{A}$ se ha sustituido por j_{Ay} , la densidad de flujo molecular de materia en masa del helio en la dirección “y” positiva. Nótese que el primer subíndice, A, designa la especie química (en este caso helio) y que el segundo índice indica la dirección en el que se lleva a cabo el transporte por difusión (en este caso la dirección “y”). La ecuación 17.1-2 es la forma unidimensional de la primera ley de Fick de la difusión. Es válida para cualquier solución binaria sólida, líquida o gaseosa, en el supuesto de que j_{Ay} se defina como la densidad de flujo de materia en masa con respecto a la velocidad de mezcla v_y . Para el sistema que se analiza en la figura 1, el helio se mueve con mucha lentitud y su concentración es muy pequeña, de modo que v_y es diferente de cero, pero despreciable, durante el proceso de difusión. En general, para una mezcla binaria.

$$v_y = \omega_A v_{Ay} + \omega_B v_{By} \quad [\text{Ec. 3}]$$

Así, v es un promedio en el que las velocidades de las especies, v_A y v_B , se ponderan según las fracciones de masa. Este tipo de velocidad se denomina velocidad media de masa. La velocidad v_A de la especie no es la velocidad molecular instantánea de una molécula de A, sino más bien la media aritmética de las velocidades de todas las moléculas de A en el interior de un elemento de volumen pequeño. Así, la densidad de flujo de masa j_{Ay} se define, en general, como:

$$j_{Ay} = \rho \omega_A (v_{Ay} - v_y) \quad [\text{Ec. 4}]$$

La densidad de flujo de materia de B se define de manera semejante. A medida que las dos especies químicas se interdifunden, localmente hay un desplazamiento del centro de masa en la dirección y y si los pesos moleculares de A y B son diferentes. Las densidades de flujo de masa j_{Ay} y j_{By} se definen de manera que $j_{Ay} + j_{By} = 0$. En otras palabras, las densidades de flujo j_{Ay} y j_{By} se miden con respecto al movimiento del centro de masa.¹⁰

Si se escriben ecuaciones semejantes a la ecuación 17.1-2 para las direcciones x , y , z y luego se combinan las tres ecuaciones, se obtiene la forma vectorial de la ley de Fick:

$$j_{Aa} = -\rho D_{AB} \nabla \omega_A \quad [\text{Ec. 5}]$$

Para la especie B:

$$j_B = -\rho D_{AB} \nabla \omega_B \quad [\text{Ec. 6}]$$

¹⁰ BIRD, Byron; STEWART, Warren; LIGHTFOOT, Edwin. *Fenómenos de transporte*. p. 601.

En pocas palabras, la ley de Fick para la transferencia de masa depende principalmente de dos factores. Uno de ellos es la difusión molecular, que es la resistencia de las moléculas o naturaleza de ellas para moverse en un medio acuoso, sólido o gaseoso. Las moléculas siempre están en movimiento (para facilitar la difusión, que también depende de la presión y temperatura) al igual que el factor del cambio de concentración en el proceso de difusión. Una forma de apreciar la ley de Fick de un modo sencillo es la siguiente: la cantidad o flujo de moléculas que atraviesan una determinada área, en una determinada dirección, que son impulsadas por un cambio de concentración, que actúa como fuerza motriz.

Para un sistema isotérmico e isobárico y en dirección z tenemos:

$$j_{Az} = -D_{AB} \frac{dc_A}{dz} \quad [\text{Ec. 7}]$$

Groot propuso una relación más general del flujo que no está restringida a un sistema isotérmico o isobárico:

Flujo= - (densidad total) (coeficiente de difusión) (gradiente de concentración)

$$j_A = -cD_{AB} \frac{dy_A}{dz} \quad [\text{Ec. 8}]$$

El decremento de concentración es manifestado por el signo negativo en la ecuación. La difusividad depende mucho del tipo de compuesto, la temperatura, presión y concentración, así como del entorno en donde se difunde. C es constante bajo condiciones isotérmicas e isobáricas. Una expresión equivalente, y que relaciona a la velocidad promedio de la masa, es:

$$j_{A,z} = -\rho D_{AB} \frac{d\omega_A}{dz} \quad [\text{Ec. 9}]$$

Donde $\frac{d\omega_A}{dz}$ es el gradiente de concentración en función de la fracción de masa. Cuando la densidad es constante, la relación se simplifica:

$$j_{A,z} = -D_{AB} \frac{d\rho_A}{dz} \quad [\text{Ec. 10}]$$

En un sistema binario con una velocidad media constante en la dirección de z, el flujo molar en la dirección de z, relativo a la velocidad molar media también se puede expresar de la manera siguiente:

$$j_{A,z} = c_A (v_{A,z} - V_z) \quad [\text{Ec. 11}]$$

Si se igualan las expresiones 24-16 y 24-18, se obtiene:

$$j_{A,z} = c_A (v_{A,z} - V_z) = -c D_{AB} \frac{dy_A}{dz} \quad [\text{Ec. 12}]$$

Al reordenarlos:

$$c_A v_{A,z} = -c D_{AB} \frac{dy_A}{dz} + c_A V_z \quad [\text{Ec. 13}]$$

Se puede evaluar V_z para este sistema binario, por medio de la ecuación 24-14 de Welty, Wicks:

$$V_z = \frac{1}{c}(c_A v_{A,z} + c_B v_{B,z})$$

$$c_A V_z = y_A (c_A v_{A,z} + c_B v_{B,z})$$

[Ec. 14, 15]

Al sustituir esta expresión en la relación que se tenía, se obtiene:

$$c_A v_{A,z} = -cD_{AB} \frac{dy_A}{dz} + y_A (c_A v_{A,z} + c_B v_{B,z})$$

[Ec. 16]

Como v_{Az} y v_{Bz} son velocidades relativas al eje fijo z, las cantidades c_A , v_{Az} y c_B , v_{Bz} , son flujos de las componentes A y B con relación al eje de coordenadas z. Así se simboliza este tipo de flujo, relativo a un conjunto de ejes estacionarios:

$$N_A = c_A v_A$$

[Ec. 17]

$$N_B = c_B v_B$$

[Ec. 18]

“Al sustituir estos símbolos en la ecuación 24-19, se obtiene una relación que corresponde al flujo de la componente A, relativa al eje z”.¹¹

$$N_{A,z} = -cD_{AB} \frac{dy_A}{dz} + y_A (N_{A,z} + N_{B,z})$$

[Ec. 19]

Esta ecuación se puede generalizar y escribir de forma vectorial:

¹¹ WELTY, R. James; WICKS, E. Charles; WILSON, E. Robert. *Fundamentos de transferencia de momento, calor y masa*. p. 542.

$$N_A = -cD_{AB}\nabla y_A + y_A(N_A + N_B) \quad [\text{Ec. 20}]$$

Si la especie A se estuviera difundiendo en una mezcla de componentes múltiples, la expresión equivalente a la ecuación anterior quedaría:

$$N_A = -cD_{AB}\nabla y_A + y_A \sum_{i=1}^n N_i \quad [\text{Ec. 21}]$$

Donde:

$$n_A = \rho_A v_A$$

$$n_B = \rho_B v_B$$

$$n_A = -D_{AB}\nabla \rho_A + \omega_A(n_A + n_B) \quad [\text{Ec. 22}]$$

Esto en condiciones isotérmicas e isobáricas.

Las cuatro ecuaciones que definen los flujos J_A , j_A , N_A y n_A son enunciados equivalentes de la ecuación de Fick de la rapidez.

“Para describir el movimiento de un componente se utiliza principalmente: N , que está relacionado con un lugar fijo en el espacio y J , que está relacionado a la velocidad molar promedio de todos los componentes. El primero es importante para el diseño de equipo, el segundo es característico de la naturaleza del componente”.¹²

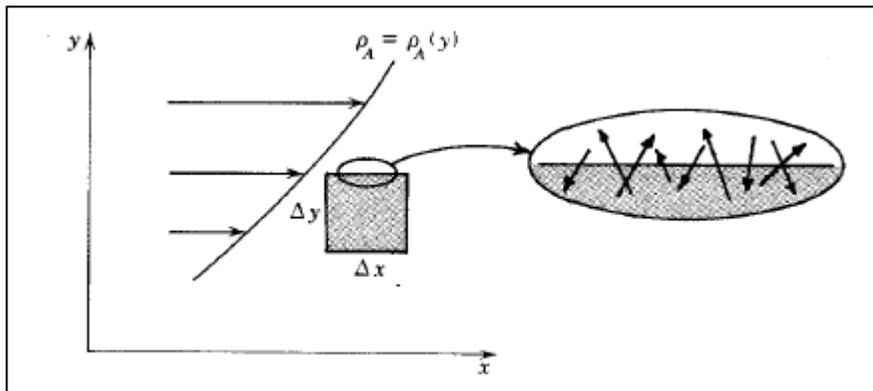
¹² TREYBAL, E. Robert. *Operaciones de transferencia de masa*. p. 25.

2.4. La difusividad en gases con baja densidad

Las expresiones teóricas correspondientes al coeficiente de difusión en las mezclas gaseosas de baja densidad, en función de las propiedades moleculares del sistema, fueron obtenidas por Jeans, Chapman y Sutherland usando la teoría cinética de los gases. Si se utiliza el razonamiento de estos científicos, para explicar los fenómenos de transferencia, se puede examinar el movimiento de las moléculas de gas, y después obtener una expresión que relacione el coeficiente de difusión con las propiedades de los sistemas gaseosos.¹³

Tomando en cuenta un volumen de control, como se aprecia en la figura 2, y suponiendo que el gas no tiene dirección en “x”, por consiguiente, en el eje “y”, se tomará en cuenta que existe un movimiento molecular único en la superficie. Este se interpreta de una manera que existe un flujo de masa que asciende y desciende de igual manera.

Figura 2. **Movimiento molecular en la superficie de un volumen de control**



Fuente: WELTY, R. James; WICKS, E. Charles; WILSON, E. Robert. *Fundamentos de transferencia de momento, calor y masa*. p. 547.

¹³ WELTY, R. James; WICKS, E. Charles; WILSON, E. Robert. *Fundamentos de transferencia de momento, calor y masa*. p. 547.

Como primera aproximación estudiemos un sistema que contenga moléculas de igual tamaño y masa, que posea velocidades medias iguales. Sólo una mezcla gaseosa formada por isótopos del mismo elemento se parecería aproximadamente a este sistema. Si se vuelve a examinar la ecuación obtenida sobre una base microscópica, se puede concluir que el número de moléculas que atraviesa la cara superior desde abajo deber ser igual al número de moléculas que atraviesa esta cara desde arriba. Ya que existe una concentración de la especie A, tal como aparece en la figura 2, se transportarán más moléculas a través de la superficie de control desde arriba, que desde abajo. Esto da como resultado un flujo neto de moléculas de "A" en la dirección de "y".¹⁴

Existe una simplificación bastante aceptable de la ecuación de Hirschfelder, y que predice que la presión afecta inversamente la difusividad, que sirve solamente para presiones menores a 25 atm y a cualquier temperatura, esta corrección es la siguiente:

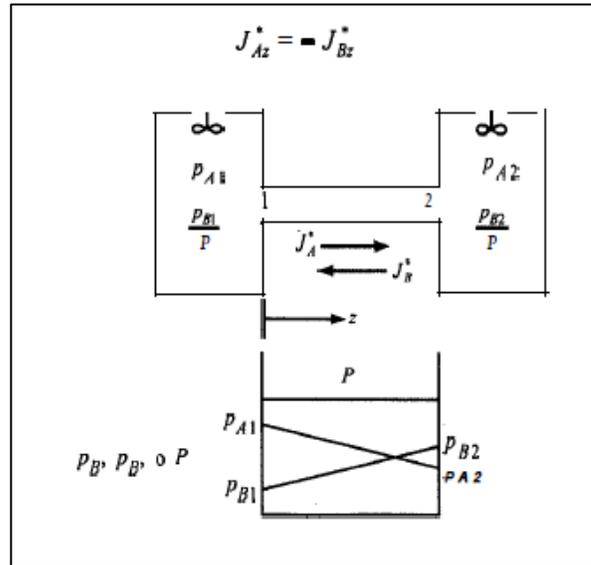
$$D_{ABT_2, P_2} = D_{ABT_1, P_1} \left(\frac{P_1}{P_2} \right) \left(\frac{T_2}{T_1} \right)^{3/2} \frac{\Omega_D |_{T_1}}{\Omega_D |_{T_2}} \quad [\text{Ec. 23}]$$

2.5. Contradifusión equimolar en gases

A continuación, se muestra en la figura 3 la contradifusión equimolar en gases A y B.

¹⁴ WELTY, R. James; WICKS, E. Charles; WILSON, E. Robert. *Fundamentos de transferencia de momento, calor y masa*. p. 548.

Figura 3. **Contradifusión equimolar en gases A y B**



Fuente: GEANKOPLIS, C. J. *Procesos de transporte y operaciones unitarias*. p. 430.

Partiendo de la figura 3, se muestra un diagrama de dos gases, A y B, a presión total constante P , en dos cámaras grandes, conectadas por un tubo que sirve para que se verifique la difusión molecular en estado estacionario. Una agitación en ambas cámaras mantiene uniformes sus concentraciones.

La presión parcial $P_{A1} > P_{A2}$ y $P_{B2} > P_{B1}$. Las moléculas de A se difunden hacia la derecha y las de B hacia la izquierda. Puesto que la presión total P es constante en todo el sistema, los moles netos de A que se difunden hacia la derecha deben ser iguales a los moles netos de B, que lo hacen hacia la izquierda. Si no fuera así, la presión total no se mantendría constante. Esto significa que el subíndice Z se suele omitir cuando la dirección es obvia. Realizando la ley de Fick para B cuando c es constante.¹⁵

$$J_B^* = -D_{BA} \frac{dc_B}{dz} \quad [\text{Ec. 24}]$$

¹⁵ GEANKOPLIS, Christie. *Procesos de transporte y operaciones unitarias*. p. 431.

Ahora bien, puesto que $P = P_A + P_B = \text{constante}$, se tiene,

$$c = c_A + c_B \quad [\text{Ec. 25}]$$

Diferenciando ambos lados,

$$dc_A = -dc_B \quad [\text{Ec. 26}]$$

Igualando ecuaciones de ley de Fick para la transferencia de masa,

$$J_A^* = -D_{AB} \frac{dc_A}{dz} = J_B^* = -(-)D_{BA} \frac{dc_B}{dz} \quad [\text{Ec. 27}]$$

Se sustituye la ecuación (6.2-4) en la (6.2-5) y se cancelan los términos iguales,

$$D_{AB} = D_{BA} \quad [\text{Ec. 28}]$$

“Esto demuestra que, para una mezcla gaseosa binaria de A y B, el coeficiente de difusividad D_{AB} para la difusión de A en B es igual a D_{BA} para la difusión de B en A”.¹⁶

2.6. Transferencia de masa por convección en una sola fase

La transferencia de masa debida a la convección consiste en la transferencia entre un fluido en movimiento y una superficie o entre dos fluidos en movimiento, relativamente no miscibles. Este modo de transferencia depende tanto de las

¹⁶ GEANKOPLIS, Christie. *Procesos de transporte y operaciones unitarias*. p. 431.

propiedades de transferencia como de las características dinámicas del fluido que está fluyendo. Se debe hacer una distinción entre los dos tipos de flujo, tal como se hizo en el caso de la transferencia convectiva de calor. Cuando una bomba u otro aparato semejante ocasiona el movimiento del fluido, el proceso se llama *convección forzada*. Si el movimiento del fluido se debe a una diferencia de densidades, que puede haber surgido como resultado de una concentración o de una diferencia de temperatura, el proceso se llama convección libre o natural.¹⁷

La analogía entre la ley de enfriamiento de Newton y la transferencia de masa convectiva es la siguiente:

$$N_A = k_c \Delta c_A \quad [\text{Ec. 29}]$$

A diferencia del transporte de materia por medio molecular, esta ecuación representa gran parte de fluidos turbulentos, en donde la incidencia de una interfase es importante durante el proceso; no obstante, K_c es fundamental para el estudio convectivo de masa, así como el coeficiente convectivo de transferencia de calor es de suma importancia en transferencia de calor.

Como se hizo en el caso de la transferencia de masa molecular, la transferencia convectiva de masa, la transferencia se lleva a cabo en la dirección de una concentración decreciente. La ecuación anterior define el coeficiente K_c en función del flujo de masa y la diferencia de concentración desde el principio hasta el final de la trayectoria de difusión. Por lo tanto, el coeficiente incluye las características de las regiones de flujos laminar y turbulento del fluido, en cualesquiera proporciones en las que se encuentren. En general, K_c es una función de la geometría del sistema, las propiedades del fluido del flujo y la diferencia de concentración (diferencial de concentración). Puede recordarse, a partir de la experiencia que se ha tenido con fluidos que circulan alrededor de una superficie, que siempre hay una capa, a veces extremadamente delgada, cercana a la superficie, donde el flujo es laminar y las partículas próximas a la frontera sólida se encuentran en reposo. Como esto siempre se cumple, el mecanismo de transferencia de masa entre una superficie y un fluido debe incluir una transferencia de masa molecular a través de las capas estancadas y laminar de fluido. La resistencia que controla la transferencia convectiva de masa es, a menudo, el resultado de esta "película" de fluido y el coeficiente K_c se llama, de acuerdo con esto, coeficiente de la película. Es importante para el estudiante percatarse de la estrecha similitud entre el coeficiente de transferencia convectiva de calor y de masa. Esto, de inmediato, sugiere el hecho de que las técnicas desarrolladas para

¹⁷ WELTY, R. James; WICKS, E. Charles; WILSON, E. Robert. *Fundamentos de transferencia de momento, calor y masa*. p. 562.

la evaluación del coeficiente de transferencia convectiva de calor se pueden aplicar a la transferencia convectiva de masa.¹⁸

Para que el fluido tenga un flujo convectivo, se requiere que pase sobre otro en el que sea inmiscible, o sobre una superficie sólida. Un ejemplo es el fluido de una tubería, donde parte de la pared de la tubería está recubierta de un material sólido de disolución lenta, como el ácido benzoico. Este se disuelve y se transporta perpendicularmente a la corriente principal desde la pared. Cuando un fluido tiene flujo turbulento y pasa sobre una superficie, no es posible describir la velocidad real de las partículas pequeñas del mismo con la misma claridad que en el flujo laminar. En el flujo laminar, el fluido circula con una trayectoria más o menos recta y su comportamiento puede describirse por medios matemáticos. No obstante, en el movimiento turbulento no hay corrientes rectas, sino que se forman grandes remolinos o “paquetes” de fluido que se desplazan de forma desordenada. Cuando un soluto A se disuelve en una superficie, hay gran concentración del mismo en el fluido que está en la superficie, y en general, esta concentración disminuye a medida que aumenta la distancia a la pared. Sin embargo, las cantidades minúsculas de porciones de fluido adyacentes no siempre tienen concentraciones parecidas. Esto se debe a que los remolinos que contienen soluto se mueven con rapidez de una parte de fluido a otra, transfiriendo cantidades relativamente grandes de soluto. Esta difusión turbulenta (o transferencia de remolinos) es muy rápida en comparación con la transferencia molecular.¹⁹

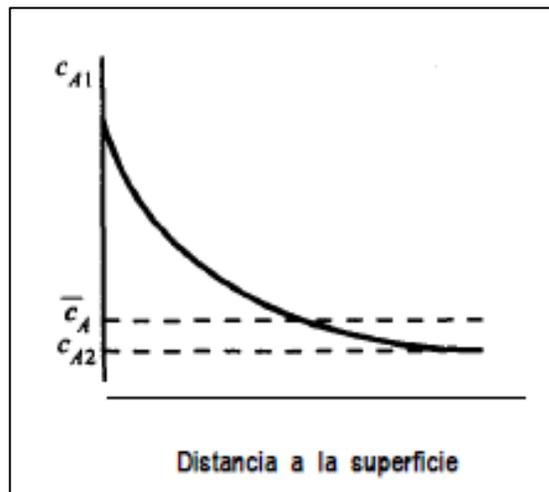
Se puede visualizar tres regiones de transferencia de masa. En la primera, adyacente a la superficie, existe una subcapa delgada en forma de película viscosa. La mayor parte de la transferencia de masa se verifica por difusión molecular, puesto que hay pocos o ningún remolino presente. Como resultado de la lentitud de difusión, se produce una gran caída de concentración a través de esta película. La región de transición o reguladora se encuentra adyacente a la primera zona. Aquí hay algunos remolinos y la transferencia de masa es la suma de la difusión turbulenta más la molecular. Hay entonces una transición gradual en esta región entre una transferencia que se verifica principalmente por difusión molecular en un extremo hasta la que es de tipo turbulento, en el extremo opuesto. En la región turbulenta adyacente a la de transición, la mayor parte de la transferencia ocurre por difusión turbulenta, con una porción pequeña causada

¹⁸ WELTY, R. James; WICKS, E. Charles; WILSON, E. Robert. *Fundamentos de transferencia de momento, calor y masa*. p. 563.

¹⁹ GEANKOPLIS, Christie. *Procesos de transporte y operaciones unitarias*. p. 482.

por difusión molecular. La disminución de concentración es muy pequeña, pues los remolinos tienden a mantener la concentración uniforme.

Figura 4. **Perfil de concentración de una superficie a un fluido en régimen turbulento**



Fuente: GEANKOPLIS, C. J. *Procesos de transporte y operaciones unitarias*. p. 482.

En la figura 4 se muestra la gráfica típica de transferencia de masa para la disolución de un sólido desde una superficie en un fluido turbulento que circula por un ducto. La caída o disminución de concentración desde C_{A1} , en la zona adyacente a la superficie, es muy abrupta en las regiones cercanas y después se nivela. Esta curva es semejante a las formas que se presentan para la transferencia de calor y momento lineal. Se incluye la concentración mezclada o promedio \bar{C}_A , que es ligeramente superior a la mínima C_{A2} .

2.7. Fundamentos sobre la transferencia de masa por convección

La transferencia molecular de masa siempre estará presente y siempre tendrá un papel importante en cualquier proceso de convección. Si el flujo de fluido es laminar, entonces toda la transferencia entre la superficie y el fluido en movimiento se llevará a cabo por medios moleculares. Si, por otra parte, el flujo de fluido es turbulento, habrá un movimiento físico de paquetes de materia a lo largo de las líneas de flujo transportadas por los remolinos presentes en el flujo turbulento. Así como en el caso de la transferencia de calor, a una gran rapidez de transferencia de calor se asocian condiciones turbulentas. La distinción entre los flujos laminar y turbulento será de vital importancia en cualquier situación convectiva.²⁰

La capa límite hidrodinámica tiene un papel muy importante en la transferencia convectiva de masa. También se definirá y analizará una capa límite de concentración que resultará vital para el análisis del proceso de transferencia convectiva de masa. Esta capa es similar, pero no necesariamente del mismo espesor que la capa térmica límite. Cuando la transferencia de masa incluye a un soluto que se disuelve con rapidez constante desde una superficie sólida y después se difunde a un fluido en movimiento, el coeficiente de transferencia convectiva de masa se define así:

$$N_A = k_c (c_{A,s} - c_A) \quad [\text{Ec. 30}]$$

En esta ecuación, el flujo N_A representa los moles de soluto **A** que abandonan la intercara por unidad de tiempo y por unidad de área interfacial. La composición del soluto en el fluido, en la intercara, $c_{A,s}$, es la composición del fluido en equilibrio con el sólido a la temperatura y presión del sistema. La cantidad c_A , representa la composición en algún punto dentro de la fase fluida. Cuando se define la capa límite de la concentración, se puede escoger a c_A como la concentración de la componente **A** en el borde de la capa límite y se le puede

²⁰ WELTY, R. James; WICKS, E. Charles; WILSON, E. Robert. *Fundamentos de transferencia de momento, calor y masa*. p. 658.

llamar $C_{A\infty}$. Si el flujo tuviera lugar en un conducto cerrado, la composición, C_A , podría ser la concentración global o concentración de mezcla homogénea. La composición de mezcla homogénea es la concentración que se mediría si se recogiera y se mezclara perfectamente el flujo en un plano, esto es, se tendría una composición promedio del flujo global. Existen cuatro métodos de evaluación de los coeficientes de transferencia convectiva de masa:

- Análisis dimensional acoplado con experimentos (preguntar sobre análisis dimensional).
- Análisis exacto de capa límite.
- Análisis aproximado de capa límite.
- Analogía entre la transferencia de momento, energía y masa. (ver si se va a usar analogías).

2.8. Los números adimensionales en la transferencia de masa

A continuación, se muestran los números adimensionales en la transferencia de masa.

2.8.1. El número de Reynolds

El número adimensional más importante es el de Reynolds N_{Re} , que indica el grado de turbulencia.

$$N_{Re} = \frac{Lv\rho}{\mu} \quad [\text{Ec. 31}]$$

“Donde L es el diámetro D_p de una esfera, el diámetro D de una tubería o la longitud L de una placa plana. v es la velocidad de masa promedio en una tubería. En un lecho empacado, generalmente se usa la velocidad superficial v' del corte transversal vacío y, algunas veces, se usa $v = v'/\varepsilon$, donde v es la velocidad intersticial y ε es la fracción de espacios huecos del lecho”.²¹

2.8.2. El número de Schmidt

$$N_{Sc} = \frac{\mu}{\rho D_{AB}} \quad [\text{Ec. 32}]$$

La viscosidad μ y la densidad ρ corresponden al flujo real de la mezcla de soluto A y el fluido B. Si la mezcla es diluida, se pueden usar las propiedades de B puro. El número de Prandtl, $C_p \mu / k$, para transferencia de calor, es análogo al número de Schmidt para transferencia de masa. El número de Schmidt es la relación entre el componente cortante de la difusividad μ / ρ y la difusividad de transferencia de masa D_{AB} y relaciona físicamente el espesor relativo de la capa hidrodinámica con la capa límite de transferencia de masa.²²

2.8.3. El número de Sherwood

$$N_{Sh} = k'_c \frac{L}{D_{AB}} = k_c y_{BM} \frac{L}{D_{AB}} = \frac{k'_x}{c} \frac{L}{D_{AB}} = \dots \quad [\text{Ec. 33}]$$

El valor de k_f en la ecuación puede sustituirse por otras equivalencias. El número de Stanton es bastante frecuente

²¹ GEANKOPLIS, Christie. *Procesos de transporte y operaciones unitarias*. p. 488.

²² *Ibíd.*

$$N_{St} = \frac{k'_c}{v} = \frac{k'_y}{G_M} = \frac{k'_G P}{G_M} = \dots \quad [\text{Ec. 34}]$$

Nuevamente, k_f puede sustituirse por diversas funciones: $G_M = v\rho / M_{prom} = v c$. Con frecuencia, el coeficiente de transferencia de masa se correlaciona como un factor adimensional J_D , como sigue.

$$J_D = \frac{k'_c}{v} (N_{Sc})^{2/3} = \frac{k'_G P}{G_M} (N_{Sc})^{2/3} = \dots = \frac{N_{Sh}}{(N_{Re} N_{Sc}^{1/3})} \quad [\text{Ec. 35}]$$

2.9. Transferencia de masa por convección entre dos fases

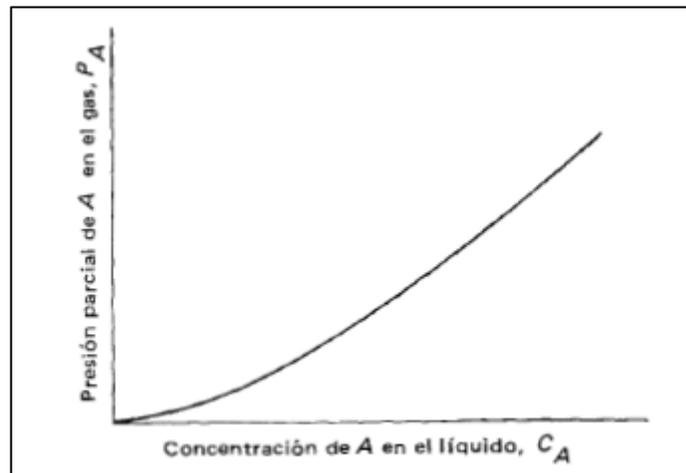
Muchas operaciones de transferencia de masa consisten en la transferencia de material entre dos fases. Estas fases pueden ser: una corriente de gas que hace contacto con un líquido, dos corrientes de gases no miscibles o un fluido circulando alrededor de un sólido.

Es conveniente estudiar las características de equilibrio de un sistema particular y después generalizar los resultados para otros sistemas. Consideremos un sistema de dos fases que incluye un gas en contacto con un líquido. Para estudiar mejor estas características, permitiremos que la composición del sistema inicial incluya aire y amoníaco en la fase gaseosa y solamente agua en fase líquida. Cuando se ponen inicialmente en contacto, el amoníaco se transfiere al agua, en la cual es soluble y el agua se vaporiza y pasa a la fase gaseosa. Si la mezcla de gas y líquido se encuentra dentro de un recipiente isotérmico e isobárico, finalmente se alcanzará un estado de equilibrio dinámico entre ambas fases. Una parte de las moléculas que entran en la fase líquida regresa a la fase gaseosa con una rapidez que depende de la concentración de amoníaco en la fase líquida y la presión de vapor ejercida por el amoníaco de la solución acuosa. En forma semejante, una porción del agua que se vaporiza, pasando a la fase gaseosa se condensa de nuevo regresando a la solución. El equilibrio dinámico está indicado por una concentración constante de amoníaco en la fase líquida y una concentración constante, o presión parcial constante de amoníaco en la fase gaseosa.

Esta condición de equilibrio se puede alterar si se agrega más amoníaco al recipiente isotérmico o isobárico. Después de cierto periodo se alcanzará un nuevo equilibrio dinámico con una concentración de amoníaco diferente en el líquido y una presión parcial de amoníaco distinta en el gas. Lógicamente, se podría continuar agregando amoníaco al sistema, y se alcanzaría cada vez, un nuevo equilibrio. En la figura 5 aparece una curva de equilibrio que muestra la relación entre la concentración del soluto en la fase líquida y la presión parcial del soluto en la fase

gaseosa. Existen muchas formas gráficas de datos de equilibrio, debido a la diversidad de maneras de expresar las concentraciones en cada una de las fases.²³

Figura 5. **Curva de equilibrio del soluto A entre las fase gaseosa y líquida**



Fuente: WELTY, R. James; WICKS, E. Charles; WILSON, E. Robert. *Fundamentos de transferencia de momento, calor y masa*. p. 698.

La transferencia de masa entre fases es importante en la mayor parte de los procesos en los que están incluidos gases y líquidos. Cuando un líquido puro se evapora y se convierte en gas, solo es necesario calcular la transferencia de masa en la fase gaseosa; es decir, la transferencia de masa en la fase de líquido puro no está incluida. Por el contrario, cuando un gas puro se absorbe en un líquido, solo es necesario considerar la transferencia de masa en la fase líquida. En ocasiones, la transferencia de masa en una de las dos fases puede despreciarse, incluso cuando los componentes puros no estén involucrados. Este será el caso en que la resistencia a la transferencia de masa es bastante más elevada en una fase que en la otra. La comprensión de la naturaleza y magnitud de estas resistencias es una de las claves para realizar cálculos confiables de absorción o desorción de gas.

Se ha demostrado experimentalmente que la resistencia en la interfaz es despreciable en la mayoría de los casos de transferencia de masa en los que no se verifica una reacción química, como la absorción de gases comunes del aire en agua y la extracción de solutos orgánicos de una fase a otra. Sin embargo, hay algunas excepciones. Algunos compuestos tensoactivos se pueden concentrar en

²³ WELTY, R. James; WICKS, E. Charles; WILSON, E. Robert. *Fundamentos de transferencia de momento, calor y masa*. p. 698.

la interfaz y le causa a ésta una resistencia que disminuye la difusión de las moléculas de soluto. Las teorías relativas a cuándo se presenta la resistencia en la interfaz son poco confiables y confusas.²⁴

2.10. Análisis dimensional

El análisis dimensional permite predecir diferentes grupos dimensionales que son de gran ayuda para correlacionar los datos de transferencia de masa experimentales. El teorema de Buckingham establece que la relación funcional entre q cantidades o variables cuyas unidades se dan en términos de u unidades fundamentales o dimensiones fundamentales puede escribirse como $(q - u)$ grupos adimensionales.²⁵

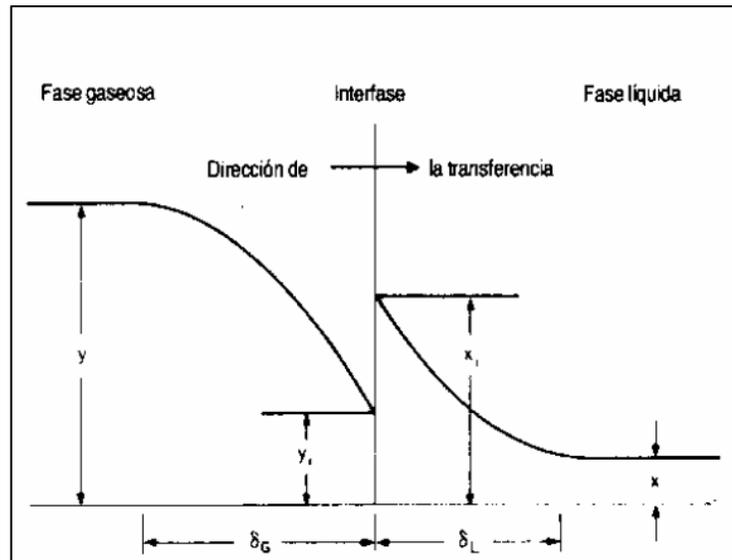
2.11. Sistemas diluidos

Cuando se transfiere material de una fase a otra, a través de la interfase que las separa, la resistencia a la transferencia de masa de una fase a la otra causa un gradiente de concentraciones como el que se observa en la figura 6. Las concentraciones del material que se difunde en las dos fases inmediatamente adyacentes a la interfase son por lo general desiguales. Incluso si se expresan en las mismas unidades, pero también se supone por lo general que están relacionadas entre sí por las leyes del equilibrio termodinámico. Por consiguiente, se supone que se alcanza el equilibrio termodinámico en la interfase gas-líquido casi inmediatamente que entran en contacto el gas y el líquido.

²⁴ GEANKOPLIS, Christie. *Procesos de transporte y operaciones unitarias*. p. 662.

²⁵ *Ibíd.* p. 530.

Figura 6. **Gradientes de concentración cerca de la interfase gas-líquido**



Fuente: PERRY, H. Robert; GREEN, W. Don; MALONEY, O. James. *Manual de Ingeniero Químico*. p. 13.

“Para los sistemas en los que las concentraciones en la fase líquida y gaseosa son diluidas, la velocidad de transferencia se puede expresar por medio de ecuaciones en las que la velocidad de transferencia de masa es proporcional a la diferencia que existe entre la concentración masiva y la concentración en la interfase gas-líquido”.²⁶

2.12. Teoría de las dos resistencias

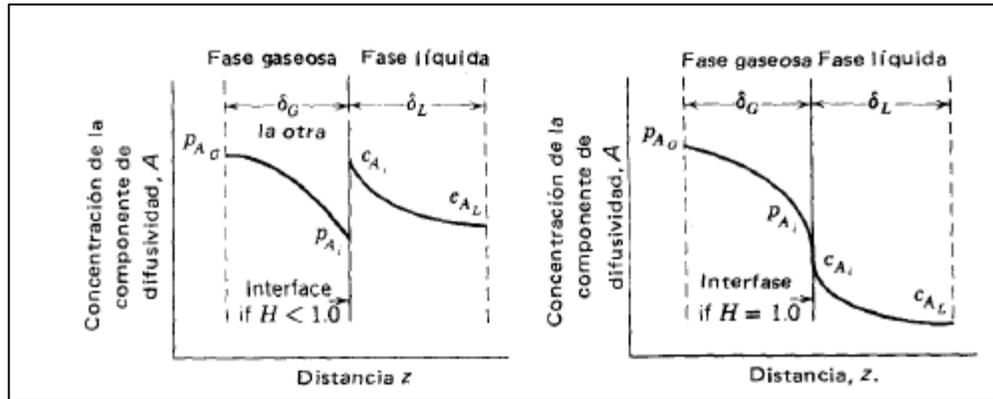
La transferencia interfase de masa incluye tres pasos: la transferencia de masa de las condiciones globales de una fase a la superficie interfacial, la

²⁶ PERRY, H. Robert; GREEN, W. Don; MALONEY, O. James. *Manual de Ingeniero Químico*. p. 14.

transferencia a través de la intercara, a la segunda fase y, finalmente, la transferencia de las condiciones globales de la segunda fase. A menudo se utiliza una teoría de dos resistencias, sugerida por Whitman, para explicar este proceso.

La teoría utiliza dos suposiciones principales: que la rapidez de transferencia de masa entre las dos fases está controlada por la rapidez de difusión a través de las fases que se encuentran en ambos lados de la intercara y que no hay ninguna resistencia a la transferencia de la composición en difusión a través de la intercara. La transferencia de la componente A de la fase gaseosa a la líquida se puede observar gráficamente en la figura 7, con un gradiente de presión parcial de la composición global gaseosa, $P_{A,G}$, a la composición interfacial de gas, $P_{A,i}$, y un gradiente de concentración en el líquido, de C_{AL} . Si no existe resistencia alguna en la superficie interfacial $P_{A,i}$ y $C_{A,i}$ son concentraciones de equilibrio; estos son los valores de la concentración que se obtendrían si las dos fases hubieran estado en contacto durante un periodo infinito de tiempo.

Figura 7. **Gradientes de concentración entre dos fases en contacto**



Fuente: WELTY, R. James; WICKS, E. Charles; WILSON, E. Robert. *Fundamentos de transferencia de momento, calor y masa*. p. 702.

2.13. La teoría de la penetración

En el modelo de la película estacionaria, se supone un régimen permanente en el cual el flujo local a través de un elemento de área es constante; es decir, no hay acumulación de las especies que se difunden dentro de la película. En 1935, Higbie señaló que, a menudo, los contactores industriales operan por medio de contactos breves y repetidos entre las fases, en los cuales los tiempos de contacto son demasiado cortos para lograr el régimen permanente. Por ejemplo, Higbie amplió la teoría de que en una torre empacada el líquido fluye a través de cada empaque en forma laminar y luego se vuelve a mezclar en los puntos de discontinuidad existentes entre los elementos de empaque. Por lo tanto, en la parte superior de cada empaque se forma una superficie fresca de líquido, la cual, a medida que desciende, absorbe gas a una velocidad decreciente, hasta que se mezcla en la siguiente discontinuidad. A menudo se utiliza la teoría de la penetración para analizar la absorción con reacción química, porque no establece suposición alguna sobre la profundidad de la penetración de las diferentes especies reaccionantes y da resultados más precisos, cuando los coeficientes de difusión de las especies reactivas no son iguales.²⁷

²⁷ PERRY, H. Robert; GREEN, W. Don; MALONEY, O. James. *Manual de Ingeniero Químico*. p. 14-15.

2.14. Teoría de la renovación de la superficie

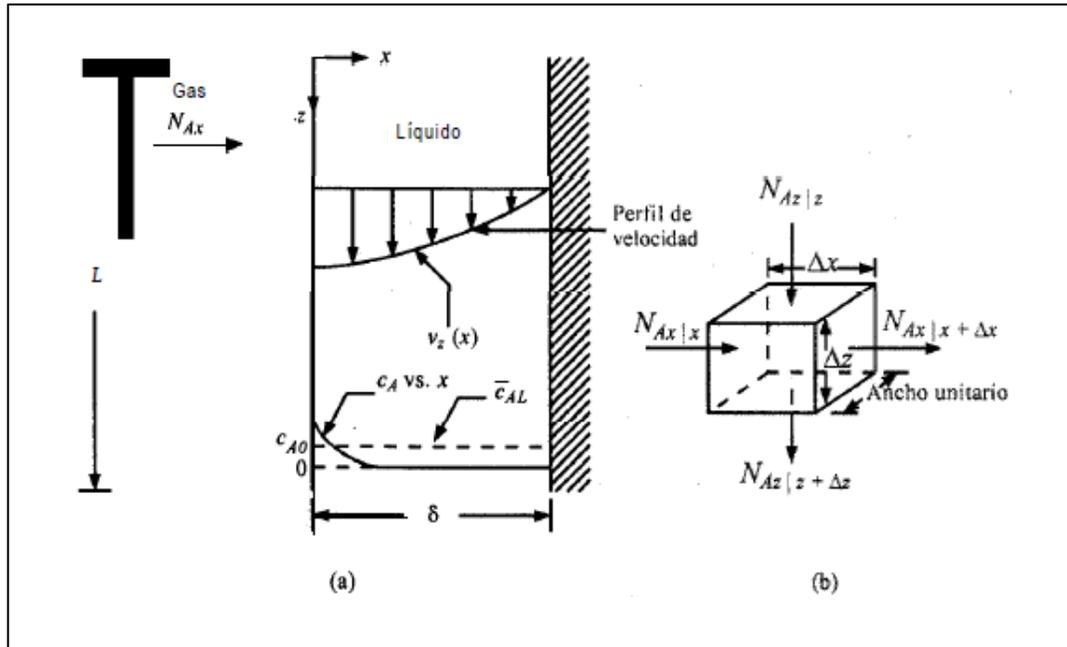
Danckwerts propuso una ampliación a la teoría de la penetración que permite que el movimiento turbulento en el líquido atraiga masas de líquido fresco en forma continua desde el interior a la superficie, donde están expuestas al gas, durante periodos de tiempo finitos, antes de ser reemplazadas. En su desarrollo, *Danckwerts* supone que cada elemento de fluido tiene las mismas oportunidades de ser reemplazado, independientemente de su edad.²⁸

2.15. Película laminar descendente

Consideraremos la transferencia de masa de un soluto A hacia una película laminar descendente, que es importante en columnas de pared húmeda al desarrollar teorías para explicar la transferencia de masa en bolsas estancadas de fluidos y en la transferencia de masa turbulenta. El soluto A en el gas es absorbido en la interfaz y luego se difunde una distancia dentro del líquido, de manera que no penetra la distancia completa $x = \delta$ en la pared. En estado estacionario, la concentración de entrada $C_A = 0$. En la figura 8 se muestra el perfil de concentración de C_A a una distancia z de la entrada.

²⁸ PERRY, H. Robert; GREEN, W. Don; MALONEY, O. James. *Manual de Ingeniero Químico*. p. 14-15.

Figura 8. **Difusión de soluto A en una película laminar descendente**



Fuente: GEANKOPLIS, Christie. *Procesos de transporte y operaciones unitarias*. p. 492.

El inciso (a) representa el perfil de velocidad y concentración, (b) sirve para poder elaborar balances de masa como elemento pequeño.

Para determinar el flujo molar local en la superficie $x = 0$ en la posición z con respecto a la parte superior de la entrada:

$$N_{Ax}(z)|_{x=0} = -D_{AB} \frac{\partial c_A}{\partial x} |_{x=0} = c_{A0} \sqrt{\frac{D_{AB} v_{m\acute{a}x}}{\pi z}} \quad [\text{Ec. 36}]$$

El total de moles de A transferidos por segundo hacia el líquido a lo largo de la longitud completa $z = 0$ a $z = L$, donde la superficie vertical es el ancho unitario, es:

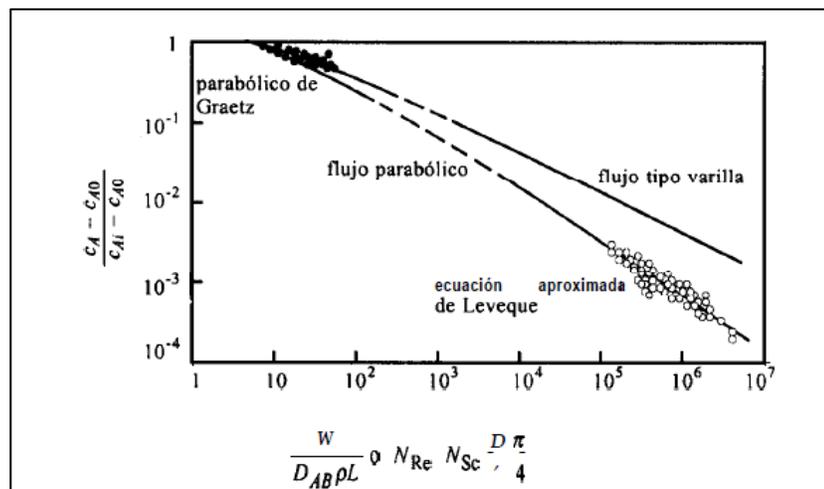
$$\begin{aligned}
 N_A(L,1) &= (1) \int_0^L (N_{A,x|_{x=0}}) dz \\
 &= (1) \int_0^L c_{A0} \left(\frac{D_{AB} v_{m\acute{a}x}}{\pi} \right)^{1/2} \frac{1}{z^{1/2}} dz \\
 &= (L,1) c_{A0} \sqrt{\frac{4D_{AB} v_{m\acute{a}x}}{\pi L}}
 \end{aligned}$$

[Ec. 37]

2.16. Transferencia de masa a través de tubos con régimen laminar

A continuación, se presenta la transferencia de masa a través de tubos con régimen laminar.

Figura 9. **Datos para la difusión en un fluido de flujo rectilíneo en el interior de una tubería, puntos negros, datos de vaporización de Gilliland y Sherwood, círculos blancos, datos de disolución de sólidos de Linton y Sherwood**



Fuente: GEANKOPLIS, Christie. *Procesos de transporte y operaciones unitarias*. p. 493.

Cuando un líquido o un gas fluye por el interior de una tubería y el número de Reynolds es inferior a 2 100, existe un flujo laminar. En la figura 9 se grafican los datos experimentales obtenidos para la transferencia de masa de las paredes con gases (G2, L1) para valores de $W / D_{AB}\rho L$ inferiores a 70. La ordenada es $(C_A - C_{A0}) / (C_{Ai} - C_{A0})$, donde C_A es la concentración de salida, C_{A0} es la concentración de entrada y C_{Ai} es la concentración en la interfaz entre la pared y el gas. La abscisa adimensional es $W / D_{AB}\rho L$ o $N_{Re} N_{Sc} (D / L)(\pi / 4)$, donde W es el flujo en kg/s y L es la longitud de la sección de transferencia de masa en metros. Puesto que los datos experimentales coinciden con la gráfica de flujo tipo varilla, debe utilizarse esta línea. Se supone que el perfil de velocidades está totalmente desarrollado con forma parabólica en la entrada. Para líquidos que tengan valores pequeños de D_{AB} , los datos coinciden con la línea de flujo parabólico que es como sigue para valores de $W / D_{AB}\rho L$ superiores a 400:

$$\frac{C_A - C_{A0}}{C_{Ai} - C_{A0}} = 5,5 \left(\frac{W}{D_{AB}\rho L} \right)^{-2/3} \quad [\text{Ec. 38}]$$

Los círculos negros en la figura 9 son datos de vaporización de Gilliland y Sherwood; los círculos blancos son datos de disolución de sólidos de Linton y Sherwood.

2.17. Transferencia de masa a través de tubos con régimen turbulento

La transferencia de masa de la pared interior de un tubo a un fluido en movimiento se ha estudiado de manera extensa. También se ha obtenido datos correspondientes a la transferencia de masa hacia un líquido en movimiento.

Gilliland y Sherwood estudiaron la vaporización de nueve líquidos diferentes en el aire. La correlación es:

$$\frac{k_c D}{D_{AB}} \frac{P_{B,lm}}{P} = 0,023 N_{Re}^{0,83} N_{Sc}^{0,44} \quad [\text{Ec. 39}]$$

Donde D es el diámetro interior del tubo, $P_{B,lm}$ es la composición logarítmica media del gas transportador, calculada entre las composiciones superficiales y de la corriente global; P es la presión total, D_{AB} es la difusividad de la masa de la componente en difusión, A en el gas transportador, B , que fluye y Re y Sc son los parámetros adimensionales evaluados en las condiciones globales de la corriente que fluye; se ha encontrado que esta expresión es confiable en el siguiente conjunto de valores:

$$2000 < N_{Re} < 3500$$

$$0,6 < N_{Sc} < 2,5$$

En un estudio posterior, Linton y Sherwood extendieron los valores del número de Schmidt cuando investigaron la disolución de los ácidos benzoico y cinámico y del β naftol. La siguiente expresión correlaciona los resultados combinados de Gilliland y Sherwood y Linton:

$$\frac{k_L D}{D_{AB}} = 0,023 N_{Re}^{0,83} N_{Sc}^{1/3} \quad [\text{Ec. 40}]$$

Con parámetros: $2\ 000 < Re < 70\ 000$ y $1\ 000 < Sc < 2\ 260$.

2.18. Coeficientes individuales de transferencia de masa

Si se restringe este estudio a la transferencia en estado permanente de la componente A, la rapidez de difusión se puede describir en la dirección de z en ambos lados de la intercara, por medio de las ecuaciones:

$$\begin{aligned} N_{A,z} &= k_G (p_{A,G} - p_{A,i}) \\ N_{A,z} &= k_L (c_{A,i} - c_{A,L}) \end{aligned} \quad [\text{Ec. 41, 42}]$$

Donde k_G es el coeficiente de transferencia convectiva de masa en la fase gaseosa, en moles transferidos de A/(tiempo)(área interfacial)(Δp unidades de concentración) y k_L , es el coeficiente de transferencia convectiva de masa en la fase líquida, en moles transferidos de A/(tiempo)(área interfacial)(Δc unidades de concentración). La diferencia de presión parcial $p_{A,G} - p_{A,i}$ es la fuerza motriz necesaria para transferir la componente A de las condiciones globales gaseosas a la intercara que separa ambas fases. La diferencia de concentración, $c_{A,i} - c_{A,L}$ es la fuerza impulsora necesaria para continuar la transferencia de A a la fase líquida.²⁹

2.19. Coeficiente total de transferencia de masa

Es muy difícil medir físicamente la presión parcial y la concentración en la intercara. Por lo tanto, es conveniente emplear coeficientes totales basados en una fuerza impulsora total entre las composiciones globales $p_{A,G}$ y $c_{A,L}$.

El coeficiente k_G , debe explicar toda la resistencia a la difusión en ambas fases y está definido así:

²⁹ WELTY, R. James; WICKS, E. Charles; WILSON, E. Robert. *Fundamentos de transferencia de momento, calor y masa*. p. 702.

$$N_{A,z} = k_G (p_{A,G} - p_A^*) \quad [\text{Ec. 43}]$$

Donde $p_{A,G}$ es la composición global en la fase gaseosa; p_A^* es la presión parcial de A en equilibrio con la composición global en la fase líquida, $C_{A,L}$, y k_G es el coeficiente total de transferencia de masa basado en una fuerza impulsora de presión parcial en moles transferidos de A l (tiempo) (área interfacial) (presión). 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 $C_{A,L}$ es tan buena medición de $C_{A,L}$ cómo la misma $C_{A,L}$ y se basa en el mismo principio que $p_{A,G}$. 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:

$$N_A = k_L (c_A^* - c_{A,L}) \quad [\text{Ec. 44}]$$

Donde c_A^* es la concentración de A en equilibrio con $p_{A,G}$ y, por lo tanto, es una medida aceptable de $p_{A,G}$, k_L es el coeficiente de transferencia de masa basado en una fuerza impulsora de la concentración del líquido en moles transferidos de A /(tiempo)(área interfacial)(moles/volumen). Se puede determinar mediante las ecuaciones:

Resistencia en la fase gaseosa/resistencia total en ambas fases =

$$\frac{\Delta p_{\text{pelicula gaseosa}}}{\Delta p_{A,\text{total}}} = \frac{1/k_G}{1/K_G} \quad [\text{Ec. 45}]$$

Resistencia en la fase líquida/resistencia total en ambas fases =

$$\frac{\Delta c_{A, \text{película líquida}}}{\Delta c_{A, \text{total}}} = \frac{1/k_L}{1/K_L} \quad [\text{Ec. 46}]$$

$$\frac{1}{K_G} = \frac{1}{k_G} + \frac{m}{k_L}$$

$$\frac{1}{K_L} = \frac{1}{mk_G} + \frac{1}{k_L} \quad [\text{Ec. 47, 48}]$$

A partir de la ecuación (29- 16) del libro de Welty, Wicks, se puede concluir que la resistencia en la fase gaseosa es esencialmente igual a la resistencia total en dicho sistema. Cuando esto ocurre, la mayor resistencia a la transferencia de masa se encuentra en la fase gaseosa y entonces, se dice que dicho sistema está controlado por la fase gaseosa. Los sistemas que tienen gases de baja solubilidad, tal como el bióxido de carbono en agua, la ecuación (29-17) establece que se puede despreciar la resistencia de la fase gaseosa y el coeficiente total, K_L , es, entonces, esencialmente igual al coeficiente individual, K_L , de la fase líquida. “Este tipo de sistema se denomina controlado por la fase líquida. En muchos sistemas las resistencias de ambas fases son importantes y deben tomar en cuenta cuando se esté evaluando la resistencia total”.³⁰

2.20. Torres de pared mojada

La mayor parte de los datos acerca de la transferencia de masa entre la superficie de un tubo y un fluido en movimiento se han obtenido mediante el uso

³⁰ WELTY, R. James; WICKS, E. Charles; WILSON, E. Robert. *Fundamentos de transferencia de momento, calor y masa*. p. 707.

de columnas de pared mojada. La razón principal para usar estas columnas en la investigación de la transferencia de masa es que el área de contacto entre ambas fases se puede medir con toda precisión. El coeficiente de transferencia convectiva de masa que corresponde a la corriente de gas, se define mediante la ecuación (30-10) del libro de Welty, Wicks. El coeficiente de transferencia convectiva de masa correspondiente a la película descendente de líquido, fue correlacionado por Vivian y Peaceman por medio de la relación:

$$\frac{k_L z}{D_{AB}} = 0,433 N_{Sc}^{1/2} \left(\frac{\rho^2 g z^3}{\mu^2} \right)^{1/6} N_{ReL}^{0,4} \quad [\text{Ec. 49}]$$

Donde z es la longitud de contacto, D_{AB} la difusividad de masa de la componente A , en difusión en el líquido B , ρ es la densidad del líquido B , μ es su viscosidad, g es la aceleración de la gravedad; Sc es el número de Schmidt calculado a la temperatura de la película de líquido y Re , es el número de Reynolds del líquido que desciende por el tubo, esto es, $4\Gamma / \mu$ donde Γ es la rapidez de flujo del líquido por unidad de perímetro mojado. Los coeficientes de película líquida son de 10 a 20 % más bajos que los de la ecuación teórica de absorción en películas laminares. Esto puede deberse a arrugas a lo largo de la superficie del líquido o a disturbios en el flujo del mismo en ambos extremos de la columna de pared mojada. Estas discrepancias entre la rapidez de transferencia teórica y la medida han conducido a la conclusión de que existe una resistencia a la transferencia de masa en la intercara gas-líquido. Las investigaciones realizadas por Scriven y Pigford, Raimondi y Toor y Chiang y Toor sostienen que la resistencia interfacial es despreciable en las operaciones normales de transferencia de masa.

Cuando un gas fluye en el interior del centro de una torre de pared húmeda, son aplicables las mismas correlaciones que se usan para la transferencia de masa de un gas en flujo laminar o turbulento en una tubería. En la transferencia de masa en la película líquida que fluye hacia abajo de la torre de pared húmeda, pueden usarse las ecuaciones (7,3-22) y (7,3-23) para números de Reynolds de $4\Gamma/\mu$ hasta cerca de 1 200, y los valores predichos teóricamente deben multiplicarse por 1,5 debido a las ondas y a otros factores. Estas ecuaciones son válidas para tiempos de contacto breves o números de Reynolds superiores a 100.

Las columnas de pared mojada o de película descendente se han llegado a aplicar en problemas de transferencia de masa, donde los requisitos de rapidez elevada de transferencia de calor son concomitantes con el proceso de absorción. Se dispone de áreas grandes de superficie abierta para la transferencia de calor para una transferencia dada de masa en este tipo de equipos, debido a la lenta transferencia de masa inherente a los equipos de pared mojada. Además, este tipo de equipo se presta a los dispositivos de enfriamiento de tipo anular.

Gaylord y Miranda, con un absorbedor de ácido clorhídrico de película descendente, tubos múltiples y flujo a corriente paralela, para la absorción de cloruro de hidrógeno, encontraron que:

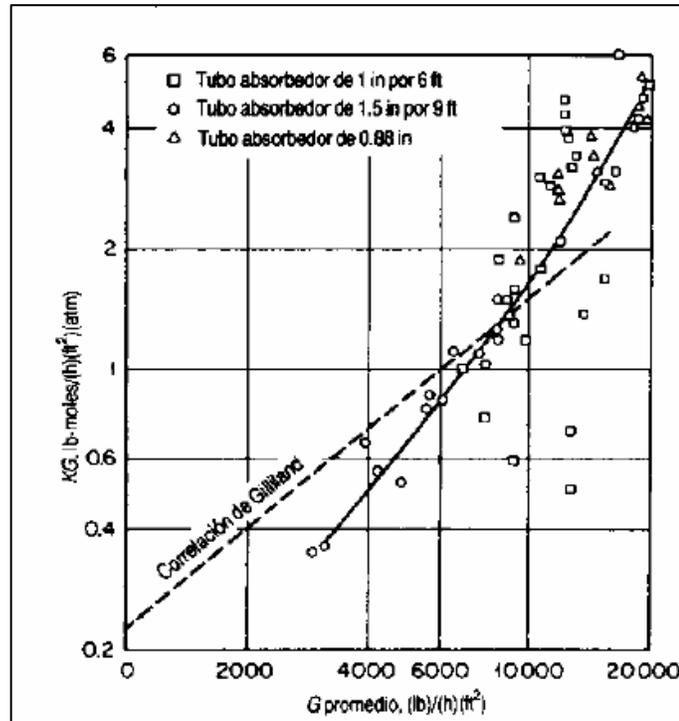
$$K_g = \frac{1,66(10^{-5})}{M_m^{1,75}} \left(\frac{DG}{\mu} \right) \quad [\text{Ec. 50}]$$

En donde K_g es el coeficiente global de transferencia de masa, $(\text{Kg.mol})/(\text{s.m}^2.\text{atm})$, M_m es el peso molecular medio de la corriente de gas a la entrada del tubo, D es el diámetro del tubo, (m) , G es la masa velocidad de gas

a la entrada del tubo, $\text{Kg}/(\text{s.m}^2)$ y μ es la viscosidad del gas (Pa.s). Esta relación satisface también los datos obtenidos para este sistema con una unidad de tubo simple de película descendente.

La transferencia de masa en la fase líquida en columnas de pared mojada es muy dependiente de las condiciones de la superficie. Donde prevalecen condiciones de flujo laminar sin la presencia de una formación de agua, prevalece la teoría de la penetración laminar. No obstante, cuando se forman ondas en la superficie, que se pueden producir con un número de Reynolds que sobrepase 4, se desarrolla una rápida regeneración superficial que da como resultado un incremento en la transferencia de masa. Si no hay formaciones de ondas, el análisis del comportamiento de la transferencia de masa de película líquida, desarrollado por Hatta y Katori indica que:

Figura 10. **Coefficiente de transferencia de masa en función de la velocidad promedio del gas, absorción de HCl, columna de pared mojada**



Fuente: PERRY, H. Robert; GREEN, W. Don; MALONEY, O. James. *Manual de Ingeniero Químico*. p. 45.

$$K_l = 0,422 \sqrt{\frac{D_l \Gamma}{\rho B_F^2}} \quad [\text{Ec. 51}]$$

En donde $B_F = (3u\Gamma / \rho^2 g)^{1/3}$, D_l es el coeficiente de difusión de la fase líquida, (m²/s), ρ densidad del líquido, Kg/m³, Z = longitud de la superficie (m), k_l coeficiente de transferencia de película líquida, (Kg.mol)/[(s.m²)(Kg.mol)/m³],

Γ flujo de líquido, Kg/(s.m) basado sobre perímetro mojado, μ es la viscosidad del líquido (Pa.s), g es la aceleración de la gravedad (9,81 m/s²).

En donde Z es grande o $\Gamma / \rho B_F$ es tan pequeño que la penetración de líquido es completa

$$k_l = 11,800 \frac{D_l}{B_F} \quad [\text{Ec. 52}]$$

$$H_l = 0,95 \frac{\Gamma B_F}{D_l} \quad [\text{Ec. 53}]$$

En general, la transferencia de masa observada es mayor que la que predice la teoría y se puede relacionar con el desarrollo de sus ondas superficiales, que es un fenómeno que aumenta en intensidad al incrementarse la trayectoria del líquido.

Vivian y Peaceman descubrieron que el flujo de gas no tenía efectos sobre el coeficiente en fase líquida en números de Reynolds por debajo de 2 200. Más allá de este flujo, el efecto de las ondas resultantes consistía en hacer aumentar significativamente la transferencia de la fase líquida. Los autores propusieron una relación de comportamiento basada en un análisis dimensional, pero recomendaron precaución en las aplicaciones en que se utilice este tipo de relación, los autores tomaron en cuenta los efectos de la longitud de columna, que son: inducir ondas e incrementar la transferencia y aumentar el tiempo de exposición, que, mediante la teoría de penetración, reduce la transferencia de masa promedio de la fase líquida.

$$\frac{k_i h}{D_i} = 0,433 \left(\frac{\mu_l}{\rho_l D_i} \right)^{1/2} \left(\frac{\rho_l^2 g h^3}{\mu_l^2} \right)^{1/6} \left(\frac{4\Gamma}{\mu_l} \right)^{0,4} \quad [\text{Ec. 54}]$$

En donde D_i es el coeficiente de difusión del soluto en el líquido, g es la gravedad, h es la longitud de la pared mojada, k_i es el coeficiente de transferencia de masa en la fase líquida, Γ es el flujo masivo del líquido, ρ_l densidad del líquido y μ_l es la viscosidad del líquido.

2.21. Inundación en torres de pared mojada

Cuando el gas y el líquido están en contracorriente en columnas de pared mojada, se puede producir una inundación con flujos elevados de gas. Dich y Koppány correlacionaron datos de inundación de cierto número de fuentes, incluyendo sus propias obras y desarrollaron la expresión:

$$U_f = F_1 F_2 \left(\frac{\sigma}{\rho_g} \right)^{1/2} \quad [\text{Ec. 55}]$$

En donde U_f es la velocidad de inundación del gas (m/s), F_1 es 1,22 cuando $3,2 d_i / \sigma > 1$, F_1 es $1,22 (3,2 d_i / \sigma)^{0,4}$ cuando $3,2 d_i / \sigma < 1$, $F_2 = (L/G)^{0,25}$, L/G es la relación de masa líquido/masa de gas, d_i es el diámetro interno de la columna (mm), σ es la tensión superficial, mN/m (dina/cm), ρ_g es la densidad del gas (Kg/m³). Los datos cubrieron tamaños de columnas hasta de 50 mm o 2 pulg de diámetro y se deben utilizar con mucho cuidado para los tamaños mayores.

A la vista de la complejidad de la transferencia de materia en un equipo dado, las ecuaciones fundamentales para la transferencia de materia rara vez son aplicables

al equipo en cuestión, y se utilizan métodos empíricos, basados en el análisis dimensional y en analogías semiteóricas, con el fin de obtener ecuaciones válidas. El tratamiento del problema se ha realizado en varias etapas, según se indica a continuación.

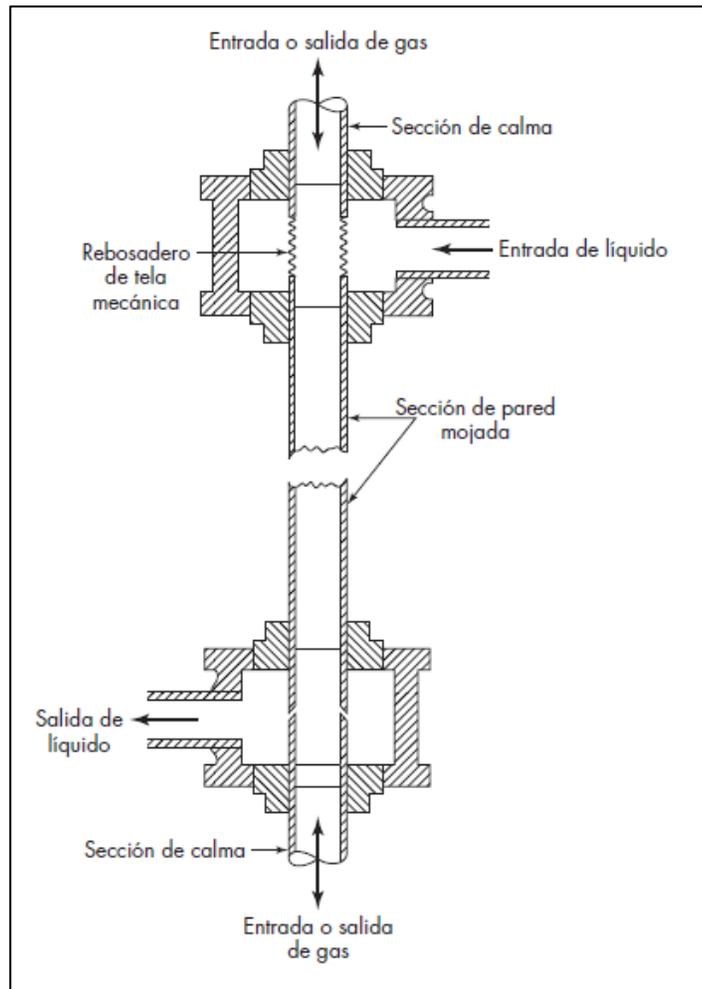
- El coeficiente k se ha estudiado en dispositivos experimentales en los que el área de contacto entre las fases es conocida y en los que no tiene lugar separación de la capa límite. La torre de pared mojada que se ilustra en la figura 11, que a veces se utiliza en la práctica, es un diseño de este tipo. Ha permitido obtener valiosa información sobre transferencia de materia hacia y desde fluidos en régimen turbulento. Una torre de pared mojada es, en esencia, un tubo vertical con dispositivos para admitir el líquido en su parte lateral superior y provocar un flujo descendente del mismo a lo largo de la pared interior del tubo por efecto de la gravedad, así como para admitir gas hacia el interior del tubo, donde fluye a través de la torre en contacto con el líquido. En general, el gas entra por el fondo de la torre y fluye en contracorriente con el líquido, pero también se puede operar en paralelo. En una torre de pared mojada, el área interfacial A es conocida, excepto por lo que respecta a algunas complicaciones debidas a la formación de ondulaciones, y además no hay fricción de forma.
- La transferencia de masa hacia líquidos con flujo turbulento por el interior de tubos se ha estudiado utilizando tubos de un sólido ligeramente soluble y midiendo la velocidad de disolución del sólido para diferentes velocidades de flujo del líquido. Una técnica alternativa consiste en hacer de una parte de la pared del tubo un electrodo y realizar una reducción electroquímica en condiciones para las que la corriente esté limitada por la velocidad de transferencia de materia del ion que reacciona en la pared.
- La transferencia de materia externa, como la difusión hacia partículas o hacia el exterior de tuberías y cilindros, requiere correlaciones diferentes de las de la transferencia de materia interna, debido a que hay flujo de capa límite sobre parte de la superficie, con frecuente separación de la capa límite. Los coeficientes de transferencia de masa se determinan estudiando la evaporación del líquido desde sólidos porosos mojados. Sin embargo, no resulta fácil asegurar que no hay efecto de resistencia de la transferencia de masa interna. Las complicaciones debidas a la difusión en el sólido se eliminan si este está formado por una sustancia ligeramente soluble que se disuelve en el líquido, o que se sublima dentro del flujo de gas. Este método también permite medir coeficientes locales de transferencia de materia para diferentes puntos de la partícula del sólido o del cilindro.
- Finalmente, se han realizado experimentos de transferencia de masa con equipos industriales tales como torres empacadas, platos perforados y columnas de burbujas, en los que el área de transferencia de materia varía con las condiciones de operación. Las velocidades de transferencia de materia se convierten primero en un coeficiente volumétrico de transferencia de materia ka , donde a es el área de transferencia por unidad de volumen del equipo. A veces a se determina mediante fotografías, de forma que se desarrollan correlaciones separadas para a y k . Aunque en la mayoría de los casos están presentes dos fases fluidas, la resistencia de

una de las fases se hace generalmente despreciable con lo que es posible determinar k_a para la otra fase. Por ejemplo, en una columna empacada se pueden determinar los coeficientes de película gaseosa evaporando líquidos puros en una corriente gaseosa, ya que no hay resistencia a la difusión en el líquido. De igual forma, la absorción de un gas puro en agua elimina la resistencia de la película gaseosa permitiendo el estudio del coeficiente de película del líquido.³¹

Para planificar los experimentos y para interpretar los resultados en forma de ecuaciones y grupos adimensionales se utiliza el análisis dimensional. Las analogías entre fricción, transferencia de calor y de materia constituyen también una fuente de información muy útil.

³¹ MCCABE, L. Warren, SMITH, C. Julian y HARRIOTT, Peter. *Operaciones unitarias en Ingeniería Química*. p. 577.

Figura 11. Diagrama de una torre de pared mojada



Fuente: MCCABE, L. Warren, SMITH, C. Julian y HARRIOTT, Peter. *Operaciones unitarias en Ingeniería Química*. p. 577.

2.22. Espesor efectivo de película gaseosa

$$k_c = \frac{D_v}{B_T} \quad [\text{Ec. 56}]$$

$$N_{S_h} = k_c \frac{D}{D_v} \quad [\text{Ec. 57}]$$

Sustituyendo

$$N_{S_h} = \frac{D}{B_T} \quad [\text{Ec. 58}]$$

2.23. Número de unidades de transferencia de masa

$$Z_T = \frac{V / S}{K_y a} \int_a^b \frac{dy}{y - y^*} \quad [\text{Ec. 59}]$$

La integral representa el cambio en la concentración de vapor dividido entre la fuerza impulsora promedio y se llama *número de unidades de transferencia* (NTU) N_{oy} . Los subíndices muestran que N_{oy} se basa en la fuerza impulsora global para la fase gaseosa. La otra parte de la ecuación tiene las unidades de longitud y se llama *altura de una unidad de transferencia* (HTU) H_{0y} . De esta manera un método sencillo de diseño consiste en determinar N_{oy} a partir del diagrama yx que multiplicándolo por H_{0y} , que se obtiene consultando la bibliografía o se calcula a partir de las correlaciones de transferencia de masa:

$$Z_T = H_{0y} N_{oy} \quad [\text{Ec. 60}]$$

El número de unidades de transferencia es similar al número de etapas ideales, pero los valores son iguales solo si la línea de operación y la línea de equilibrio son rectas y paralelas, tal como se muestra en la figura 12. Para este caso,

$$N_{0y} = \frac{y_b - y_a}{y - y^*} \quad [\text{Ec. 61}]$$

En la figura 12, existen alrededor de cuatro etapas ideales y cuatro unidades de transferencia. Cuando la línea de operación es recta pero más inclinada que la línea de equilibrio, como en la figura 12b, el número de unidades de transferencia es mayor que el número de etapas ideales. Se observa en este ejemplo la fuerza impulsora en el fondo es $y_b - y_a$, la misma que el cambio en la concentración del vapor a través de la torre, que tiene una etapa ideal. Sin embargo, la fuerza impulsora en la parte superior es y_a , que es varias veces menor, de forma que la fuerza impulsora promedio es mucho menor que $y_b - y_a$. Es posible demostrar que el valor promedio adecuado es la media logarítmica de las fuerzas impulsoras en ambos extremos de la columna.

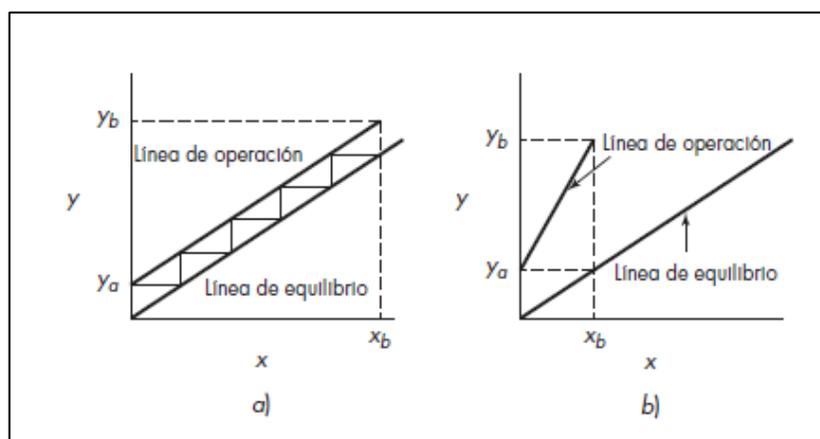
Para líneas de operación y de equilibrio, el número de unidades de transferencia es igual al cambio de concentración dividida entre la fuerza impulsora media logarítmica.

$$N_{0y} = \frac{y_b - y_a}{\overline{\Delta}_{yL}} \quad [\text{Ec. 62}]$$

Donde $\overline{\Delta}_{yL}$ es la media logarítmica de $y_b - y_b^*$ y $y_a - y_a^*$. La ecuación anterior está basada en la fase gaseosa. La ecuación correspondiente basada en la fase líquida es:

$$N_{0x} = \frac{x_b - x_a}{\Delta_{xL}} \quad [\text{Ec. 63}]$$

Figura 12. **Relación entre el número de unidades de transferencia (NTU) y el número de los platos teóricos (NTP): a) NTU=NTP; b) NTU>NTP**



Fuente: MCCABE, L. Warren, SMITH, C. Julian y HARRIOTT, Peter. *Operaciones unitarias en Ingeniería Química*. p. 611.

El número de unidades de transferencia de la fase líquida N_{0x} no es el mismo que el número de unidades de transferencia de la fase gaseosa N_{0y} a menos que las líneas de operación y de equilibrio sean rectas y paralelas. En el caso de la absorción, la línea de operación es por lo regular más inclinada que la línea de equilibrio, lo que hace N_{0y} mayor que N_{0x} , pero esta diferencia es contrarrestada por la diferencia entre H_{0y} y H_{0x} , y la altura de la columna puede determinarse utilizando cualquier método. La altura global de una unidad de transferencia se define como la altura de una sección empacada que se requiere

para conseguir un cambio de concentración igual a la fuerza impulsora promedio existente en la sección. En ocasiones se dispone de valores de $H_{0,y}$ para un sistema particular a partir de la bibliografía o de ensayos realizados en una planta piloto, pero con frecuencia es preciso estimarlos a partir de correlaciones empíricas para los coeficientes individuales o las alturas individuales de una unidad de transferencia. Así como existen cuatro tipos básicos de coeficientes de transferencia de masa, hay también cuatro tipos de unidades de transferencia, basados en las fuerzas impulsoras individuales o globales para las fases gaseosa y líquida. Estos cuatro tipos son:

- Película gaseosa:

$$H_y = \frac{V/S}{K_y a} \quad [\text{Ec. 64}]$$

$$N_{y=0} = \int \frac{dy}{y - y_i} \quad [\text{Ec. 65}]$$

- Película líquida:

$$H_x = \frac{L/S}{K_x a} \quad [\text{Ec. 66}]$$

$$N_{x=0} = \int \frac{dx}{x_i - x} \quad [\text{Ec. 67}]$$

- Gas global:

$$H_{0,y} = \frac{V/S}{K_y a} \quad [\text{Ec. 68}]$$

$$N_{0,y} = \int \frac{dy}{y - y^*} \quad [\text{Ec. 69}]$$

- Líquido global

$$H_{0,x} = \frac{L/S}{K_x a} \quad [\text{Ec. 70}]$$

$$N_{0,x} = \int \frac{dx}{x^* - x} \quad [\text{Ec. 71}]$$

2.24. Humidificación

Mientras que el término operaciones de humidificación se utiliza para caracterizar en forma general a dichas operaciones, el propósito de las mismas abarca, a más de la humidificación del gas, la deshumidificación y el enfriamiento del gas, mediciones de su contenido en vapor y el enfriamiento del líquido. En estos casos, la materia transferida entre las fases es la sustancia que forma la fase líquida, que o bien se evapora o bien se condensa. Como en todos los problemas de transferencia de masa, para lograr una comprensión total de las operaciones es necesario familiarizarse con las características en el equilibrio de los sistemas. Sin embargo, puesto que la transferencia de masa en estos casos estará acompañada, invariablemente, de una transferencia simultánea de energía calorífica, también deben considerarse las características de entalpía de los sistemas.³²

2.24.1. Humedad absoluta

Aun cuando las unidades comunes de concentración (presión parcial, fracción mol, entre otros) que están basadas en la cantidad total son útiles, cuando en las operaciones ocurren cambios en el contenido de vapor de una mezcla vapor-gas sin cambios en el contenido del gas, es más conveniente utilizar una unidad basada en la cantidad no cambiante del gas. La relación masa de vapor/masa de gas es la humedad absoluta Y' . Si las cantidades se expresan en moles, la relación es la humedad mola absoluta y en condiciones en que se aplica la ley de los gases ideales.³³

³² TREYBAL, Robert E. *Operaciones de transferencia de masa*. p. 247.

³³ *Ibíd.* p. 254.

2.24.2. Mezclas de vapor-gas no saturadas

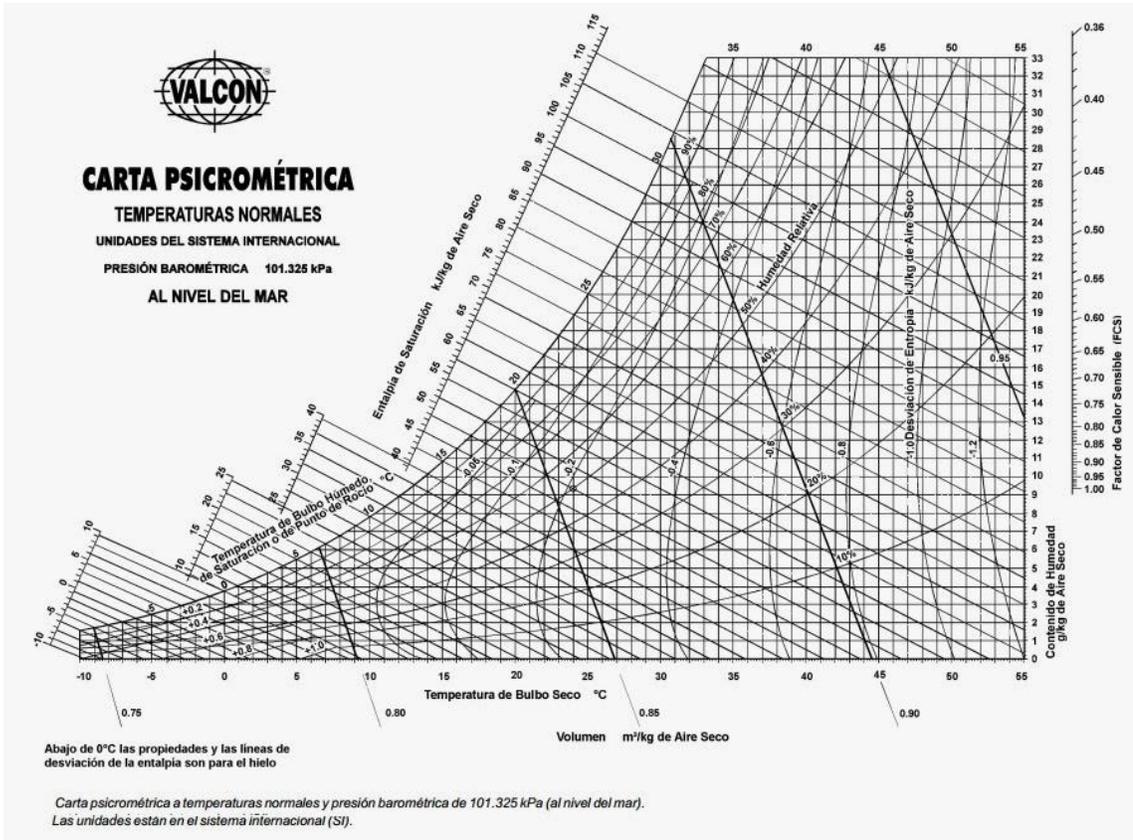
Si la presión parcial del vapor en una mezcla de vapor-gas es por alguna razón menor que la presión de vapor en el equilibrio del líquido a la misma temperatura, la mezcla no está saturada. Temperatura de bulbo seco: es la temperatura de una mezcla vapor-gas determinada en la forma ordinaria por inmersión de un termómetro en la mezcla. Saturación relativa: llamada también humedad relativa, expresada como un porcentaje, se define como $100 p_v/p_s$, en donde p_v es la presión de vapor a la temperatura de bulbo seco de la mezcla. Para cualquier vapor, la representación gráfica de las condiciones de saturación relativa constante puede construirse fácilmente sobre una carta de presión de vapor-temperatura, como en la figura 7.4a; con este propósito, las ordenadas de la curva de presión de vapor se dividen en intervalos apropiados. Por lo tanto, la curva para el 50 % de saturación relativa muestra una presión de vapor parcial igual a un medio de la presión de vapor en el equilibrio a cualquier temperatura. También puede utilizarse una gráfica de la sustancia de referencia, como en la figura 7.2.³⁴

Punto de rocío: es la temperatura a la cual una mezcla vapor-gas se satura cuando se enfría a presión total constante sin contacto con el líquido. Por ejemplo, si una mezcla no saturada, como la que se encuentra en F (figura 7.4), se enfría a presión constante sin contacto con un líquido, la trayectoria del proceso de enfriamiento sigue la línea FG, la mezcla se va acercando más a la saturación conforme disminuye la temperatura y se satura completamente en tDp, o temperatura de rocío. Todas las mezclas de humedad absoluta Y ; sobre esta figura tienen el mismo punto de formación de rocío. Si la temperatura se reduce solo una cantidad infinitesimal debajo de tDp, el vapor se condensará en la forma de un rocío líquido. Eso se utiliza como un método de determinación de humedad: una superficie metálica brillante se enfría en la presencia de la mezcla de gas, y la aparición de una niebla que empaña la superficie especular indica que se ha alcanzado el punto de formación de rocío. Si la mezcla se enfría a una temperatura inferior, continuará precipitando líquido de la mezcla vapor-gas, y permanecerá siempre saturada, hasta que la mezcla residual vapor-gas, a la temperatura final t_2 , (figura 7.4), esté en el punto H. La masa de vapor condensada por unidad de masa de gas seco será $Y_1 - Y_2$; la sobresaturación no ocurrirá si no es en condiciones especialmente controladas; además, no se obtendrá una mezcla vapor-gas cuyas coordenadas caigan a la izquierda de la curva GD.³⁵

³⁴ TREYBAL, Robert E. *Operaciones de transferencia de masa*. p. 256.

³⁵ *Ibíd.* p. 257.

Figura 13. Carta psicrométrica



Fuente: Carta Psicométrica. <http://3.bp.blogspot.com/-cOGCSwz-YGE/UoM1Dqe1ANI/AAAAAAAAAGU/r4wuqppZAr0/s1600/CartaPsicrom%C3%A9trica1.jpg>.

Consulta: 18 de noviembre de 2019.

3. DISEÑO METODOLÓGICO

3.1. Variables

A continuación, se muestran las variables.

3.1.1. Variables de control

A continuación, se muestran las variables de control.

3.1.1.1. Concentración de O₂ en la fase líquida de ingreso a la torre de película húmeda

Punto muy importante para hacer notoria la velocidad de transferencia de masa y coeficientes. Se debe bajar lo máximo en concentración.

3.1.1.2. Flujo de la fase gaseosa

Parámetro para conocer los límites de operación y desempeño del proceso y equipo. Impulsado por compresor y controlado por medio de válvula.

3.1.1.3. Flujo de la fase líquida

Parámetro para conocer los límites de operación y desempeño del proceso y equipo. Impulsado por bomba centrífuga y controlado por medio de válvula.

3.1.1.4. Flujo de N2

Controlado con una serie de válvulas para el ingreso a la torre empacada, lo pone en contacto con una corriente de agua cruda dentro de la misma y así empobrecer de O₂ el agua que ingresa a la torre de película húmeda.

3.1.2. Variables de medición

A continuación, se muestra la variable de medición.

3.1.2.1. Temperatura

Parámetro importante para conocer la humedad por medio de la temperatura de bulbo seco y bulbo húmedo de la fase gaseosa. Medido por termómetro de vástago largo.

3.1.2.2. Presión

Medido por medio de un manómetro diferencial digital para la comprobación de una caída de presión o pérdidas de energía en el equipo.

3.1.2.3. Oxígeno disuelto

Medido de manera externa por medio de prueba de kit de titulación, importante para conocer el flux de transferencia en el proceso de absorción.

3.1.2.4. Velocidad de fase gaseosa

Medido por un anemómetro digital, fundamental para conocer el caudal de operación del gas.

3.1.2.5. Tiempo de llenado rebosadero inferior

Aunque no hubo una medición directa del flujo de la fase líquida, se tomó el tiempo de llenado a un punto específico del rebosadero inferior y se calculó el volumen que ocupa el líquido en ese tiempo tomado.

3.2. Delimitación del campo de estudio

A continuación, se muestra la delimitación del campo de estudio.

3.2.1. Localización

Laboratorio de Operaciones Unitarias Dr. Pedro Solé, Facultad de Ingeniería, Campus Central, Universidad de San Carlos de Guatemala.

3.2.2. Alcance

El equipo queda a disposición para todo estudio relacionado al contacto entre fases gas-líquido, principalmente enfocado a la transferencia de materia.

3.3. Recursos humanos disponibles

- José Miguel Ramírez Godínez
- Investigador principal y autor del presente informe
- Estudiante de ingeniería química
- Universidad de San Carlos de Guatemala
- Ing. Jorge Emilio Godínez
- Asesor de investigación
- Ingeniero químico. Col. 874

- Universidad de San Carlos de Guatemala

3.4. Recursos materiales disponibles

A continuación, se muestra en la tabla I, los recursos materiales disponibles para la construcción.

Tabla I. Recursos disponibles para la construcción y operación del equipo

Equipo/recurso	Marca	Descripción	Modelo	Capacidad/medida	Tipo	Uso
Tubo de vidrio	-	Borosilicato, pyrex	-	altura 2.44 m, diámetro interno = 2"	Insumo para construcción	Sección principal de la torre de película húmeda
Anemómetro	-	Molino de 3 aspas digital	-	-	Equipo de medición	Para la medición de la velocidad del aire en el sistema
Probeta	Kimax	Plástica	-	500 mL +/- 5 mL	Cristalería	Medición y calibración de flujo de agua
Kit O2 disuelto	Hanna Instruments	Kit titulador por método modificación de la modificación del ácido	HI3810	Rango: 0-10 ppm, incremento menor= 0,1 ppm	Equipo de medición	Medición de oxígeno disuelto en agua de las muestras
Cronómetro	Casio	Cronómetro digital	-	-	Equipo de medición	Para monitorear el tiempo que tarda en llenar el rebosadero inferior o torre empacada
Medidor laser de temperatura	-	Termómetro infrarojo sin contacto	-	-	Equipo de medición	Para monitoreo de temperaturas en todo el equipo o en la operación
Probeta	Kimax	Vidrio	-	100 mL +/- 0,5 mL	Cristalería	Medición de volúmenes para disoluciones de limpieza
Ácido clorhídrico	Genérico	32% v/v	-	-	Reactivo	Limpieza ácida de equipo
Cloro	Genérico	3 % v/v como hipoclorito de sodio	-	-	Reactivo	Función de biocida en la limpieza del equipo
Soda cáustica	Genérico	Polvo	-	-	Reactivo	Limpieza alcalina del equipo
Juego de llaves cola-corona	Stanley	14 piezas hexagonales	-	7-24 mm	Herramienta	Para poder ajustar diferentes partes del equipo
Manguera	-	Tela expandible	-	15 m	Insumo para operación	Medio para poder llenar los contenedores de líquido
Agua potable	-	Proporcionada por LOPU USAC	-	-	Insumo para operación	Fundamental para poder llevar a cabo el estudio
Tubo de vidrio	-	Borosilicato, pyrex	-	Altura 60 cm; diámetro 6 "	Insumo para construcción	Sección de rebosaderos

Continuación de la tabla I.

Medidor portátil diferencial de presión	Testo	Medidor directo de dos puntos para diferencial de presión	512	200 hPa	Equipo de medición	Medición de diferencial de presión en la unidad
Manómetros	Genebre	Medidor de presión tipo Bourdon	-	0-90 PSI	Equipo de medición	Para la medición de presión de la descarga de las bombas centrífugas
Termómetros	Winters	Con vástago largo	-	0-120 °C	Equipo de medición	Para medición de la temperatura de bulbo húmedo y seco
Válvula para regulación de gases a altas presiones	Harris	Regulador de una etapa	-	Regula a una presión de salida < 200 PSI	Herramienta de operación	Para poder regular la presión del nitrógeno gaseoso a la entrada del equipo

Fuente: elaboración propia.

3.5. Técnica cualitativa o cuantitativa

A continuación, se muestra la técnica cualitativa y cuantitativa.

3.5.1. Técnica cualitativa

Para que el estudio fuera integral, durante la construcción del equipo se verificó que toda la estructuración estuviera en buen estado, sin rajaduras ni quebraduras. Se aseguró que todas las líneas de gas, aire y agua no tuvieran fugas; se verificó que todos los manómetros, termómetros y cheques funcionaran correctamente. Como parte de comprobar la operación fue verificar que se formara la película por toda la pared interior de la torre, y que en los rebosaderos no existiera turbulencia antes del ingreso a la torre de película húmeda. También se verificó que la distancia de la sección de calma inferior fuera suficiente.

3.5.2. Técnica cuantitativa

A continuación, se muestra la técnica cuantitativa.

3.5.2.1. Estudio previo

Antes del planteamiento de los objetivos y metodología experimental, se llevó a cabo un plan de estudio teórico por medio de las fuentes que se describen en la sección de bibliografía, para adquirir conocimientos sólidos y comprender ciertos fenómenos en temas relacionados a transferencia de materia en general. Además, para tener claras las variables dependientes e independientes, específicamente para procesos de absorción entre dos fases G-L y humidificación de manera convectiva y por medios naturales.

3.5.2.2. Desarrollo del diseño experimental

En este caso no hay ecuaciones de diseño específicas previas a la construcción del equipo, ya que se dejó a la altura del tubo de vidrio que fue proporcionado en el laboratorio y demás suministros que se adaptaron para culminar la construcción de la unidad, debido a que se dejó como recurso didáctico-investigativo. Se llevaron a cabo técnicas cuantitativas para verificar el funcionamiento y operación óptimos para los sistemas. El propósito de estas técnicas fue el obtener tendencias gráficas que describan al sistema en su funcionamiento bajo diferentes variables, de la mano también con la relación matemática de cada una de las relaciones.

El bloque de pruebas para comprobar el desempeño y operación del equipo fue el siguiente para los dos procesos:

Para límites operativos:

- Evaluar gráficamente el número de Reynolds en relación a la velocidad superficial de la fase líquida (L).
- Determinar las velocidades y flujos máxicos de inundación del gas respecto a diferentes corrientes L/G .
- Determinar las caídas de presión de la unidad con diferentes relaciones L/G .
- Verificar el comportamiento del espesor de película líquida en relación a diferentes flujos máxicos de la fase líquida.

Para desempeño del equipo:

- Determinar el flux de transferencia de masa para el proceso de absorción y desorción y la relación que existe con L/G .
- Evaluar los coeficientes convectivos de transferencia de masa y las resistencias individuales y globales del proceso de absorción y desorción con relación a la variación L/G .
- Construir curvas de operación y equilibrio para el menor y mayor flujo de la fase líquida por diseño del proceso de absorción de oxígeno en agua.
- Construir una relación gráfica que describa el número de Sherwood y diferentes números de Reynolds para el proceso de absorción.

- Determinar y relacionar gráficamente las unidades y alturas globales de transferencia de masa globales (NtoG, HtoG) en el proceso en función del factor de absorción oxígeno en agua.

3.6. Recolección y ordenamiento de la información

A continuación, se muestra la recolección y ordenamiento de la información.

3.6.1. Técnica para la recolección de las muestras

Las muestras fueron recolectadas al ingreso y a la salida del equipo, para un total de 36 muestras por cada uno de los cambios en el flujo del líquido que se realizaron; por lo tanto, se almacenaron por un máximo de 1 hora en recipientes plásticos de 500 mL totalmente herméticos, tomando en cuenta la manera correcta para la recolección o toma de cada una de las muestras. Se siguió el siguiente procedimiento, sencillo pero significativo, en la captación de las mismas: para la entrada, se sumergió totalmente el recipiente hasta rebosar, esto por aproximadamente 5 segundos dentro del depósito plástico de almacenaje de líquido del equipo. Se tuvo el cuidado al evitar la turbulencia o ingreso de aire atmosférico y formación de burbujas en la muestra, y se tapó inmediatamente. Para muestras en la salida del equipo, se consideró el mismo procedimiento, con la única diferencia que no se debe tomar en el depósito de caída después de la torre, sino directamente de las mangueras del rebosadero inferior. Se evitó agitar la muestra.

3.6.2. Técnica para la toma de datos

El método utilizado para conocer el flujo masico del líquido fue por medio de la obtención y adaptación de la ecuación matemática de la curva de

calibración. Esta curva relacionó la altura que tarda el líquido en llenar de un punto inicial a uno final. Se tomaron 3 datos para cada uno de los diferentes flujos, asegurándose de medir correctamente la altura y tiempo.

Por medio del medidor digital de presión, se tomó cada uno de los datos de presión teniendo en cuenta que las diferencias de presión de agua iban a ser pequeñas. Para la toma de temperatura de bulbo seco, se aseguró de tomar una referencia horizontal la aguja. Para la temperatura de bulbo húmedo, se aseguró de humedecer la superficie del balastro y se aseguró también que estuviera bien enroscado; se verificó horizontalmente la aguja indicadora de temperatura. Para la medición de oxígeno disuelto se siguió estrictamente el procedimiento del kit.

3.7. Tabulación, ordenamiento y procesamiento de la información

A continuación, se muestra la tabulación y ordenamiento de la información.

3.7.1. Tabulación y ordenamiento de la información

A continuación, se muestra en la tabla II, el modelo de hoja de datos originales.

Tabla II. Modelo hoja de datos originales

Corrida	Altura agua, <i>cm</i>	Tiempo, <i>s</i>	O ₂ , <i>ppm</i> ENTRADA	O ₂ , <i>ppm</i> SALIDA	T _{bs} , °C ENTRADA	T _{bh} , °C ENTRADA	T _{bs} , °C SALIDA	T _{bh} , °C SALIDA	ΔP, Pa	Velocidad aire, <i>m/s</i>
1.1										
1.2										
1.3										
2.1										
2.2										
2.3										
3.1										
3.2										
3.3										
4.1										
4.2										
4.3										
5.1										
5.2										
5.3										
6.1										
6.2										
6.3										
7.1										
7.2										
7.3										
8.1										
8.2										
8.3										

Fuente: elaboración del investigador principal, parámetros independientes.

3.7.2. Procesamiento de la información

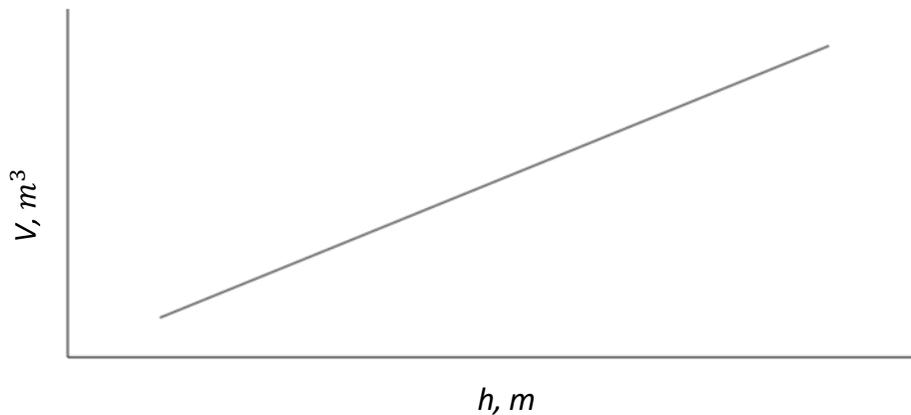
Para comprobar la operación y desempeño del equipo se llevó a cabo una metodología de cálculo con ecuaciones semiteóricas de diversas fuentes bibliográficas. A continuación, se describen las mismas y sus relaciones gráficas para poder facilitar la comprensión y análisis del estudio:

3.7.2.1. Determinación del flujo másico del líquido

El procedimiento de calibración del líquido se llevó a cabo de una manera sencilla. Se midieron diferentes alturas del rebosadero inferior y torre empacada,

y su respectiva capacidad en volumen entre un punto inicial y final, de tal manera que se obtuvo una curva de calibración para cada una de las dos torres:

Figura 14. **Modelo curva de calibración para rebosadero inferior y fondo de torre empacada**



Fuente: elaboración propia.

Para dar una ecuación que describe el volumen aproximado de líquido respecto a cualquier altura dentro de los límites tomados en el rebosadero inferior:

Donde y = volumen en m^3 y x = altura en m , estos valores pueden ser tomados como cambios de altura y volumen aproximadamente.

De esta forma se determinó el flujo aproximado de líquido, al tomar el tiempo en el que se llena el rebosadero inferior, con base en dos puntos de referencia.

El cálculo del volumen para el caso de la torre empacada es más complicado, debido a los empaques que están dentro; si se extraen los mismo es recomendable volver a calibrar.

3.7.2.2. Determinación del flujo másico del gas

Para este caso se contó con un anemómetro digital, para encontrar así la velocidad del gas que pasa por un punto. Al multiplicarlo por el área transversal en que pasa el gas, se obtuvo el flujo volumétrico del mismo, como se describe a continuación:

$$Q_{aire} = vA_T \quad [\text{Ec. 72}]$$

Donde $A_T = 3,16693 \times 10^{-5}$ referencia para el paso del aire del punto de medición en tubería de ¼ pulg. Este puede variar si se mide la velocidad en otro punto del equipo.

3.7.2.3. Determinación de L y G

Para este caso es importante diferenciar entre un flujo de masa líquido y gaseoso y velocidad superficial de masa del líquido o gas dentro de la torre de película húmeda. Este último se describe a continuación:

$$L = \frac{\dot{m}_L}{A_T} \quad [\text{Ec. 73}]$$

$$G = \frac{\dot{m}_G}{A_T} \quad [\text{Ec. 74}]$$

Donde para las áreas transversales de transferencia dependerá del grosor de la película descendente para el líquido y gas.

3.7.2.4. Para límites operativos

- Evaluar gráficamente el número de Reynolds en relación a la velocidad superficial de la fase líquida (L).

3.7.2.5. Determinación del número de Reynolds fase líquida

Rapidez de flujo de masa/unidad de espesor:

$$G = \frac{\dot{m}_L}{\rho D_{\text{int}}} \quad [\text{Ec. 75}]$$

El divisor de la ecuación 73 es llamado también perímetro mojado, en donde se relaciona el diámetro interno del tubo de la torre de película húmeda.

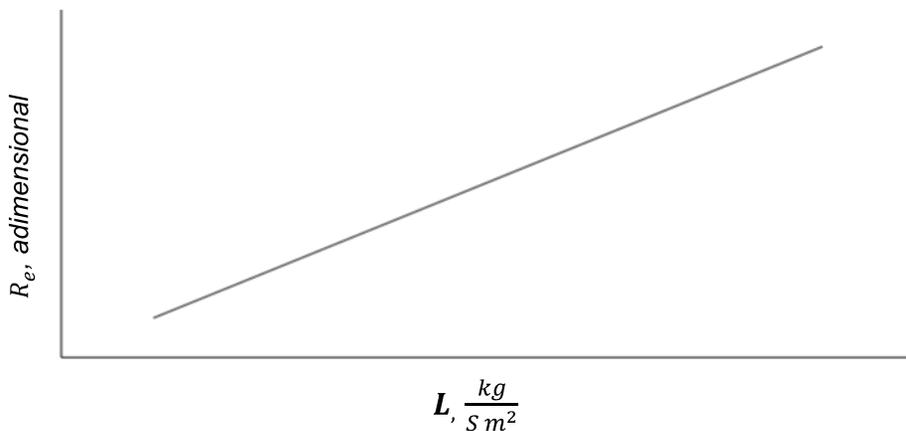
$$R_e = \frac{4G}{m_L} \quad [\text{Ec. 76}]$$

Determinación del espesor efectivo de película del gas

$$B_T = \frac{D_{\text{int}}}{Sh} \quad [\text{Ec. 77}]$$

Donde D_{int} es el diámetro donde pasa la masa total de gas. Se debe descontar el grosor de la película líquida al diámetro interno total del tubo de vidrio.

Figura 15. **Modelo curva de relación entre Re y L**



Fuente: elaboración propia.

En donde se obtuvo una ecuación matemática que describe la el número de Reynolds en función de L/G .

- Determinar las velocidades y flujos máxicos de inundación del gas respecto a diferentes corrientes L/G .

Partiendo de la ecuación:

$$U_f = F_1 F_2 \left(\frac{\sigma}{\rho_G} \right)^{0,5} \quad [\text{Ec. 55}]$$

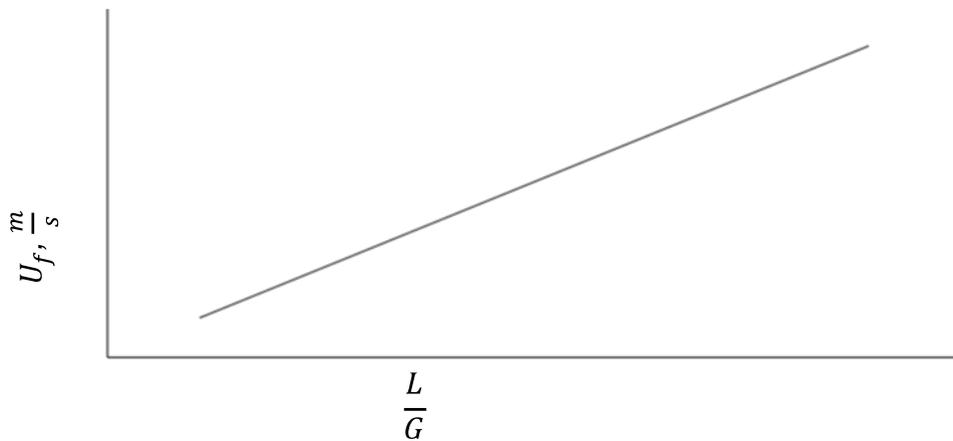
Bajo las condiciones:

$$F_1 = 1,22, \text{ cuando } 3,2 \frac{D_{\text{int}}}{\sigma} > 1$$

$$F_1 = 1,22 \left(3,2 \frac{D_{\text{int}}}{\sigma} \right)^{0,4}, \text{ cuando } 3,2 \frac{D_{\text{int}}}{\sigma} < 1$$

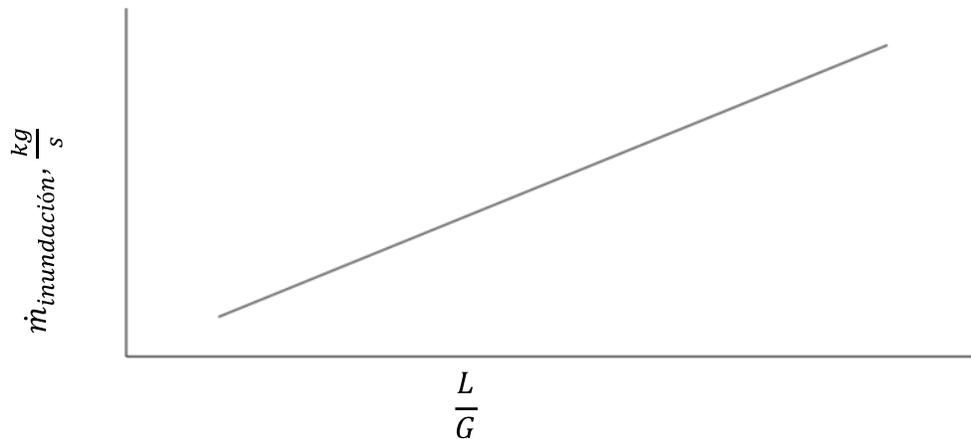
$$F_2 = \left(\frac{L}{G} \right)^{0,25}$$

Figura 16. **Modelo relación entre la velocidad de inundación y L/G**



Fuente: elaboración propia.

Figura 17. **Modelo relación entre el flujo másico de inundación y L/G**



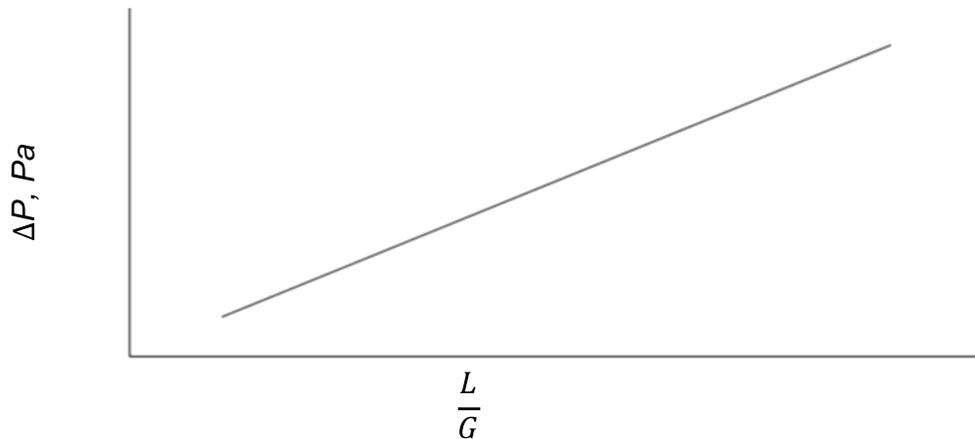
Fuente: elaboración propia.

En donde se obtuvo una ecuación matemática que describe la velocidad de inundación y flujo másico de inundación en función de L/G .

- Determinar las caídas de presión de la unidad con diferentes relaciones L/G .

La caída de presión se midió de forma experimental, por lo tanto, se obtuvo una relación grafica de la siguiente manera:

Figura 18. **Modelo pérdidas de energía en relación a L/G**



Fuente: elaboración propia.

En donde se obtuvo una ecuación matemática que describe la caída de presión en función de L/G .

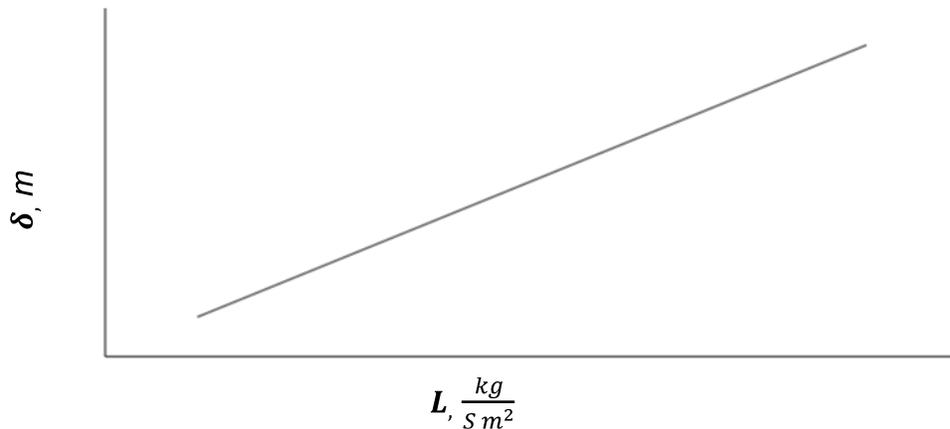
- Verificar el comportamiento del espesor de película líquida en relación a diferentes flujos másicos de la fase líquida.

Determinación del espesor de película líquida

$$d = \left(\frac{3mG}{r^2 g} \right)^{1/3}$$

[Ec. 78]

Figura 19. **Modelo espesor de película húmeda en relación a L**



Fuente: elaboración propia.

En donde se obtuvo una ecuación matemática que describe el espesor de película húmeda en función de L .

Para desempeño del equipo:

- Determinar el flux de transferencia de masa para el proceso de absorción y desorción y la relación que existe con L/G .

3.7.2.6. Determinación del flux en el proceso de absorción

El flux se determinó de manera experimental, con la medición del cambio de oxígeno disuelto en la entrada y salida del tramo de transferencia en la torre de película húmeda y el caudal de la masa total de agua:

$$N_{O_2} = DcQ_{\text{agua}} \quad [\text{Ec. 79}]$$

3.7.2.7. Determinación del flux en el proceso de desorción

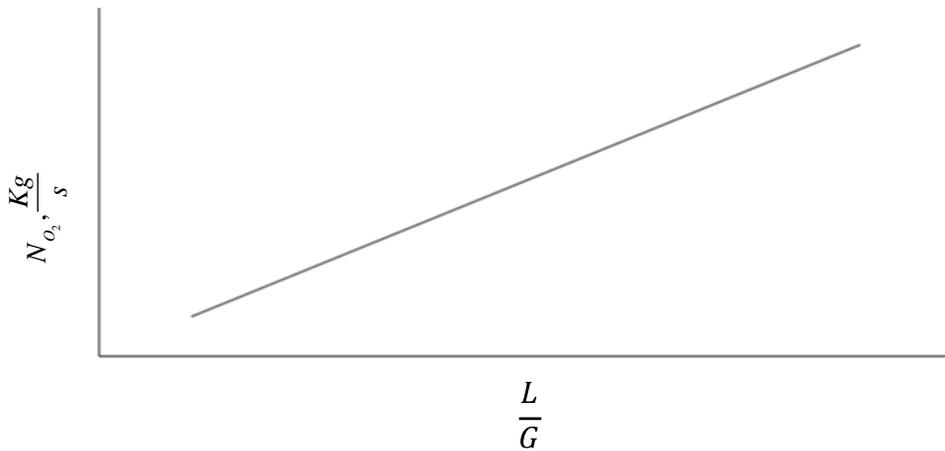
Para el proceso de desorción, el flux se determinó por medio de los datos psicrométricos del aire. La humedad absoluta se pudo encontrar al obtener las temperaturas de bulbo seco y bulbo húmedo medidos por el anemómetro y termómetros instalados en el equipo. De manera sencilla, se encontró la intersección entre ambas temperaturas en la carta psicrométrica, de modo que se trazó una línea horizontal para poder leer la humedad absoluta, ubicada en el costado derecho de la figura 13.

Obtenidas las humedades absolutas de entrada y de salida, se procedió a calcular el flux como se describe a continuación:

$$N_{H_2O} = DcQ_{\text{aire}} \quad [\text{Ec. 80}]$$

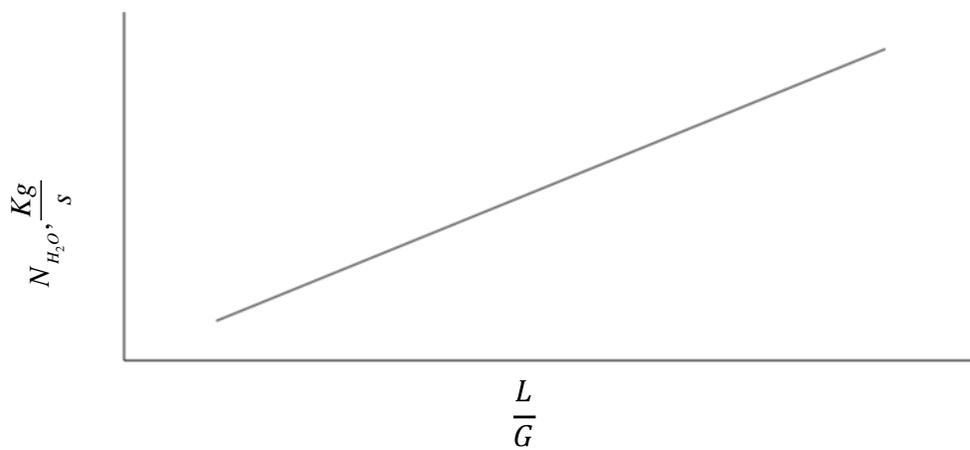
Para el entendimiento de la relación entre el flux respecto a L/G para cada uno de los dos procesos, absorción y desorción, se hizo una gráfica para estos cambios obtenidos experimentalmente:

Figura 20. **Modelo relación gráfica para el análisis de los efectos del cambio L/G sobre el flux proceso de absorción**



Fuente: elaboración propia.

Figura 21. **Modelo relación gráfica para el análisis de los efectos del cambio de L/G sobre el flux proceso de desorción**



Fuente: elaboración propia.

En donde se obtuvo una ecuación matemática que describe el flux de absorción y desorción en función de L/G .

- Evaluar los coeficientes convectivos de transferencia de masa y las resistencias individuales y globales del proceso de absorción y desorción con relación a la variación L/G .

3.7.3. Determinación del coeficiente convectivo de transferencia de masa para proceso de absorción de O₂ en agua

A continuación, se muestra la determinación del número de Schmidt para ambas fases.

3.7.3.1. Determinación del número de Schmidt para ambas fases

Este número adimensional es constante, ya que se asume que las propiedades permanecen estables durante el proceso, @ 298.15K, 101,325Pa:

Derivado de la ecuación 32:

$$S_{C_L} = \frac{m_L}{r_L D_{O_2-agua}} \quad [\text{Ec. 81}]$$

Donde:

$$\rho_L = 995 \frac{\text{Kg}}{\text{m}^3}, \quad \mu_L = 8,91 \times 10^{-4} \frac{\text{Kg}}{\text{m-s}}, \quad D_{O_2-agua} = 2,0 \times 10^{-9} \frac{\text{m}^2}{\text{s}}$$

$$S_{C_G} = \frac{m_G}{r_G D_{H_2O-aire}} \quad [\text{Ec. 82}]$$

Donde:

$$\rho_G = 1,184 \frac{\text{Kg}}{\text{m}^3}, \quad \mu_G = 1,82 \times 10^{-5} \frac{\text{Kg}}{\text{m} \cdot \text{s}}, \quad D_{H_2O-aire} = 2,5 \times 10^{-9} \frac{\text{m}^2}{\text{s}}$$

3.7.3.2. Determinación del número de Sherwood fase líquida

Este número adimensional se calculó bajo algunas condiciones y basándose en la ecuación 33.

Para $R_e = 0 - 1,200$

$$S_h = \left(\frac{3\delta R_e S_C}{2\pi L} \right)^{0,5} \quad [\text{Ec. 83}]$$

Para $R_e = 1,300 - 8,300$

$$S_h = 1,76 \times 10^{-5} R_e^{1,506} S_C^{0,5} \quad [\text{Ec. 84}]$$

3.7.3.3. Para coeficiente individual de transferencia de masa de la fase líquida

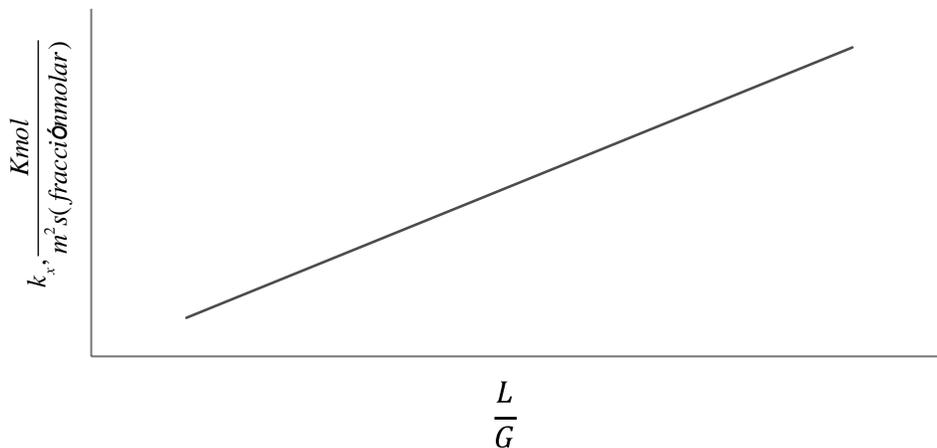
$$k_L = \frac{S_h D_{O_2-agua}}{L} \quad [\text{Ec. 85}]$$

Para poder convertirlo a coeficiente en términos de fracción molar

$$k_x = k_L C \quad [\text{Ec. 86}]$$

$$\text{Donde } C = \frac{r_L}{PM} = 55,55 \frac{\text{Kmol}}{\text{m}^3} \text{ para el agua.}$$

Figura 22. **Modelo relación gráfica para el análisis de los efectos del cambio de L/G sobre el coeficiente individual de la fase líquida**



Fuente: elaboración propia.

3.7.4. Para el coeficiente individual de transferencia convectiva de gas

A continuación, se muestra el coeficiente individual de transferencia convectiva de gas.

3.7.4.1. Determinación del número de Reynolds para la fase gaseosa

$$R_e = \frac{D_{\text{int}} v \rho_G}{m_G} \quad [\text{Ec. 87}]$$

Donde D_{int} es el diámetro interno del paso de la fase gaseosa

3.7.4.2. Determinación del número de Sherwood para la fase gaseosa

Bajo condición $R_e = 4\,000 - 60\,000$: $S_C = 0,6 - 300$

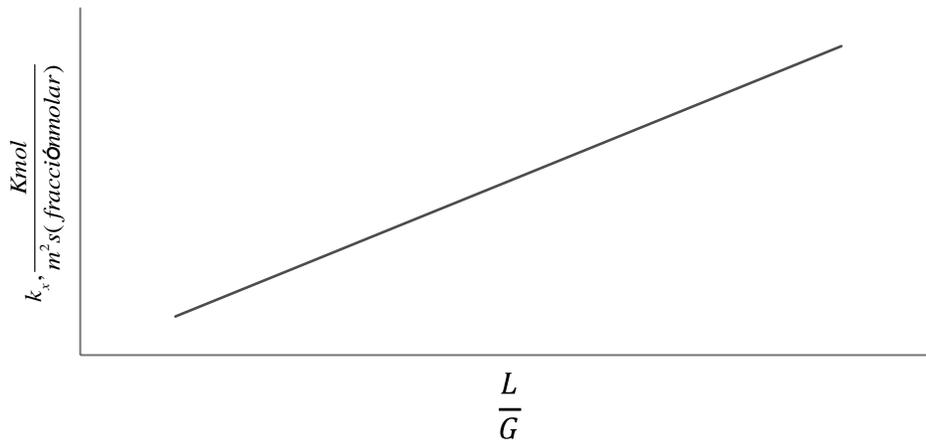
$$S_h = 0,023 R_e^{0,83} S_C^{1/3} \quad [\text{Ec. 88}]$$

Flujo turbulento puede ser aquel que cumpla con $R_e > 4,000$ para la fase gaseosa.

$$k_y = \frac{S_h P D_{O_2\text{-aire}}}{RTD_{\text{int}}} \quad [\text{Ec. 89}]$$

Se relacionó el coeficiente individual convectivo de transferencia de masa de la fase líquida con L/G .

Figura 23. **Modelo relación gráfica para el análisis de los efectos del cambio de L/G sobre el coeficiente individual de la fase gaseosa**



Fuente: elaboración propia.

En donde se obtuvo una ecuación matemática que describe los diferentes coeficientes individuales de TDM en función de L/G .

3.7.5. Para las resistencias en el proceso de absorción y desorción

Partiendo de las ecuaciones:

$$\frac{1}{K_y} = \frac{1}{k_y} + \frac{m''}{k_x} \quad [\text{Ec. 47}]$$

$$\frac{1}{K_x} = \frac{1}{k_x} + \frac{1}{m' k_y} \quad [\text{Ec. 48}]$$

3.7.6. Para la construcción de la curva de equilibrio

Se asumieron valores de x_{O_2} en un rango determinado. Siguiendo la ley de Raoult se puede graficar una serie de puntos del equilibrio entre fases:

$$\bar{p}_{O_2}^* = x_{O_2} p_{O_2} \quad [\text{Ec. 90}]$$

$$y_{O_2}^* = \frac{\bar{p}_{O_2}^*}{P_T} \quad [\text{Ec. 91}]$$

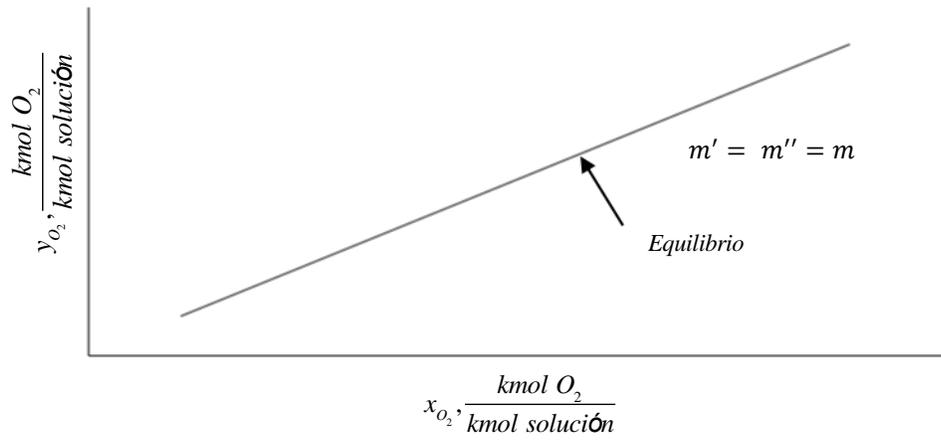
Luego se encontró para el equilibrio en cada punto de los valores x_{O_2} e $y_{O_2}^*$ y se graficó.

Se graficó de igual manera con el proceso de desorción.

3.7.7. Para el proceso de absorción

Como la curva de equilibrio presentó tendencia lineal, por lo tanto, las pendientes son las mismas para determinar las resistencias individuales de transferencia en el proceso de absorción.

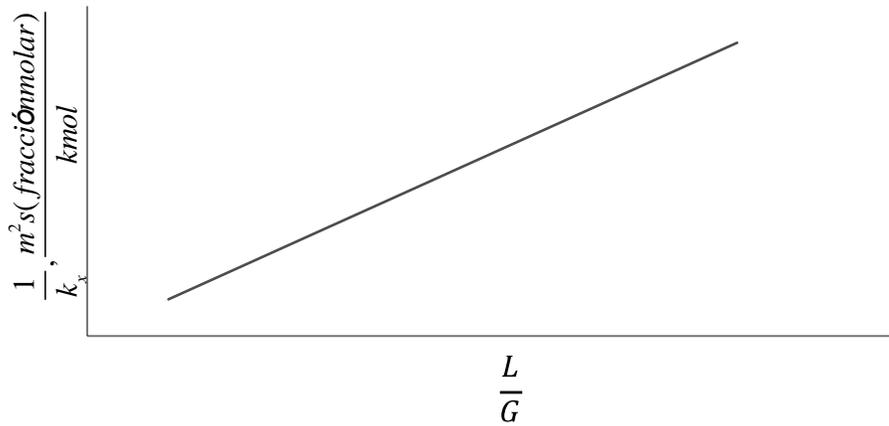
Figura 24. **Modelo relación gráfica curva de equilibrio O2-agua**



Fuente: elaboración propia.

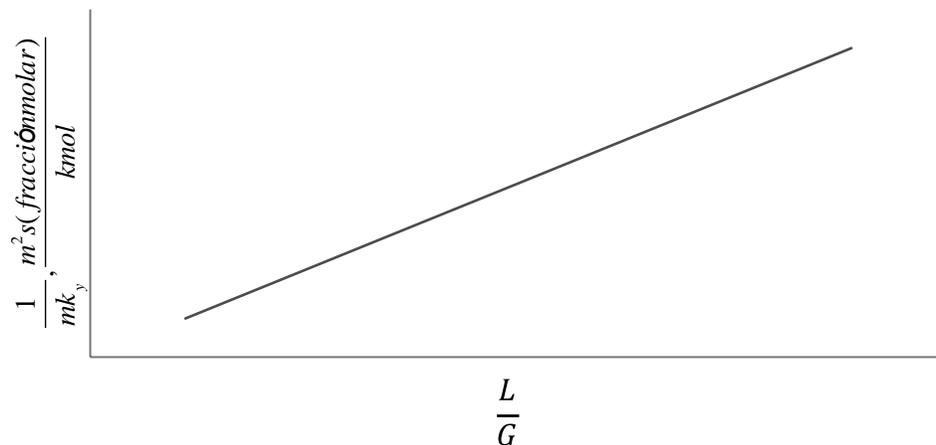
Se procedió a graficar las resistencias:

Figura 25. **Modelo relación gráfica para el análisis de los efectos del cambio de L/G sobre las resistencias individuales de la fase líquida para proceso de absorción**



Fuente: elaboración propia.

Figura 26. **Modelo relación gráfica para el análisis de los efectos del cambio de L/G sobre las resistencias individuales de la fase gaseosa para proceso de absorción**

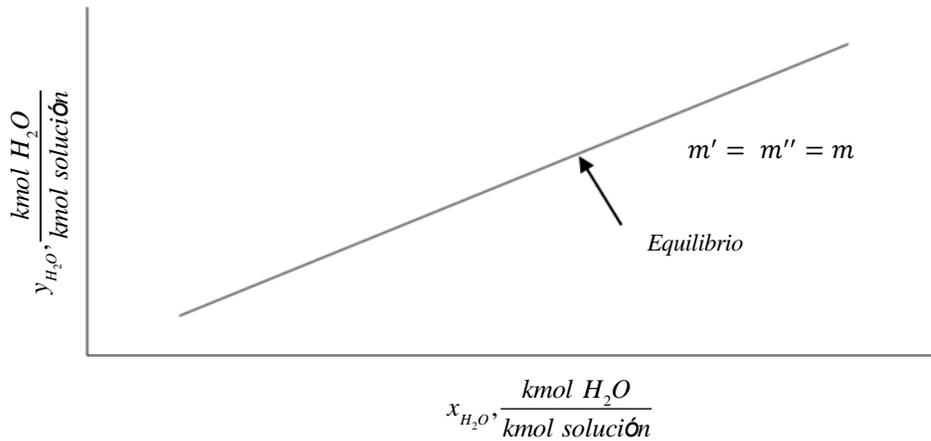


Fuente: elaboración propia.

3.7.8. Para el proceso de desorción

Como la curva de equilibrio presentó tendencia lineal, las pendientes son las mismas para determinar las resistencias individuales de transferencia en el proceso de desorción.

Figura 27. **Modelo relación gráfica curva de equilibrio vapor de agua-aire**



Fuente: elaboración propia.

Se asumieron como resistencias globales solamente las resistencias individuales en la fase gaseosa, ya que la resistencia es tan baja en la fase líquida concentrada que se puede aproximar a cero:

Para coeficiente global fase líquida:

$$\frac{1}{K_x} = \frac{1}{k_x} + \frac{1}{m'k_y}$$

$$\frac{1}{K_x} @ \frac{1}{mk_y}$$

$$K_x @ mk_y$$

[Ec. 92]

Para coeficiente global fase gas:

$$\frac{1}{K_y} = \frac{1}{k_y} + \frac{m''}{k_x}$$

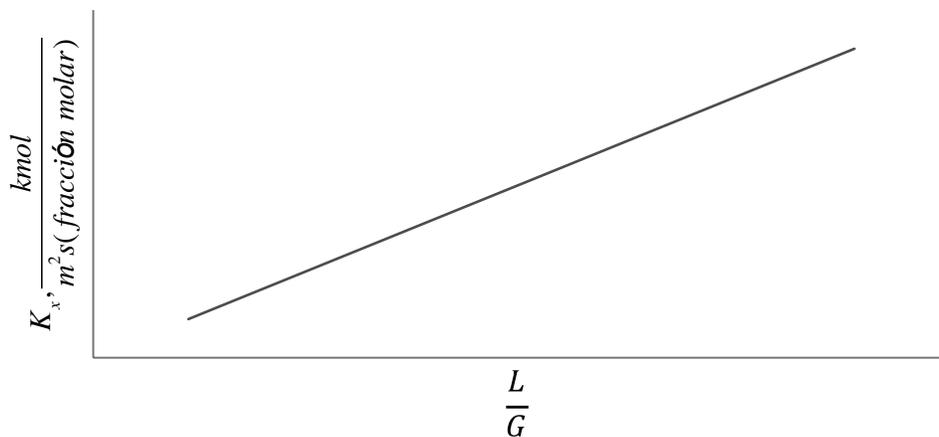
$$\frac{1}{K_y} @ \frac{1}{k_y}$$

$$K_y @ k_y$$

[Ec. 92]

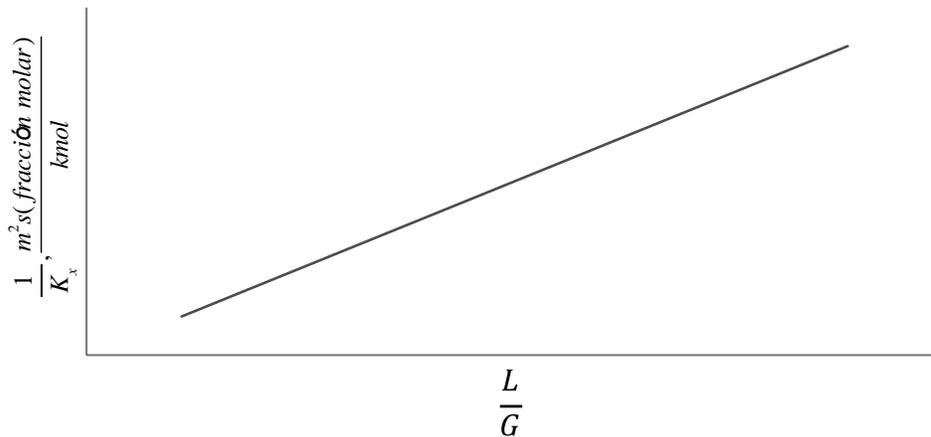
Se procedió a graficar las resistencias globales respecto a L/G:

Figura 28. **Modelo relación gráfica para el análisis de los efectos del cambio de L/G sobre las resistencias globales de la fase líquida para el proceso de desorción**



Fuente: elaboración propia.

Figura 29. **Modelo relación gráfica para el análisis de los efectos del cambio de L/G sobre las resistencias globales de la fase gaseosa del proceso de desorción**



Fuente: elaboración propia.

- Construir curvas de operación y equilibrio para el menor y mayor flujo de la fase líquida por diseño del proceso de absorción de oxígeno en agua.

Con los datos obtenidos de las ecuaciones 90 y 91 para el equilibrio de oxígeno en agua, se procedió a calcular los moles de O₂ en moles libres de A en L.

$$X_{O_2} = \left(\frac{x_{O_2}}{1 - x_{O_2}} \right) \quad \text{Ec. 93}$$

$$Y_{O_2}^* = \left(\frac{y_{O_2}^*}{1 - y_{O_2}^*} \right) \quad \text{Ec. 94}$$

Se construyó la gráfica de equilibrio en donde se relacionan todos los valores anteriores de las fracciones de oxígeno X_{O_2} e Y_{O_2} , como se describe a continuación, se debe tener cuidado al manejar las fracciones:

Se procedió a incorporar en la gráfica los factores $\left(\frac{L_s}{G_s}\right)_{op}$ y $\left(\frac{L_s}{G_s}\right)_{mín}$ para cada uno de la serie de datos obtenidos, teniendo claro que $\left(\frac{L_s}{G_s}\right)_{op}$ fue estrictamente experimental. Este también es llamado real de operación, en donde

$$G_s = \frac{G(1 - y_{O_2})}{A_T} \text{ Ec. 95}$$

$$L_s = \frac{L(1 - x_{O_2})}{A_T} \text{ Ec. 96}$$

Para la fase líquida, medidas las concentraciones de oxígeno disuelto en el agua en la entrada y la salida de manera experimental, se pueden encontrar los distintos valores de X_{O_2} , y calcular los diferentes L_s .

Para la fase gaseosa, se sabe que el aire tiene 0,21 % en volumen de oxígeno molecular; por lo tanto $y_{O_2} = 0,21$. Sin embargo, no se sabe la fracción de salida en la masa de gas libre de oxígeno; por consiguiente, se calculó de la siguiente manera:

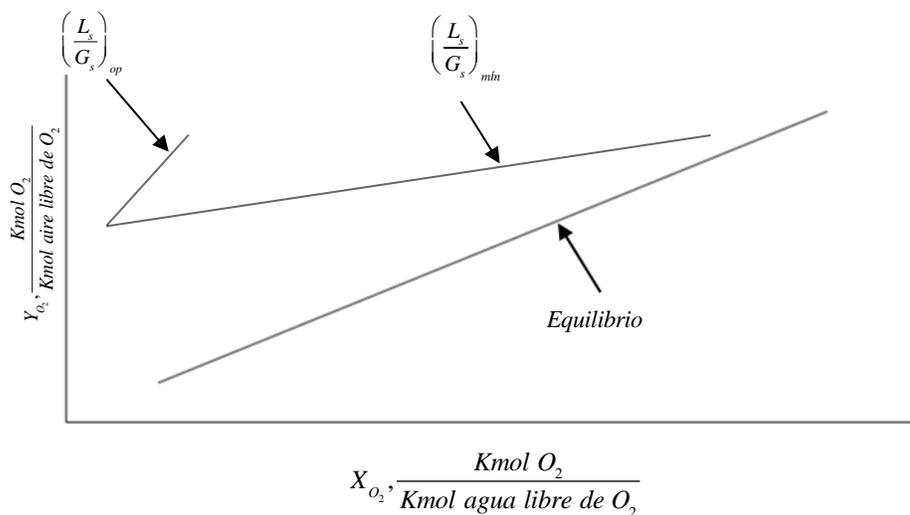
$$Y_{O_2} = \left(\frac{y_{O_2}}{1 - y_{O_2}} \right) \quad [\text{Ec. 97}]$$

$$Y_{f-O_2} = \frac{-L_s(X_{f-O_2} - X_{o-O_2})}{G_s} - Y_{o-O_2} \quad [\text{Ec. 98}]$$

Obtenidas todas las concentraciones de entrada y de salida, se procedió a graficar los puntos junto a la curva de equilibrio, tomando en cuenta que $\left(\frac{L_s}{G_s}\right)_{\text{mín}}$ se graficó hasta el punto de intersección con la curva de equilibrio, punto el cual la concentración de oxígeno en la salida es lo máximo alcanzable.

Donde se pudo obtener la pendiente de la curva para cada una de las expresiones, $\left(\frac{L_s}{G_s}\right)_{\text{op}} = m_{\text{op}}$, $\left(\frac{L_s}{G_s}\right)_{\text{mín}} = m_{\text{mín}}$.

Figura 30. **Modelo para curva de operación y equilibrio para proceso de absorción**



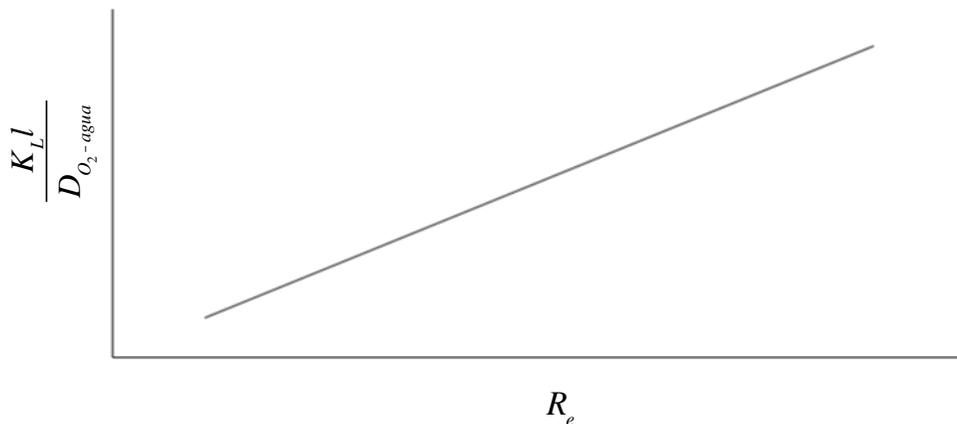
Fuente: elaboración propia.

Se hace la observación de la diferencia entre pendiente (m) y flujo másico (\dot{m}).

- Construir una relación gráfica que describa el número de Sherwood en función de diferentes números de Reynolds para el proceso de absorción

El número de S_h se calculó por medio de las ecuaciones 83 y 84, dependiendo el rango del número de Reynolds, y se graficó la tendencia en relación a R_e .

Figura 31. **Modelo para curva Sh de la fase líquida en función de Re**



Fuente: elaboración propia.

- Determinar y relacionar gráficamente las unidades y alturas globales de transferencia de masa globales (NtoG, HtoG) en el proceso en función del factor de absorción oxígeno en agua

Una aproximación del NUT y HTU globales se calculó bajo la condición de soluciones diluidas de la Ley de Henry, en donde la expresión para absorbedores bajo esta ley, se muestra a continuación:

$$A = \frac{L}{mG} \quad [\text{Ec. 99}]$$

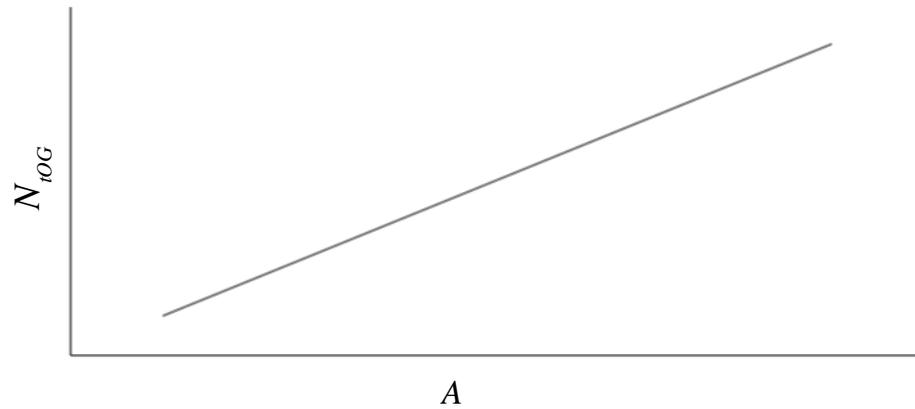
Donde m debe ser la pendiente de la recta bajo las condiciones iniciales y finales en todo el proceso de absorción o desorción.

Para el proceso de absorción:

$$N_{iOG} = \frac{\ln \left[\frac{y_o - mx_f \left(1 - \frac{1}{A} \right) + \frac{1}{A}}{y_f - mx_f \left(1 - \frac{1}{A} \right) + \frac{1}{A}} \right]}{1 - \frac{1}{A}} \quad [\text{Ec. 100}]$$

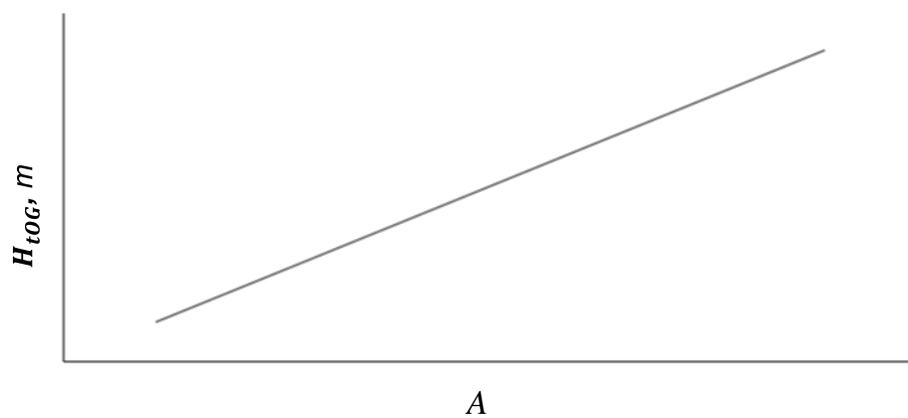
$$H_{iOG} = \frac{l}{N_{iOG}} \quad [\text{Ec. 101}]$$

Figura 32. **Modelo número de unidades globales de transferencia para proceso de absorción respecto de A**



Fuente: elaboración propia.

Figura 33. **Modelo altura de una unidad global de transferencia fase gaseosa para proceso de absorción respecto de A**



Fuente: elaboración propia.

3.8. Análisis estadístico

En muchos casos, específicamente en la interpretación de los ingenieros al momento de obtener datos confiables, o al momento de aplicar un criterio de la aceptación del método utilizado, es muy importante un análisis estadístico, para poder aceptar hipótesis en el estudio. Esto resulta un tanto complicado sin utilizar herramientas importantes para el análisis estadístico de las pruebas. Al indagar un poco en las pruebas estadísticas que se pueden utilizar al momento de obtener datos en el ámbito experimental, se puede concluir de una forma verídica y confiable por medio de la aplicación de ellas, aunque una hipótesis nunca se puede saber si es verdadera o falsa en su totalidad, pero sí encontrar evidencias que respaldan la hipótesis planteada.

Una hipótesis estadística es una aseveración o conjetura respecto a una o más poblaciones.

La estructura de la prueba de hipótesis se establece usando el término hipótesis nula, el cual se refiere a cualquier hipótesis que se desea probar y se denota con H_0 . El rechazo de H_0 conduce a la aceptación de una hipótesis alternativa, que se denota con H_1 . La comprensión de las diferentes funciones que desempeñan la hipótesis nula (H_0) y la hipótesis alternativa (H_1) es fundamental para entender los principios de la prueba de hipótesis. La hipótesis alternativa H_1 por lo general representa la *pregunta que se responderá o la teoría que se probará*, por lo que su especificación es muy importante. La hipótesis nula H_0 *anula o se opone a H_1* y a menudo es el complemento lógico de H_1 .³⁶

- Error tipo I

Es el rechazo de la hipótesis nula cuando es verdadera

- Error tipo II

³⁶ WALPOLE, Ronald E; MYERS, Raymond H.; MYERS, Sharon L. y YE, Keying. *Probabilidad y estadística para ingeniería y ciencias*. p. 320.

Es no rechazar la hipótesis nula cuando es falsa.

Se analizará la probabilidad de cometer un error de tipo I y de tipo II como parte del estudio.

3.8.1. Análisis de varianza (ANOVA) con un solo factor

Esta técnica estadística fue utilizada en la investigación. Se trata de la variabilidad de las muestras o datos tomadas durante la experimentación.

La variabilidad de promedios de los datos depende de los siguientes términos generales:

- La variación de la media entre los grupos
- La variación de la media dentro de los grupos

A esto se le denomina una variación aleatoria o al azar.

Para este caso se tomará un modelo totalmente aleatorizado, en donde n es el tamaño de la muestra tomada, mientras que k es la población, de donde se seleccionó n .

3.8.2. Suposiciones del ANOVA de un solo factor

Se supone que las k poblaciones son independientes y que están distribuidas en forma normal con medias $\mu_1, \mu_2, \dots, \mu_k$ y varianza común σ^2 .

3.8.3. Herramientas para el informe

- Microsoft Excel 2016

Para elaborar las relaciones gráficas, cálculos matemáticos y ordenamiento de tablas para análisis. También fue utilizado para el análisis estadístico ANOVA.

- Microsoft Word 2016

Para la redacción integral del documento. Incluye convertidor a PDF.

- Vector Works 2015, SolidWorks 2016

Programas fundamentales para diseño del diagrama 3D, en general de las partes metal-mecánicas del equipo que se queda plasmado en el manual, informe y artículo científico.

- MathType Versión 7.4.2 450

Para la edición de ecuaciones matemáticas.

4. RESULTADOS

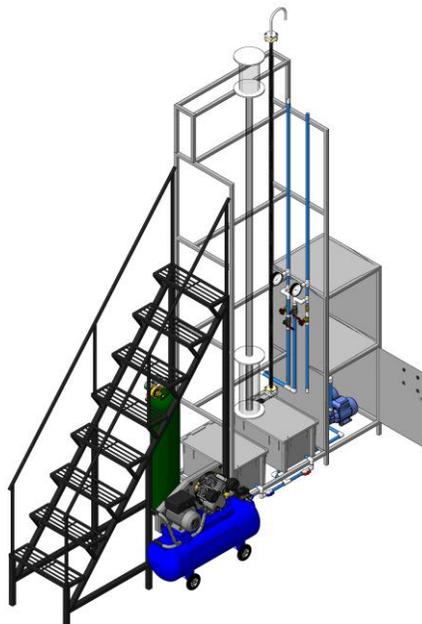
4.1. Principales criterios de diseño

Criterios generales fundamentales para el diseño del IDM de película húmeda:

4.1.1. Diagrama general de diseño

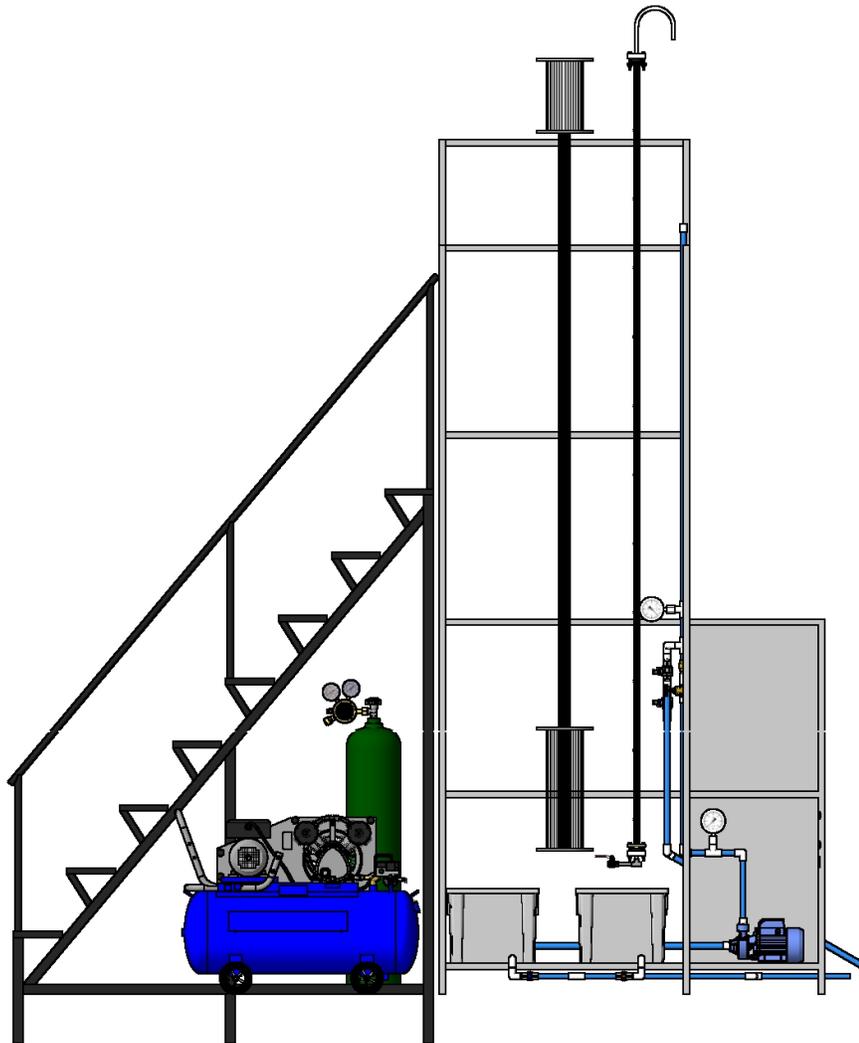
A continuación, se muestra el diagrama general de diseño.

Figura 34. **Vista isométrica IDM película húmeda**



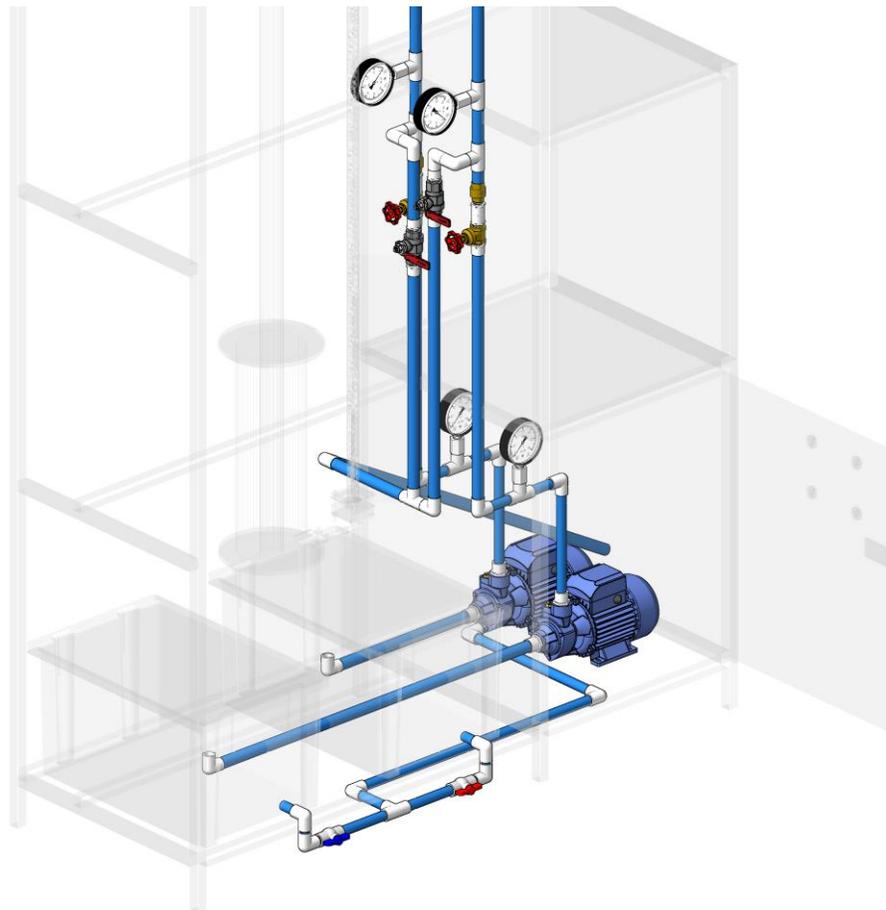
Fuente: IDM película húmeda, Laboratorio de Operaciones Unitarias Dr. Pedro Solé Castellanos.

Figura 35. Vista frontal IDM película húmeda



Fuente: IDM película húmeda, Laboratorio de Operaciones Unitarias Dr. Pedro Solé Castellanos.

Figura 36. **Sistema de distribución de la fase líquida IDM película húmeda**

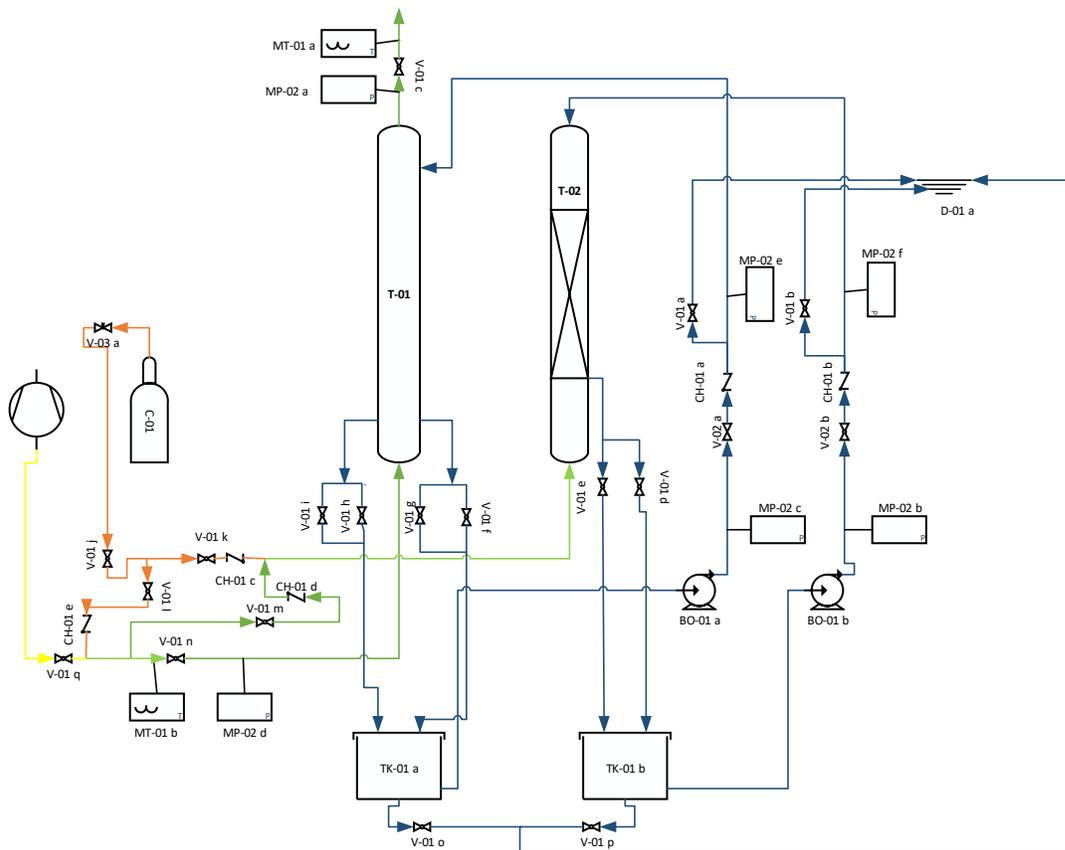


Fuente: IDM película húmeda, Laboratorio de Operaciones Unitarias Dr. Pedro Solé Castellanos.

4.1.2. Diagrama de proceso

A continuación, se muestra el diagrama de proceso de configuración.

Figura 37. Diagrama de proceso configuración en recirculación de las torres



Fuente: elaboración propia.

Si se desea cambiar de configuración, se deben cambiar las mangueras de salida de la fase líquida en las torres.

Tabla III. **Codificación de diagrama de proceso**

Código	Significado
T-01	Torre de película húmeda
T-02	Torre empacada
MT-01	Termómetro
MP-02	Manómetro
C-01	Cilindro de gas N2
CO-01	Compresor de aire
D-01	Drenaje
TK-01	Tanques de almacenaje líquido
BO-01	Bomba centrífuga para líquido
CH-01	Válvula antirretorno
V-01	Válvula de bola
V-02	Válvula de globo
V-03	Válvula reguladora de gases

Fuente: elaboración propia.

Tabla IV. **Líneas de fluidos en diagrama de proceso**

SÍMBOLO	SIGNIFICADO
	Línea de agua fría
	Línea de aire
	Línea de gas
	Línea de mezcla aire-gas

Fuente: elaboración propia.

4.1.3. Especificaciones técnicas

A continuación, se muestran las especificaciones técnicas del IDM.

Tabla V. **Especificaciones técnicas del IDM de película húmeda**

Torre de película húmeda	
Diámetro	0,0508 m
Atura	2,44 m
Torre empacada	
Diámetro	0,0254 m
Altura	2,80 m
Sección de calma inferior	
Tramo	0,36 m
Sección de calma superior	
Tramo	0,23 m
General	
Temperatura máxima	333,15 k
Alimentación eléctrica	120 v, 60 hz, monofásica
Capacidad de los tanques de almacenamiento	0,0577 m ³
Especificaciones de las bombas centrífugas	Q = 6,6 e-4 m ³ /s, h máx= 40 m, hp= 0,5, hz= 60
Dimensiones totales	
Altura máxima	3,58 m
Ancho	3,34 m
Profundidad	1,10 m
Área de instalación	3,674 m ²

Fuente: elaboración propia.

4.1.4. Diseño estructural y mecánico

Se diseñó una estructura metálica para apoyar las torres; dicha estructura cuenta con la suficiente estabilidad, resistencia, junto también a la sección de calma inferior y superior. Posee un panel en el que será controlado como encendido/apagado las bombas centrífugas. La sección de calma inferior es de

0,36 *m* de longitud en tubería 6,35 E-3 *m* de hierro galvanizado, con el fin de estabilizar la turbulencia del flujo de aire antes de ingresar a la torre de película húmeda. Para la sección de calma superior se tomó en cuenta una salida para el aire de 0,23 *m* tubería 6,35, E-3 *m* de hierro galvanizado, esto asegura que no se interrumpa la caída del agua en la torre de pared húmeda y que pueda ser liberado al ambiente el aire por la parte superior. El rebosadero superior cuenta con 0,15 *m* de columna de agua previo al ingreso por la parte interior del tubo. Al tener una columna grande de agua, se asegura que el peso del fluido rompa la turbulencia de la descarga de la bomba y que ingrese el agua de una manera estable a la torre, para que el líquido pueda fluir de una forma uniforme como película por las paredes. Dos depósitos de plástico fueron instalados para poder recibir el agua rica en oxígeno y pobre de oxígeno.

Por la dificultad de medir las variables en la parte más alta de las torres, se instalaron gradas con una altura de 2 *m*, esto facilita llegar al manómetro y termómetro, o realizar trabajos y verificaciones en el rebosadero superior.

4.1.5. Diámetro y área de tubos

El tubo de vidrio de la torre de película húmeda es de 0,0508 *m* de diámetro interno; para fines didácticos y de diseño es suficiente para analizar el fenómeno de interés a nivel planta piloto. Esta torre tiene un área efectiva de 0,3894 *m*² que satisface los requerimientos necesarios para apreciar y cuantificar la transferencia de materia y la interacción de las fases. El diámetro del tubo de la torre empacada al azar es de 0,0254 *m*, que al igual es suficiente para llevar a cabo la remoción de oxígeno en el agua, o contacto con cualquier otro gas para un flujo específico por diseño.

4.1.6. Materiales

Todos los materiales fueron considerados para una vida útil adecuada en el laboratorio.

Tabla VI. **Materiales utilizados para la construcción del IDM de película húmeda**

Parte	Material
Estructura metálica	Hierro negro
Escaleras metálicas	Hierro negro
Tubo de vidrio 2 " de diámetro	Borosilicato
Tubo de vidrio 1" de diámetro	Borosilicato
Tubos de vidrio rebosaderos 6" diámetro	Borosilicato
Contenedores receptores de agua	Hdpe
Tubería succión y descarga de bombas centrífugas	Pvc
Empaques en torre empacada	Cpvc
Tubería entrada y salida aire torre pared húmeda	Hierro galvanizado
Tapones y tapaderas de rebosaderos	Nylon ertalon

Fuente: elaboración propia.

4.1.7. Costos de construcción

A continuación, se muestran los costos de construcción IDM.

Tabla VII. **Costos de construcción IDM de película húmeda**

Ítem	Cantidad	Unidad	Descripción	Costo unitario	Costo total
1	8	unidad	abrazadera 1/2" conduit	Q 0,75	Q 6,00
2	15	unidad	abrazadera 1/2" para manguera	Q 6,00	Q 90,00
3	4	unidad	abrazadera 2" para manguera	Q 12,50	Q 50,00
4	2	unidad	abrazadera 6"	Q 45,00	Q 90,00
5	4	unidad	abrazadera 1/4"	Q 1,10	Q 4,40
6	8	unidad	conector de manguera 1/2" a 1/2" bronce macho	Q 25,00	Q 200,00
7	12	unidad	conector de manguera 1/2" a 1/4" bronce macho	Q 18,00	Q 216,00
8	4	unidad	adaptador 1/4" x 1/4" mra	Q 8,15	Q 32,60
9	4	unidad	reducidor bushing 1/2 " x 1/4" bronce	Q 15,60	Q 62,40
10	12	unidad	codo a 90° PVC 1/2 agua potable	Q 1,00	Q 12,00
11	2	unidad	válvula de bola española 1/2"	Q 49,30	Q 98,60
12	13	unidad	válvula de bola española 1/4"	Q 30,00	Q 390,00
13	4	unidad	codo a 90° 1/4 " galvanizado	Q 3,50	Q 14,00
14	13	unidad	codo a 90° PVC 1/2" agua potable	Q 0,86	Q 11,18
15	8	unidad	tee PVC 1/2" agua potable	Q 1,20	Q 9,60
16	1	unidad	tee PVC 3/4" agua potable	Q 2,50	Q 2,50
17	3	unidad	cheque horizontal 1/2"	Q 32,10	Q 96,30
18	4	unidad	reducidor bushing 1/2 " x 1/4" PVC	Q 5,70	Q 22,80
19	14	unidad	adaptador hembra pvc 1/2"	Q 1,20	Q 16,80
20	20	unidad	niple hierro galcanizado 1/4"	Q 10,80	Q 216,00
21	2	unidad	copla hierro galvanizado con reborde 1/4"	Q 7,50	
22	12	unidad	tee galvanizada 1/4"	Q 8,20	Q 98,40
23	20	yarda	manguera transparente 1/4" vinilo	Q 5,00	Q 100,00
24	10	yarda	manguera transparente 1/2" vinlo	Q 8,00	Q 80,00
25	1,00	galón	tangit en bote para PVC 0,13 gal	Q 84,90	Q 84,90

Continuación de la tabla VII.

26	4	unidad	manómetro 0-90 psi carátula 2" rosca 1/4"	Q 120,00	Q 480,00
27	6	metro	tubo PVC 315 psi 1/2"	Q 2,56	Q 15,36
28	6	metro	tubo PVC 1/4"	Q 13,33	Q 79,98
29	6	metro	tubo PVC 250 psi 3/4"	Q 3,11	Q 18,66
30	4	unidad	niple bronce universal 1/2" NPT	Q 11,00	Q 44,00
31	2	pliego	lija para esmeril no. 400	Q 5,20	Q 10,40
32	2	unidad	nivel de línea plástico	Q 9,40	Q 18,80
33	2	unidad	válvula globo bronce 1/2 "	Q 70,00	Q 140,00
34	2	yarda	manguera taygon 1/4"	Q 5,00	Q 10,00
35	12	onz	pasta para pulir	Q 20,40	Q 244,80
36	50	unidad	tornillo para lámina #10 x 3/4"	Q 0,09	Q 4,50
37	50	unidad	tornillo para lámina #12 x 3/4"	Q 0,12	Q 6,00
38	2	unidad	bomba centrífuga 1/2 hp marca dws	Q 342,00	
39		unidad	codo a 90° PVC 3/4" agua potable	Q 1,40	Q 0,00
40	2	unidad	válvula de bola PVC 3/4" lisa	Q 9,50	Q 19,00
41	4	unidad	adaptador macho PVC 3/4"	Q 1,10	Q 4,40
42	2	unidad	reducidor <i>bushing</i> PVC 3/4 " x 1/2"	Q 1,10	Q 2,20
43	2	unidad	cheque vertical 3/4"	Q 84,10	Q 168,20
44	2	unidad	termómetro industrial vástago largo 0-400	Q 350,00	Q 700,00
45		unidad	adaptador hembra PVC 3/4"	Q 1,90	Q 0,00
46	2	cartucho	sikaflex blanco cartucho	Q 51,00	Q 102,00
47	4	rollo	teflón en cinta 3/4"	Q 3,80	Q 15,20
48	1	unidad	estructura metálica de soporte hierro negro	Q 800,00	Q 800,00
49	1	unidad	escaleras metálicas hierro negro	Q 2 000,00	Q 2 000,00
50	1	unidad	tubo borosilicato 1" diámetro	Q 1 000,00	Q 1 000,00
51	1	unidad	tubo borosilicato 2" diámetro	Q 1 500,00	Q 1 500,00
52	1	unidad	tubo vidrio 6" diámetro 60 cm largo borosilicato	Q 600,00	Q 600,00
53	1	-	fundición de gradas metálicas	Q 400,00	Q 400,00
54	1	-	trabajos de torno adaptación rebosaderos, incluye bridas	Q 1 200,00	Q 1 200,00

Continuación de la tabla VII.

55	1	-	alquiler tanque de nitrógeno gaseoso	Q 500,00	Q 500,00
56	1	-	elaboración diagramas 3d del equipo	Q 1 000,00	Q 1 000,00
57	1	unidad	válvula reguladora gases alta presión	Q 1 200,00	Q 1 200,00
58	2	unidad	depósitos plásticos	Q 175,00	Q 350,00
59	4	unidad	barilla larga 30 cm con rosca	Q 20,00	Q 80,00
60	4	unidad	tornillos ajustables para base de estructura	Q 5,00	Q 20,00
61	8	unidad	tornillos largos para rebosaderos	Q 10,00	Q 80,00
62	1	unidad	espiga eléctrica	Q 6,00	Q 6,00
63	2	unidad	luz led para tablero	Q 15,00	Q 30,00
64	2	unidad	switch eléctrico	Q 18,00	Q 36,00
65	2	pliego	impresión etiquetas de identifican del equipo	Q 5,00	Q 10,00
66	1	unidad	rótulo de identificación del equipo en PVC 30x20 cm	Q 480,00	Q 480,00
67	2	unidad	bisagras de hierro	Q 5,50	Q 11,00
68	1	galón	1/4 pintura esmalte negro	Q 42,60	Q 42,60
69	1	galón	1/4 pintura esmalte azul	Q 42,60	Q 42,60
70	1	galón	1/4 pintura esmalte gris	Q 42,60	Q 42,60
71	1	unidad	brocha 2,5"	Q 9,00	Q 9,00
72	1	galón	solvente mineral	Q 77,00	Q 77,00
73	1	galón	ácido clorhídrico 32 %	Q 30,00	Q 30,00
74	1	galón	metanol	Q 40,00	Q 40,00
75	1	galón	cloro 3 %, como hipoclorito de sodio	Q 18,00	Q 18,00
76	1	unidad	kit de oxígeno disuelto hanna	Q 1 000,00	Q 1 000,00
total materiales e instrumentos iva incluido					Q 16 692,78
honorarios por diseño y construcción					Q 20 000,00
total construcción iva incluido					Q 36 692,78

Fuente: elaboración propia.

4.1.8. Selección del disolvente y soluto

“Cuando es posible una selección, se da preferencia a los líquidos con altas solubilidades del soluto; la alta solubilidad reduce la cantidad de disolvente a recircular. El disolvente debe ser relativamente no volátil, económico, por no corrosivo, estable, no viscoso, no espumante, no tóxico y de preferencia no inflamable”.³⁷

Con base en lo anterior, uno de los compuestos de circulación en la torre es aire, ya que es una mezcla de gases cuya constitución aproximada es de 21 % de oxígeno, 78 % de nitrógeno y 1 % de otros gases; se encuentra en abundancia en nuestro entorno, movido por medio de un compresor. La remoción de oxígeno por medio de nitrógeno gaseoso se efectuó por medio del contacto con la fase líquida en la torre empacada. El nitrógeno gaseoso es un gas incoloro e inodoro que se encuentra en la naturaleza en una proporción de 78 % en el aire, no inflamable por seguridad en el laboratorio. Reacciona fácilmente con el oxígeno, lo consume en el ambiente por lo que se deben tener las medidas de seguridad de manejo necesarias y así evitar accidentes. El equipo queda diseñado para utilizar otros tipos de fluidos ya sea líquidos o gaseosos, todo según el interés del estudio que se lleve a cabo. El gas puede ser alimentado a la torre de película húmeda según sea el interés en el estudio.

4.1.9. Concentraciones de fases

Las concentraciones en el líquido o gas pueden ser variadas dependiendo del tipo de experimento y análisis. Como la fuerza motriz en la transferencia de masa es el cambio de concentración, la difusión molecular, ya sea por absorción

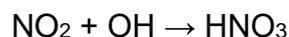
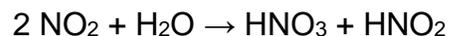
³⁷ PERRY, H. Robert; GREEN, W. Don; MALONEY, O. James. *Manual de ingeniero químico*. p. 14.

o desorción en un sistema bifásico, puede ser con velocidades mayores cuando este gradiente es mayor. Aunque este estudio está limitado a conocer el sistema agua-aire, la remoción del oxígeno por medio de nitrógeno gaseoso, es dependiente de la concentración O₂ con la que ingresa el agua a la torre empacada. Este sistema es reaccionante formando principalmente NO_x. El oxígeno en el agua a la que ingresa a la torre de película húmeda puede ser modificado en la torre empacada, inclusive a concentraciones muy bajas (1-1,5 ppm).

4.1.10. Análisis ambiental

Como se mencionó anteriormente, la mayor contaminación en la unidad es la formación de compuestos por oxidación del nitrógeno gaseoso en el ambiente, denominados NO_x, que pueden contribuir al aumento del efecto invernadero; son principalmente 2 compuestos químicos: óxido nítrico (NO) y dióxido de nitrógeno (NO₂). Aunque estos contaminantes están presentes en concentraciones bajas, es importante que no se exceda de los límites que afecten a la salud humana. El consumo del oxígeno en el ambiente puede causar efectos en la respiración.

Para la parte de la fase líquida, el contacto de nitrógeno gaseoso en agua puede causar:



El ácido nítrico puede ser indicador de contaminación en el agua; si la utilización de nitrógeno es muy alta, entonces se debe referir a los límites permisibles en aguas residuales. Según el Acuerdo Gubernativo 236-2006 (activo actualmente), se debe medir la concentración como nitrógeno total y compararla

con la fase actual de cumplimiento. El ácido nítrico también puede ser formado con la reacción de vapor de agua en el aire; este provoca lluvia ácida.

4.1.11. Factor flujo de la fase líquida

En este caso, la velocidad está regida por la aceleración de la gravedad para la torre de película húmeda. Acá solo se debe tomar en cuenta la distribución del líquido de manera uniforme por todo el tubo en la parte interna; es impulsado hacia la parte superior por medio de una bomba centrífuga. El grosor de la película que desciende por la parte interior del tubo será distinto, si el empuje o velocidad de la bomba centrífuga que llena el rebosadero superior es diferente, teniendo en cuenta la inundación en la torre. En este caso, la regulación es por medio de una válvula de descarga.

La variación de una curva de calibración debido a los empaques puede ocasionar errores si se mide la altura como el procedimiento de medición de flujo de la torre de película húmeda, aunque el mayor interés del estudio es sobre la torre de pared húmeda; solamente se debe de calibrar el flujo hasta una altura inferior de la manguera de descarga de gas nitrógeno, y no mantener inundada la torre.

4.1.12. Factor flujo de la fase gaseosa

En el caso del gas, ya se explicó la razón por la cual se utilizó aire para el sistema de dos fases. Este componente no sufrirá ningún cambio de temperatura considerable durante el proceso, se inyecta aire por medio de un compresor y medido con un anemómetro digital. La humedad del aire no fue modificada al ingreso del equipo.

4.1.13. Modificaciones en los flujos

El proceso de transferencia se efectúa de una manera de flujos a contracorriente, por la mayor efectividad de transferencia que presenta dicha configuración; por otra parte, el aire comprimido no sufrió modificaciones en su flujo. No se modificó la temperatura para ninguna de las dos fases, líquida o gaseosa. No queda totalmente descartado el hecho de poder modificar la temperatura, principalmente si el fenómeno estudiado no es apreciable solo con los fluidos en condiciones normales, aunque teóricamente modificar la solubilidad, humedad del aire o energía de algún fluido, aumentaría el flux. El equipo cuenta con una derivación para el gas que sea utilizado, con un juego de válvulas se puede hacer el cambio para que sea alimentado a la corriente de la fase gaseosa. Todas las posibles modificaciones pueden llevarse a cabo con base en las investigaciones concretas y con sustento teórico necesario, ya que muchos compuestos químicos pueden ser peligrosos en su manejo.

4.1.14. Presiones y temperaturas en el equipo

El equipo presentó caídas de presión pequeñas, enfocado en la torre de película húmeda, por lo que es de interés en el estudio determinar ese pequeño cambio, este registro se llevó a cabo por medio de un medidor diferencial digital de presión. La instalación de los dos manómetros ubicados en la succión y descarga de las bombas de agua en las dos torres, tiene la función de poder detectar cualquier inconveniente que exista en las bombas por presiones bajas que puedan afectar al desempeño de las mismas. Los cheques o válvulas antirretorno están destinados para evitar que exista inversión en la circulación del líquido o que fluya en sentido contrario, se cierran inmediatamente de manera autónoma; por ser tubería vertical, es recomendable la instalación de los mismos. Esto evita diferencias de presión muy grandes, evitando también la cavitación en

el sistema. La torre de pared húmeda cuenta con un termómetro en la salida y otro en la entrada de 0 a 200 °C, con los cuales se puede medir la humedad por medio de la temperatura de bulbo húmedo en la fase gaseosa.

4.1.15. Humedad en el ambiente

La humedad juega un papel muy importante en el estudio, el vapor de agua afecta directamente sobre la transferencia como resistencia. La humedad en el ambiente varía dependiendo la temperatura del mismo, deshumidificar podría aumentar la eficiencia en la transferencia.

4.1.16. Mantenimiento

A continuación, se muestra el mantenimiento preventivo IDM.

Tabla VIII. **Mantenimiento preventivo IDM película húmeda**

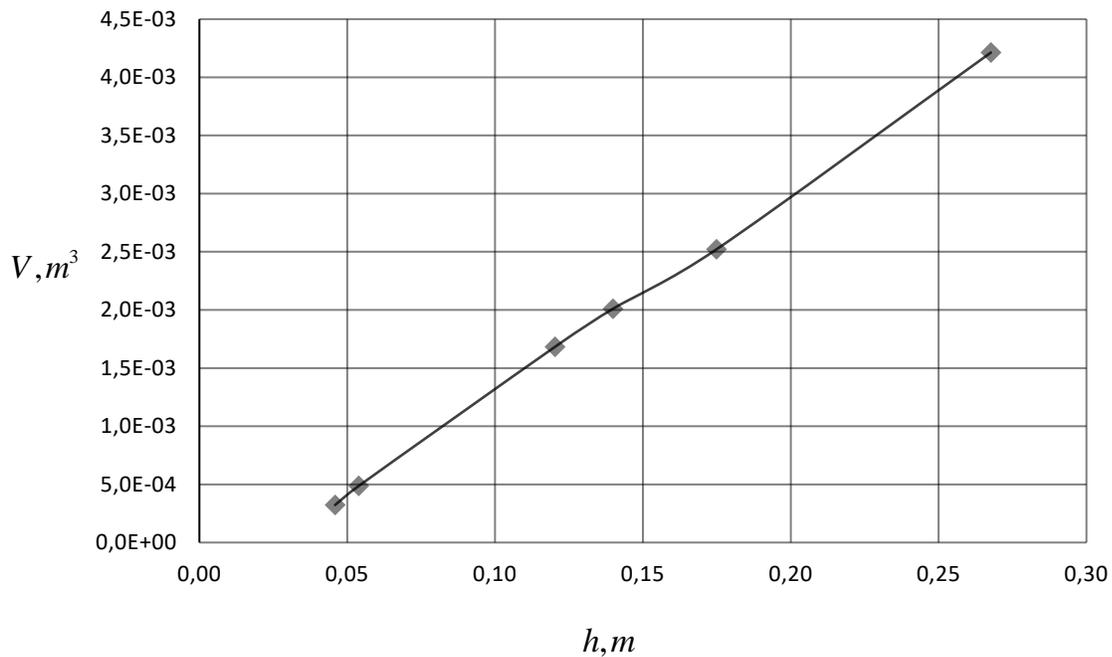
ACTIVIDAD	MANTENIMIENTO	OPERACIÓN	SEMANAL	MENSUAL	ANUAL
REBOSADERO SUPERIOR E INFERIOR					
Verificación general del estado físico		X	X		
Prueba de operación		X			
Revisión de ajuste tornillos largos de tapas grandes	X			X	
DEPÓSITOS PLÁSTICOS					
Revisión de quebraduras y fugas	X		X		
Limpieza		X	X		
ESTRUCTURA METÁLICA					
Revisión física	X			X	
Revisión y ajuste de abrazaderas	X			X	
Revisión de los pernos ajustables de altura	X			X	
BOMBAS CENTRÍFUGAS					
Revisión y limpieza malla filtradora de succión	X		X		
Flujo de la bombas		X	X		
Revisión de la alineación y tubería	X			X	
Revisión de los pernos cebadores	X				X
Rotación del eje	X		X		
Detección de vibraciones		X		X	
Lubricación	X			X	
Ajuste de pernos de sujeción	X			X	
Revisión de ruidos y calentamiento		X	X		
GRADAS METÁLICAS					
Revisión general	X			X	
TORRE EMPACADA					
Revisión de empaques Raschig aleatorios		X	X		
Revisión del estado físico	X		X		
LÍNEA DE GAS					
Verificación de la línea y cilindro	X		X		
Verificación del funcionamiento válvula reguladora	X			X	
LÍNEA DE AIRE					
Verificación de la línea	X			X	
COMPRESOR					
Revisión y reposición de aceite	X			X	
Cambio de aceite	X				X
Verificación de carga	X			X	
Descarga del condensado	X		X		
GENERAL					
Revisión de tubería PVC	X			X	
Revisión de manómetros y termómetros	X			X	
Revisión de válvulas	X			X	
Revisión de drenes y drenajes	X			X	
Pintura general	X				X
Limpieza externa del equipo		X		X	
Limpieza interna del equipo		X		X	

Fuente: elaboración propia.

4.2. Calibración de los flujos de las fases

A continuación, se muestra la curva de calibración de torre película húmeda.

Figura 38. Curva de calibración torre película húmeda



Fuente: elaboración propia.

$$y = 0,0174 - 0,0005$$

$$R = 0,9992$$

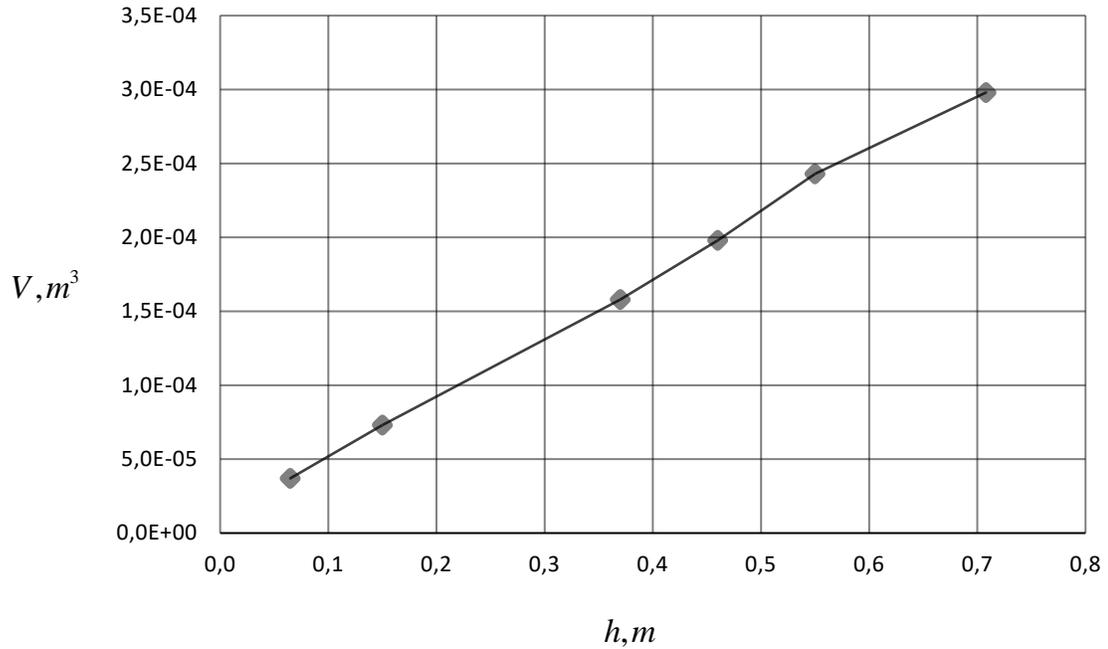
[Ec. 102]

Ecuación para determinación de flujo volumétrico o caudal

$$Q = \frac{0,0174\Delta h - 5 \times 10^4}{\Delta t}$$

[Ec. 103]

Figura 39. **Curva de calibración torre empacada**



Fuente: elaboración propia.

$$y = 0,0004x + 1E - 05 \quad [\text{Ec. 104}]$$

$$R = 0,9985$$

Ecuación para determinación de flujo volumétrico o caudal

$$Q = \frac{0,0004\Delta h - 1x10^{-5}}{\Delta t} \quad [\text{Ec. 105}]$$

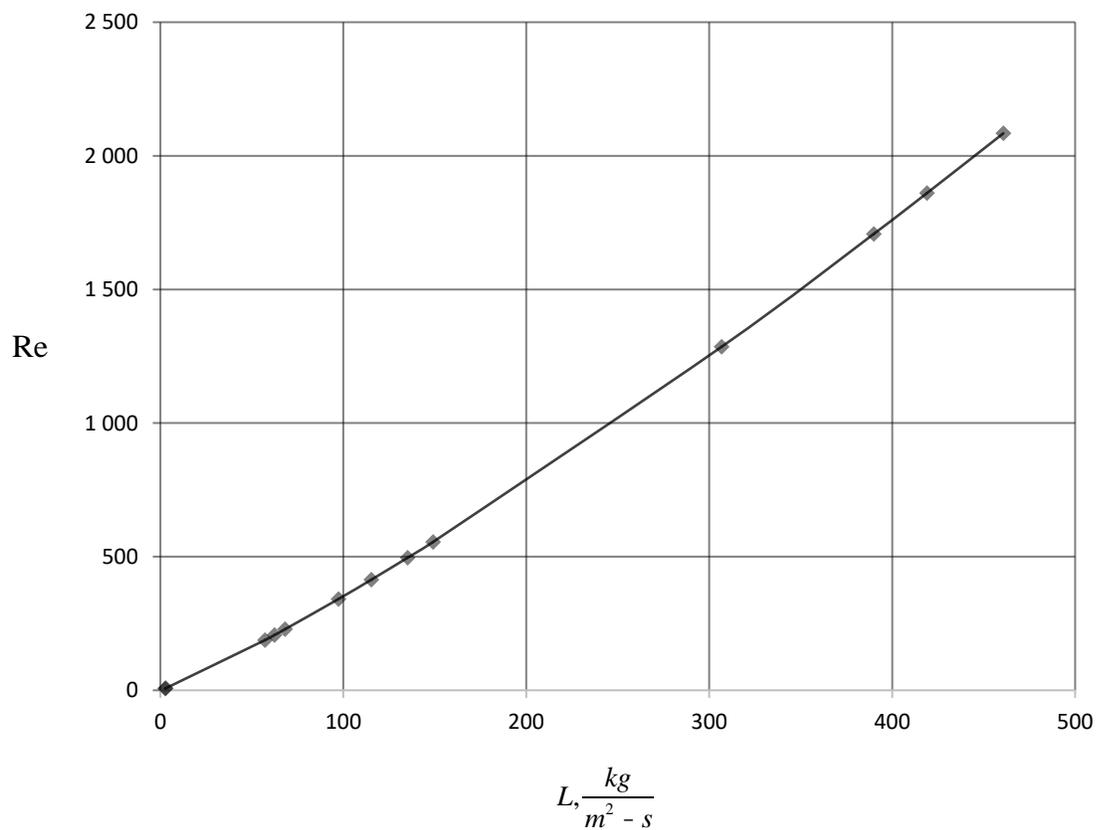
4.3. Para límites operativos

A continuación, se muestran los límites operativos.

4.3.1. Evaluación gráfica del número de Reynolds en relación a la velocidad superficial de la fase líquida (L)

A continuación, se muestra el régimen de la fase líquida en IDM.

Figura 40. régimen en la fase líquida en IDM de película húmeda



Fuente: elaboración propia.

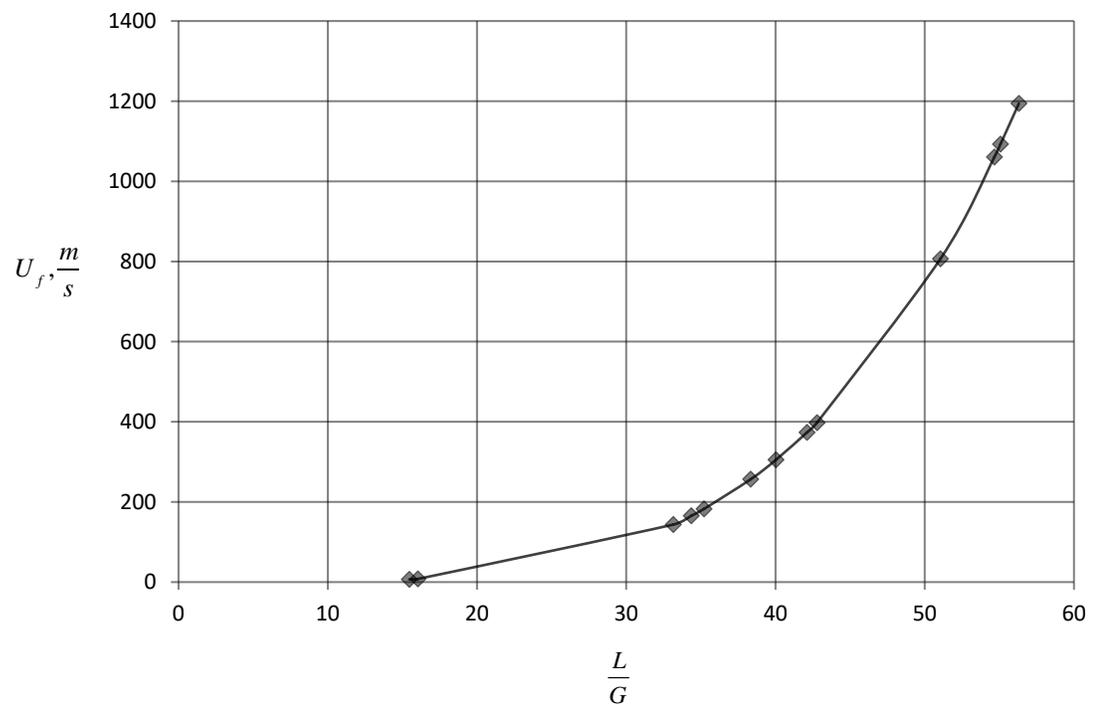
$$Re = -3 \times 10^{-6} L^3 + 0,0043 L^2 + 3,156 L - 3,1876 \quad [\text{Ec. 107}]$$

$$R^2 = 0,9999$$

4.3.2. Determinación de las velocidades y flujos máxicos de inundación del gas respecto a diferentes corrientes L/G

A continuación, se muestra la velocidad de inundación en IDM.

Figura 41. Velocidad de inundación en IDM de película húmeda



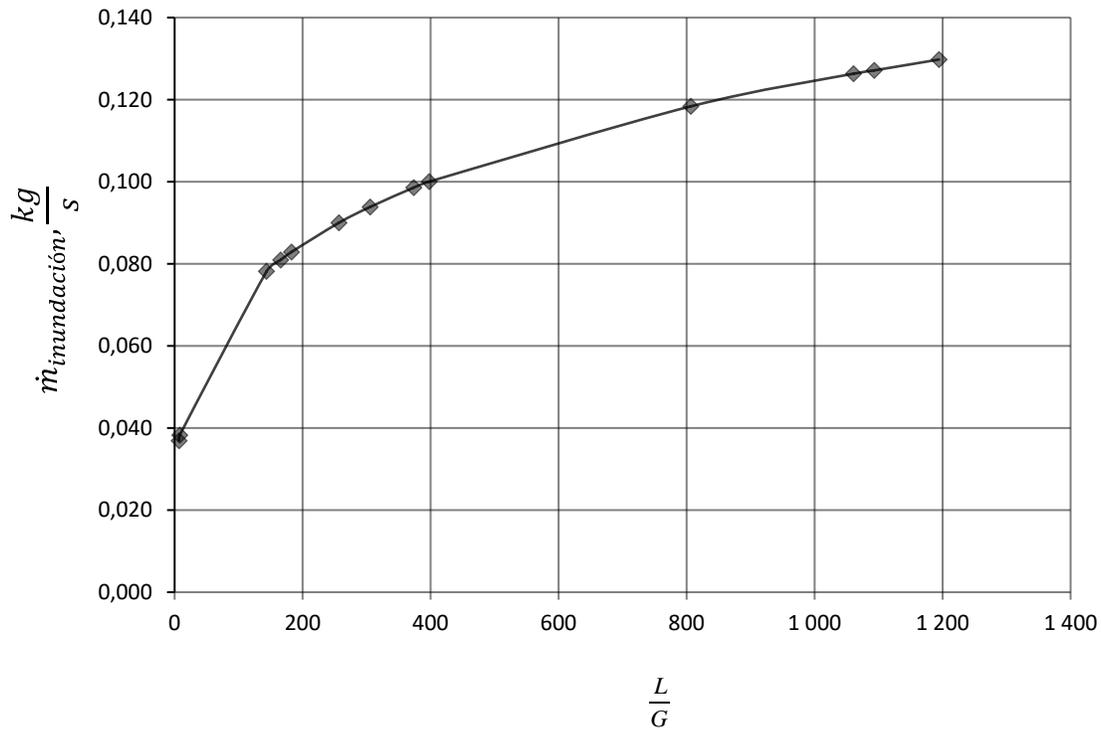
Fuente: elaboración propia.

Para una adaptación potencial en el modelo matemático:

$$U_f = 0,0001 \left(\frac{L}{G} \right)^4 \quad [\text{Ec. 108}]$$

$$R^2 = 1$$

Figura 42. Flujo másico de inundación en IDM de película húmeda



Fuente: elaboración propia.

Para una adaptación potencial en el modelo matemático:

$$m_{inundación} = 0,0232 \left(\frac{L}{G} \right)^{0,2437} \quad [\text{Ec. 109}]$$

$$R^2 = 0,9999$$

Tabla IX. **Porcentajes de relación flujo másico de operación y flujo másico de inundación**

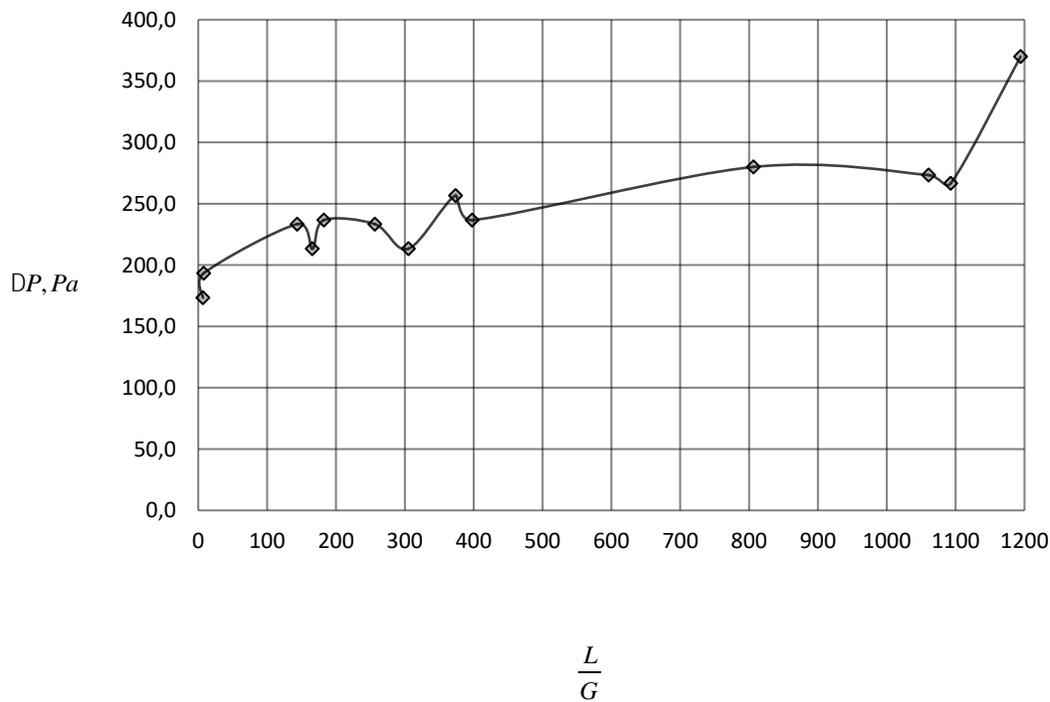
$m_G, \frac{kg}{s}$	$m_L, \frac{kg}{s}$	$m_{inundación}, \frac{kg}{s}$	Relación, %
7,79E-04	2,43E-04	0,037	2,11
7,60E-04	2,76E-04	0,038	1,99
7,94E-04	6,67E-03	0,078	1,02
7,50E-04	7,36E-03	0,081	0,93
7,42E-04	8,12E-03	0,083	0,90
7,52E-04	1,21E-02	0,090	0,84
7,49E-04	1,47E-02	0,094	0,80
7,15E-04	1,76E-02	0,099	0,73
7,40E-04	1,97E-02	0,100	0,74
7,45E-04	4,57E-02	0,118	0,63
7,17E-04	6,07E-02	0,126	0,57
7,47E-04	6,61E-02	0,127	0,59
7,51E-04	7,41E-02	0,130	0,58

Fuente: elaboración propia.

4.3.3. Determinación de las caídas de presión de la unidad con diferentes relaciones L/G

A continuación, se muestran las Caídas de presión IDM.

Figura 43. Caídas de presión IDM de película húmeda



Fuente: elaboración propia.

Para una adaptación polinomial de grado 6 en el modelo matemático, que relaciona la caída de presión respecto al factor L/G :

$$\Delta P = -3 \times 10^{-15} \left(\frac{L}{G} \right)^6 + 1 \times 10^{-11} \left(\frac{L}{G} \right)^5 - 3 \times 10^{-8} \left(\frac{L}{G} \right)^4 + 2 \times 10^{-5} \left(\frac{L}{G} \right)^3 - 0,0062 \left(\frac{L}{G} \right)^2 + 0,9251 \left(\frac{L}{G} \right) + 176,97$$

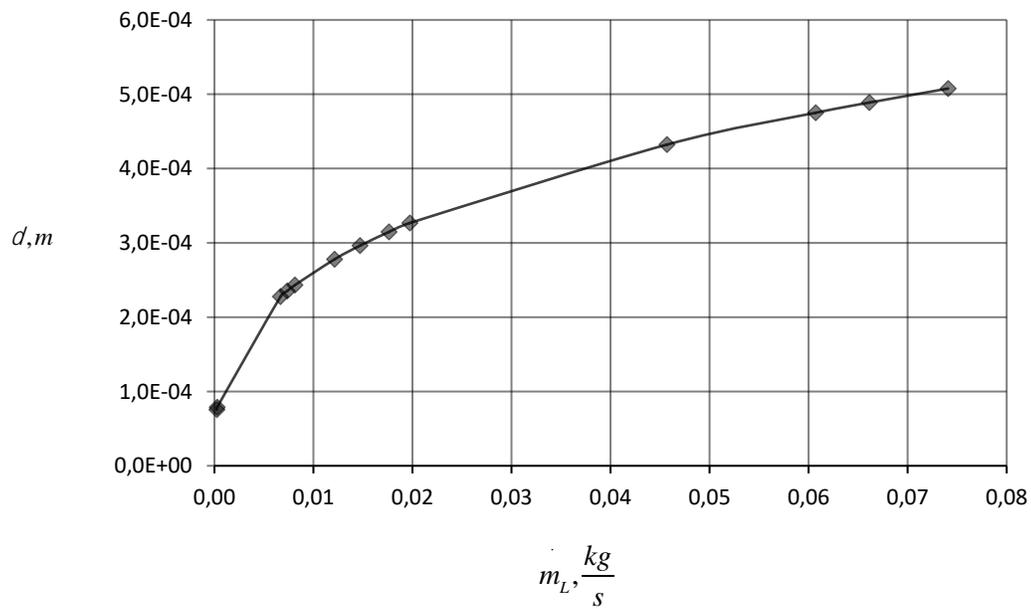
[Ec. 110]

$$R^2 = 0,9516$$

4.3.4. Verificación del comportamiento del espesor de película líquida en relación a diferentes flujos máxicos de la fase líquida

A continuación, se muestra la verificación del comportamiento del espesor de película IDM.

Figura 44. espesor de película líquida IDM película húmeda



Fuente: elaboración propia.

$$\delta = 0,0012m^{0,333} \quad [\text{Ec. 111}]$$

$$R^2 = 1$$

Reducción máxima del área transversal en la fase gaseosa= 1,81 %

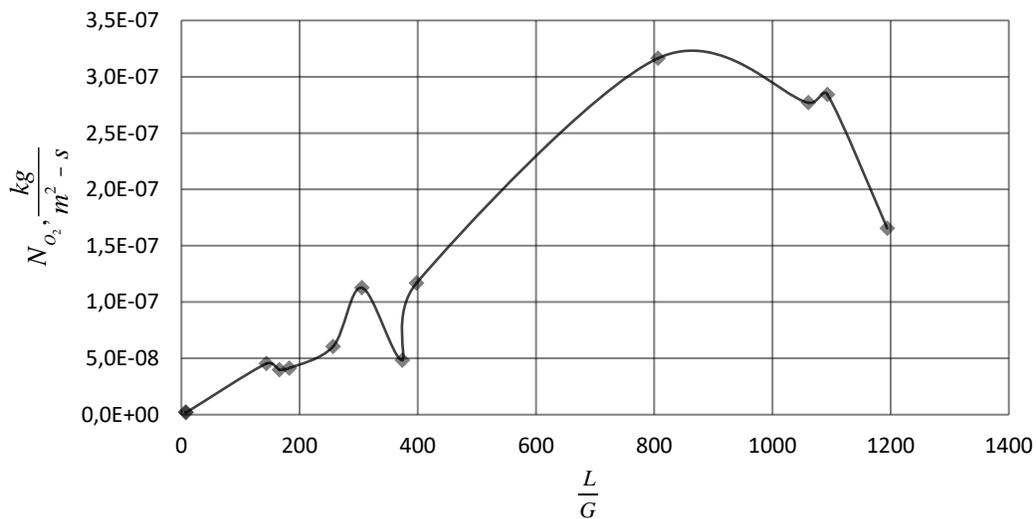
4.4. Desempeño del equipo

A continuación, se muestra el desempeño del equipo.

4.4.1. Determinación del flux de transferencia de masa para el proceso de absorción y desorción y la relación que existe con L/G

A continuación, se muestra el flux de TDM en IDM.

Figura 45. Flux de TDM en IDM película húmeda proceso de absorción



Fuente: elaboración propia.

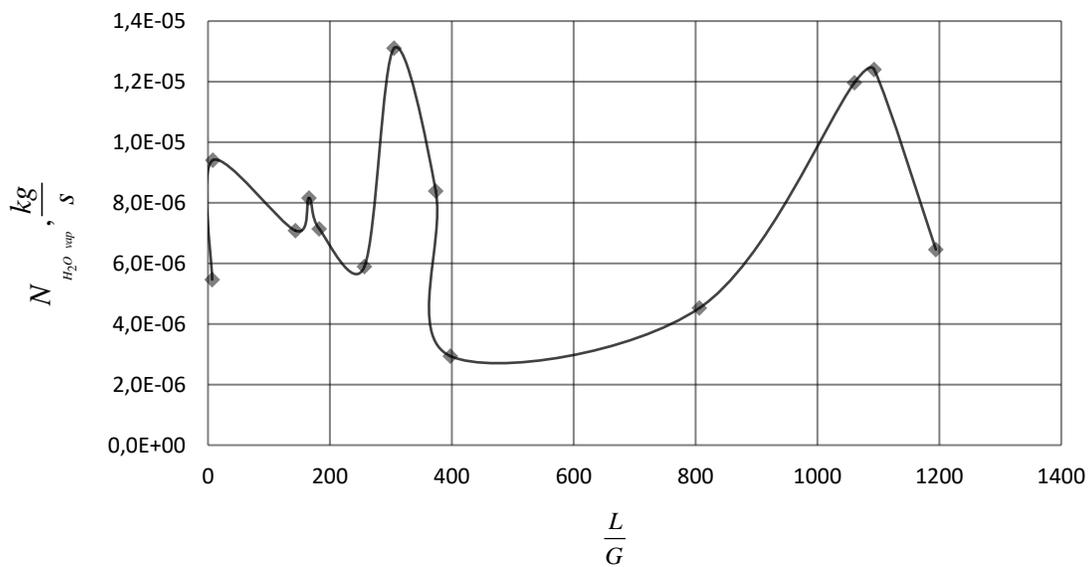
$$N_{O_2} = 7 \times 10^{-24} \left(\frac{L}{G}\right)^6 - 2 \times 10^{-20} \left(\frac{L}{G}\right)^5 + 3 \times 10^{-17} \left(\frac{L}{G}\right)^4 - 1 \times 10^{-14} \left(\frac{L}{G}\right)^3 + 3 \times 10^{-12} \left(\frac{L}{G}\right)^2 + 8 \times 10^{-11} \left(\frac{L}{G}\right) + 1 \times 10^{-9}$$

[Ec. 112]

$$R^2 = 0,9708$$

El porcentaje de espesor efectivo de película gaseosa fue en promedio 0,47 %, con diámetro de la fase gaseosa de 0,0259 m, y un espesor de película gaseosa efectiva promedio de $2.38 \times 10^{-4} m$.

Figura 46. **Flux de TDM en IDM película húmeda proceso de desorción**



Fuente: elaboración propia.

$$N_{H_2O_{vap}} = 2 \times 10^{-21} \left(\frac{L}{G} \right)^6 - 6 \times 10^{-18} \left(\frac{L}{G} \right)^5 + 9 \times 10^{-15} \left(\frac{L}{G} \right)^4 - 6 \times 10^{-12} \left(\frac{L}{G} \right)^3 + 1 \times 10^{-9} \left(\frac{L}{G} \right)^2 + 1 \times 10^{-7} \left(\frac{L}{G} \right) + 8 \times 10^{-6}$$

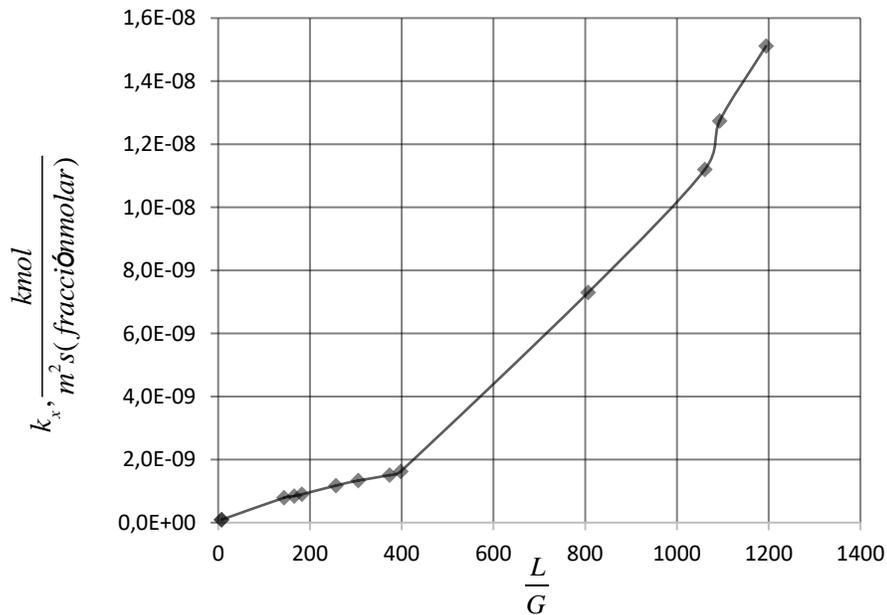
[Ec. 113]

$$R^2 = 0,5655$$

4.4.2. Evaluación de los coeficientes convectivos de transferencia de masa y las resistencias individuales y globales del proceso de absorción y desorción con relación a la variación L/G

A continuación, se muestra el Coeficiente individual de TDM en fase líquida en IDM.

Figura 47. **Coefficientes individuales de TDM fase líquida en IDM película húmeda proceso de absorción**



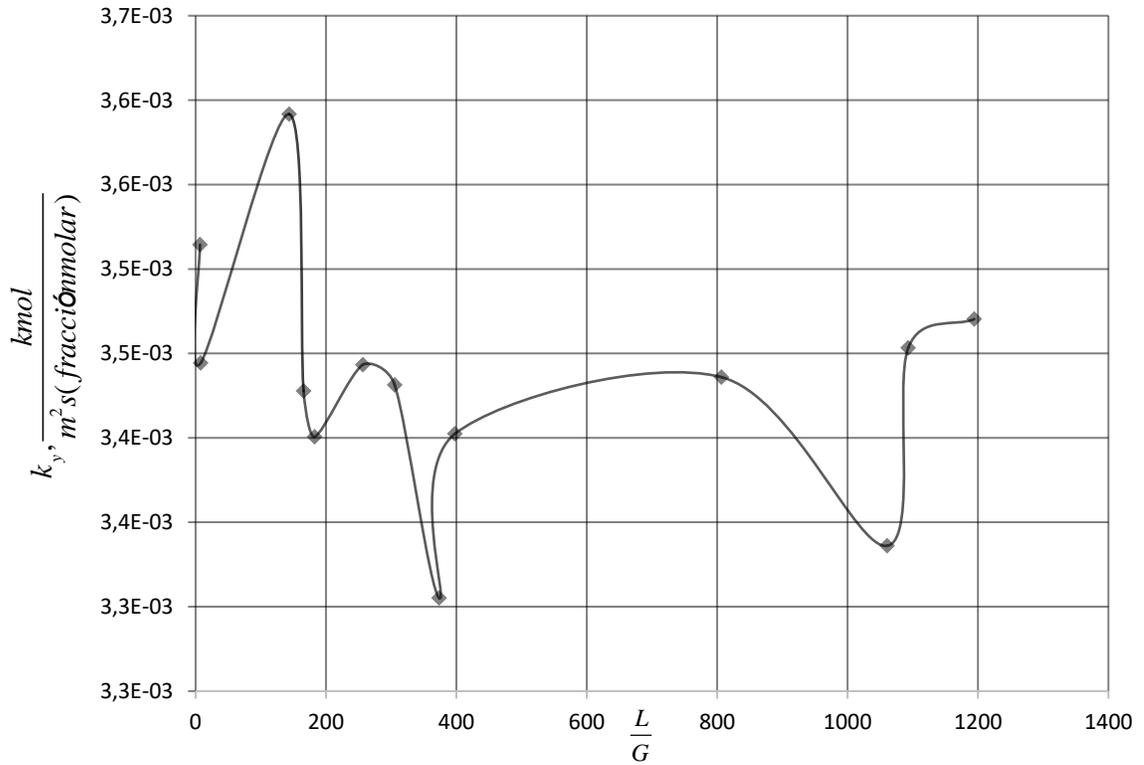
Fuente: elaboración propia.

$$k_x = 2 \times 10^{-26} \left(\frac{L}{G}\right)^6 - 2 \times 10^{-24} \left(\frac{L}{G}\right)^5 - 9 \times 10^{-20} \left(\frac{L}{G}\right)^4 + 1 \times 10^{-16} \left(\frac{L}{G}\right)^3 - 6 \times 10^{-14} \left(\frac{L}{G}\right)^2 + 1 \times 10^{-11} \left(\frac{L}{G}\right) + 3 \times 10^{-12}$$

[Ec. 114]

$$R^2 = 0,9988$$

Figura 48. **Coefficiente individual de TDM fase gaseosa respecto a L/G en IDM película húmeda roceso de absorción**



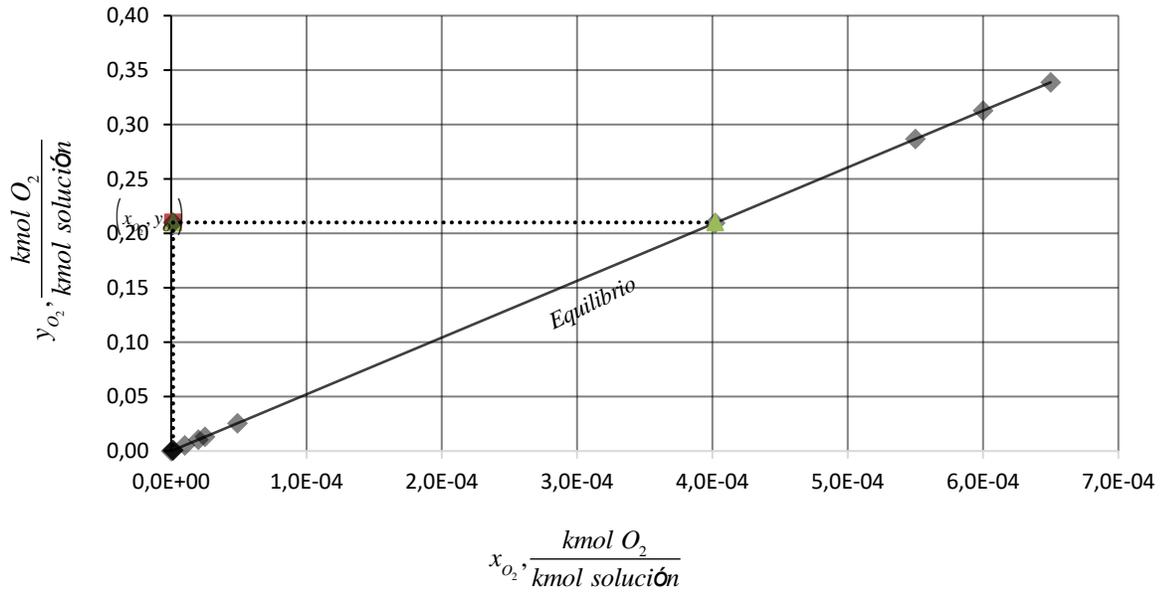
Fuente: elaboración propia.

$$k_y = -3 \times 10^{-20} \left(\frac{L}{G}\right)^6 + 1 \times 10^{-16} \left(\frac{L}{G}\right)^5 - 2 \times 10^{-13} \left(\frac{L}{G}\right)^4 + 1 \times 10^{-10} \left(\frac{L}{G}\right)^3 - 3 \times 10^{-8} \left(\frac{L}{G}\right)^2 + 3 \times 10^{-6} \left(\frac{L}{G}\right) + 0,0035$$

[Ec. 115]

$$R^2 = 0,4779$$

Figura 49. Curva de equilibrio para proceso de absorción

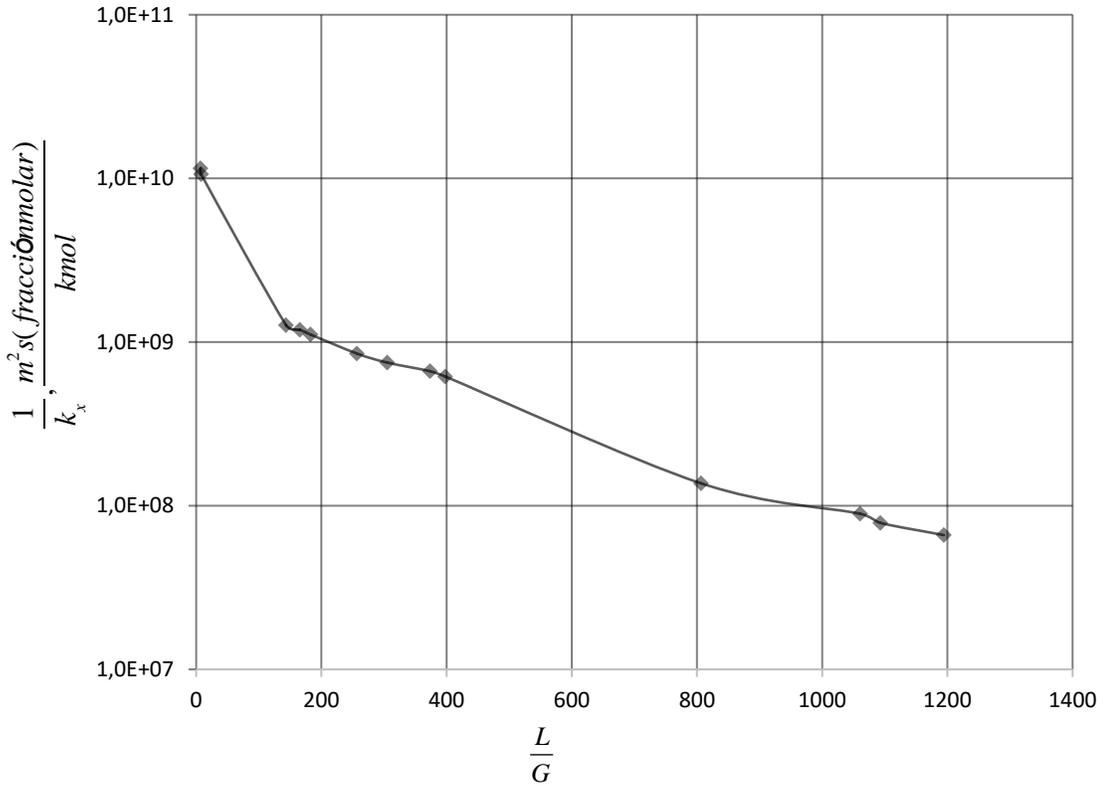


Fuente: elaboración propia.

La curva de equilibrio presentó tendencia lineal, por lo tanto, la pendiente es la misma para determinar las resistencias individuales de transferencia.

$$m' = m'' = m = 521,18$$

Figura 50. Resistencia individual de TDM fase líquida respecto a K_x en IDM película húmeda proceso de absorción



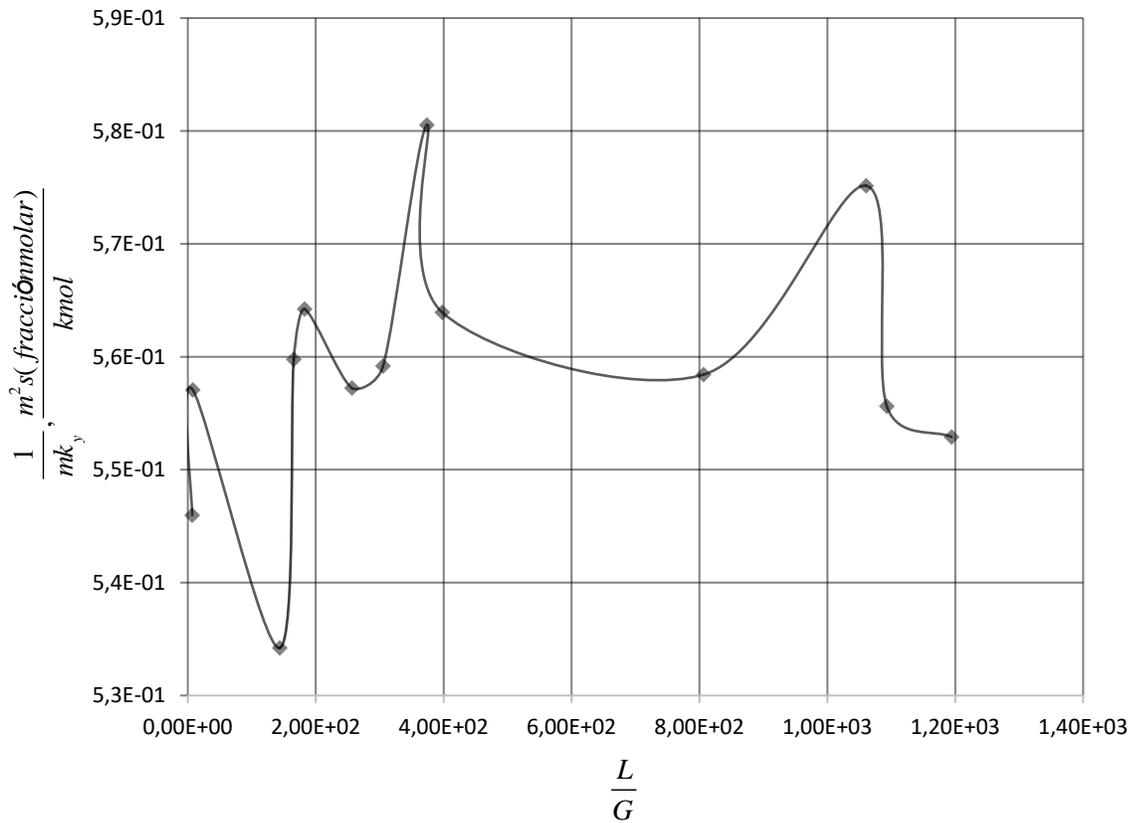
Fuente: elaboración propia.

$$\frac{1}{k_x} = 6 \times 10^{-7} \left(\frac{L}{G}\right)^6 - 0,0022 \left(\frac{L}{G}\right)^5 + 3,2982 \left(\frac{L}{G}\right)^4 - 2428,3 \left(\frac{L}{G}\right)^3 + 905\,535 \left(\frac{L}{G}\right)^2 + 2 \times 10^8 \left(\frac{L}{G}\right) + 1 \times 10^{10}$$

[Ec. 116]

$$R^2 = 0,9978$$

Figura 51. Resistencia individual de TDM fase gaseosa respecto a Kx en IDM película húmeda proceso de absorción



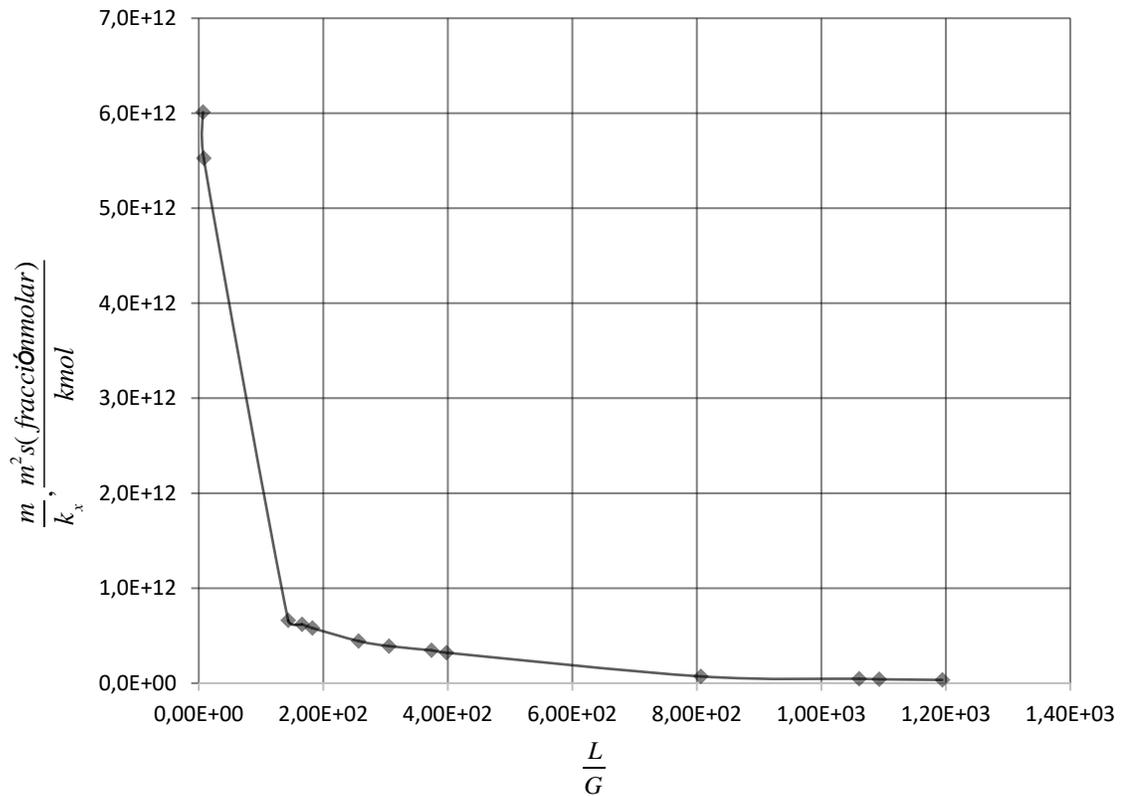
Fuente: elaboración propia.

$$\frac{1}{mk_y} = 4 \times 10^{-18} \left(\frac{L}{G}\right)^6 - 2 \times 10^{-14} \left(\frac{L}{G}\right)^5 + 2 \times 10^{-11} \left(\frac{L}{G}\right)^4 - 2 \times 10^{-8} \left(\frac{L}{G}\right)^3 + 5 \times 10^{-6} \left(\frac{L}{G}\right)^2 + 0,005 \left(\frac{L}{G}\right) + 0,5545$$

[Ec. 117]

$$R^2 = 0,4768$$

Figura 52. Resistencia individual de TDM fase líquida respecto a K_y en IDM película proceso de absorción



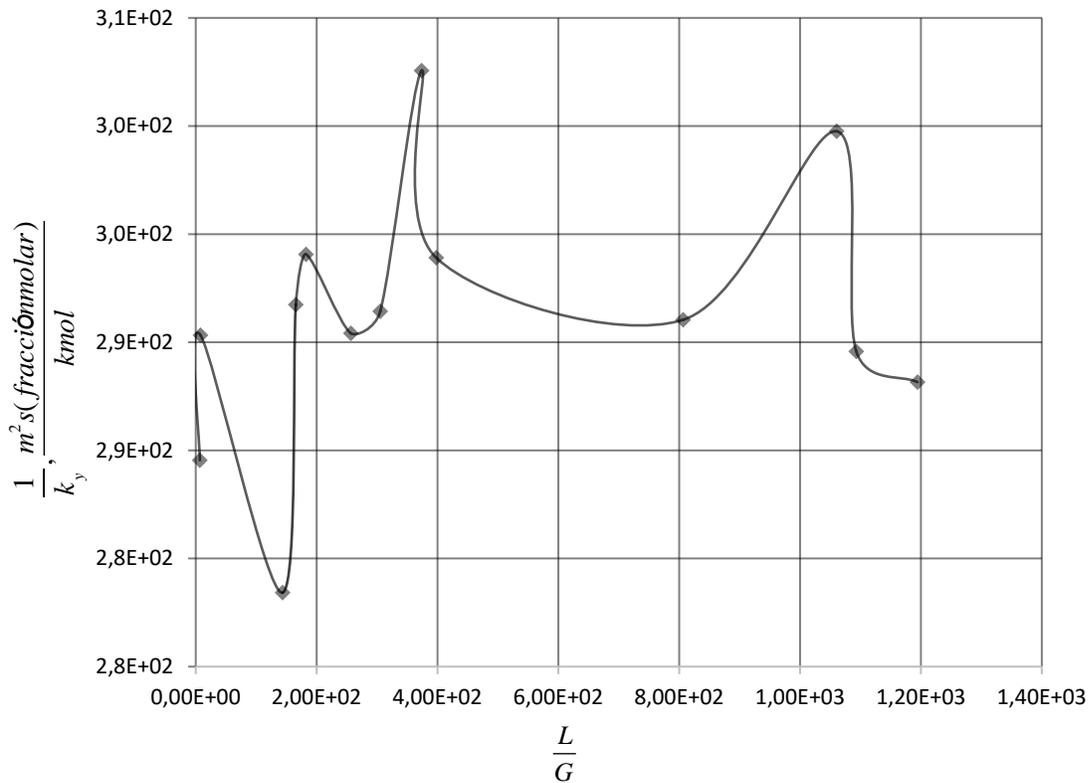
Fuente: elaboración propia.

$$\frac{m}{k_x} = 0,0003 \left(\frac{L}{G} \right)^6 - 1,1256 \left(\frac{L}{G} \right)^5 + 1719 \left(\frac{L}{G} \right)^4 - 1x10^6 \left(\frac{L}{G} \right)^3 + 5x10^8 \left(\frac{L}{G} \right)^2 - 9x10^{10} \left(\frac{L}{G} \right) + 6x10^{12}$$

[Ec. 118]

$$R^2 = 0,9978$$

Figura 53. Resistencia individual de TDM fase gaseosa respecto a K_y en IDM película húmeda proceso de absorción



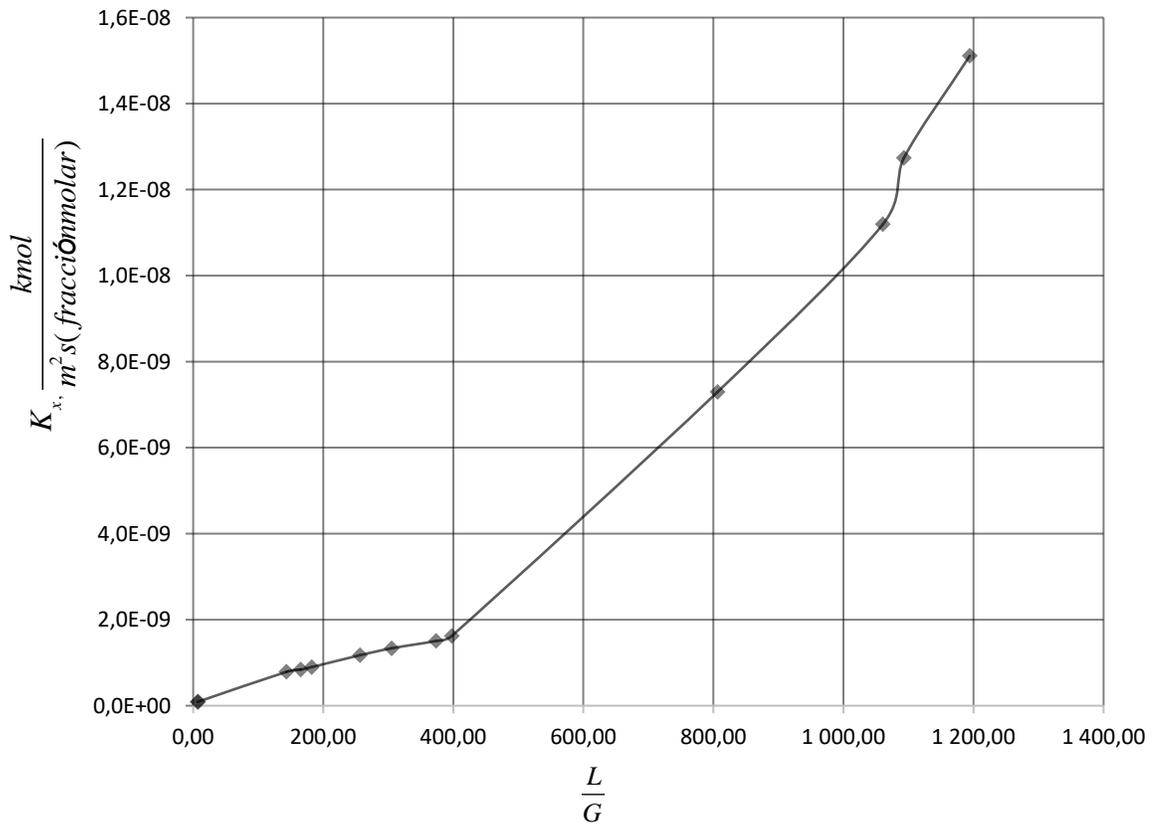
Fuente: elaboración propia.

$$\frac{1}{k_y} = 2 \times 10^{-15} \left(\frac{L}{G} \right)^6 - 8 \times 10^{-12} \left(\frac{L}{G} \right)^5 + 1 \times 10^{-8} \left(\frac{L}{G} \right)^4 - 8 \times 10^{-6} \left(\frac{L}{G} \right)^3 + 0,0024 \left(\frac{L}{G} \right)^2 - 0,2437 \left(\frac{L}{G} \right) + 289,02$$

[Ec. 119]

$$R^2 = 0,4768$$

Figura 54. **Coefficiente global convectivo de TDM fase líquida respecto a L/G en IDM película húmeda proceso de absorción**



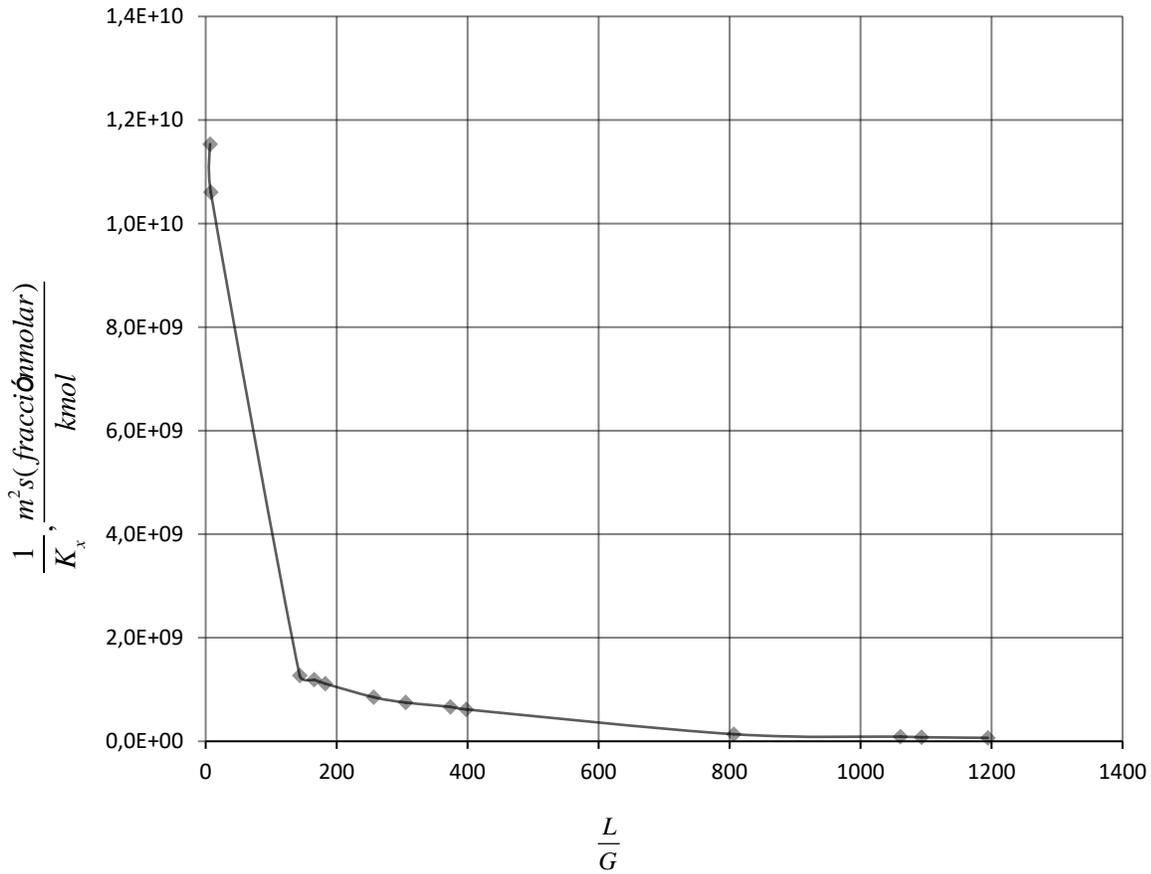
Fuente: elaboración propia.

$$K_x = 2 \times 10^{-26} \left(\frac{L}{G}\right)^6 - 2 \times 10^{-24} \left(\frac{L}{G}\right)^5 - 9 \times 10^{-20} \left(\frac{L}{G}\right)^4 + 1 \times 10^{-16} \left(\frac{L}{G}\right)^3 - 6 \times 10^{-14} \left(\frac{L}{G}\right)^2 + 1 \times 10^{-11} \left(\frac{L}{G}\right) + 3 \times 10^{-12}$$

[Ec. 120]

$$R^2 = 0,9988$$

Figura 55. Resistencia global de TDM fase líquida respecto a L/G en IDM película húmeda proceso de absorción



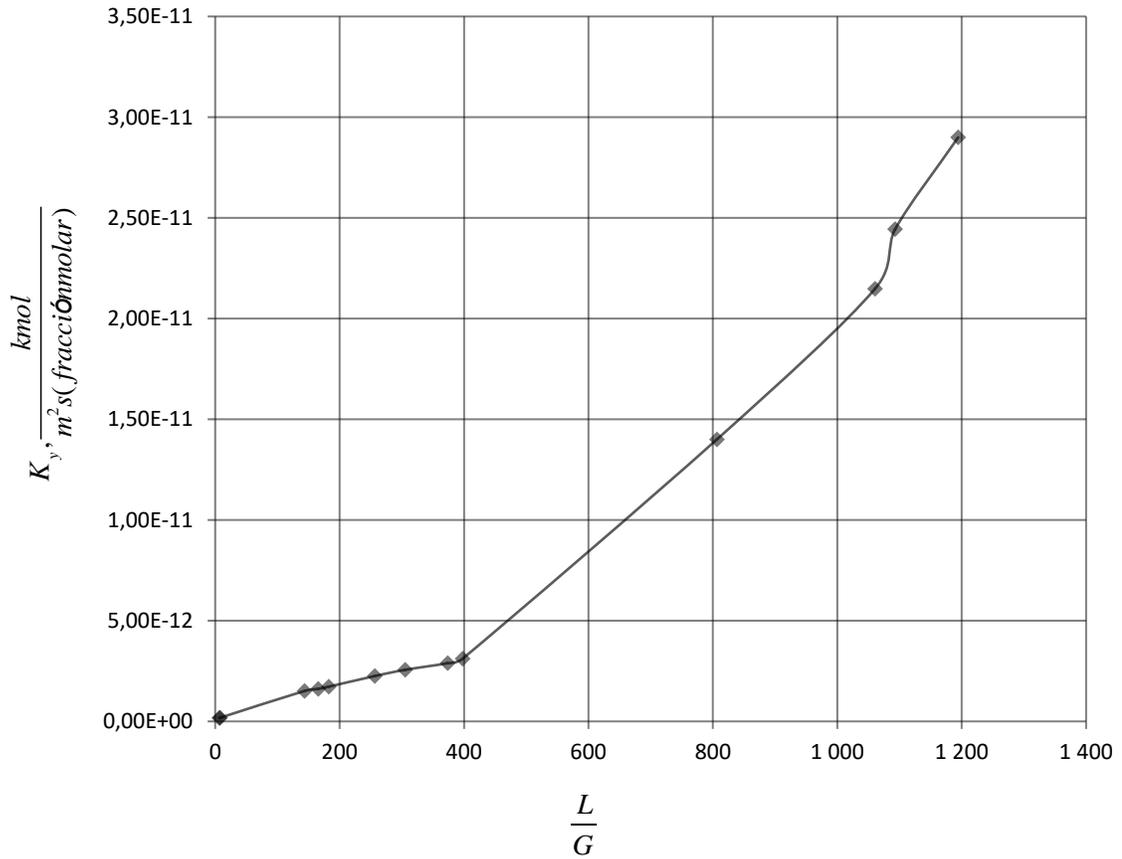
Fuente: elaboración propia.

$$\frac{1}{K_x} = 6 \times 10^{-7} \left(\frac{L}{G}\right)^6 - 0,0022 \left(\frac{L}{G}\right)^5 + 3,2982 \left(\frac{L}{G}\right)^4 - 2428,3 \left(\frac{L}{G}\right)^3 + 905\,535 \left(\frac{L}{G}\right)^2 - 2 \times 10^8 \left(\frac{L}{G}\right) + 1 \times 10^{10}$$

[Ec. 121]

$$R^2 = 0,9978$$

Figura 56. **Coefficiente global convectivo de TDM fase gaseosa respecto a L/G en IDM película húmeda proceso de absorción**



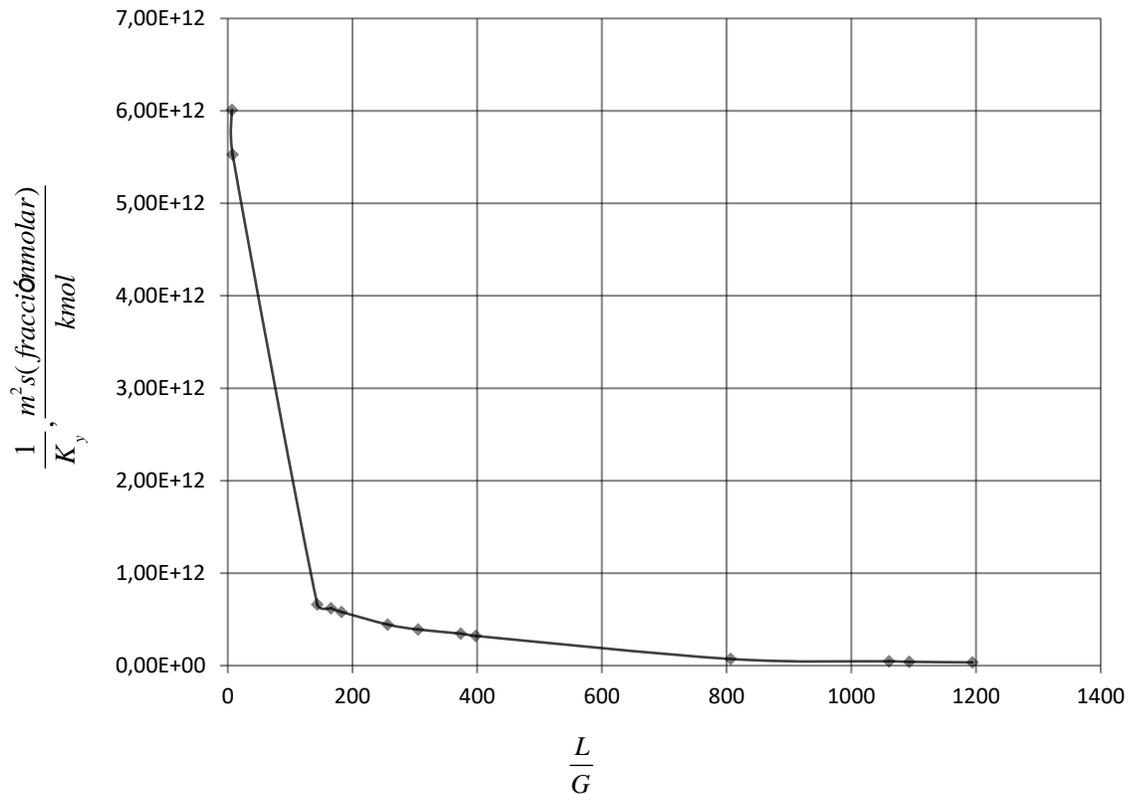
Fuente: elaboración propia.

$$K_y = 3 \times 10^{-29} \left(\frac{L}{G}\right)^6 - 3 \times 10^{-27} \left(\frac{L}{G}\right)^5 - 2 \times 10^{-22} \left(\frac{L}{G}\right)^4 + 3 \times 10^{-19} \left(\frac{L}{G}\right)^3 - 1 \times 10^{-16} \left(\frac{L}{G}\right)^2 + 2 \times 10^{-14} \left(\frac{L}{G}\right) + 6 \times 10^{-15}$$

[Ec. 122]

$$R^2 = 0,9988$$

Figura 57. Resistencia global de TDM fase gaseosa respecto a L/G en IDM película húmeda proceso de absorción



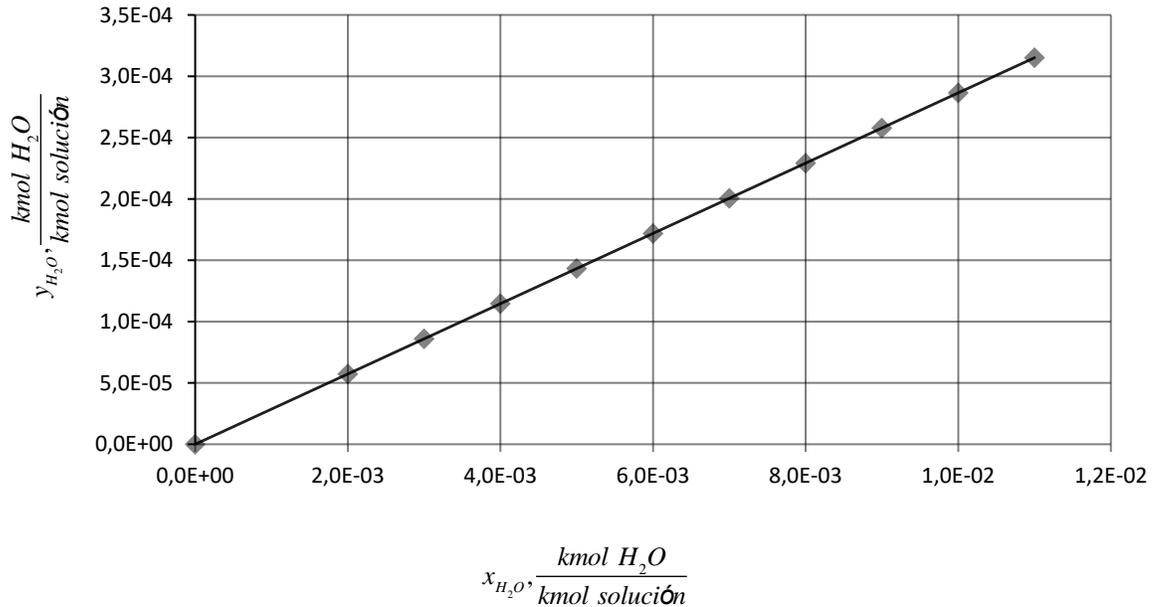
Fuente: elaboración propia.

$$\frac{1}{K_y} = 0,0003 \left(\frac{L}{G}\right)^6 - 1,1356 \left(\frac{L}{G}\right)^5 + 1719 \left(\frac{L}{G}\right)^4 - 1 \times 10^6 \left(\frac{L}{G}\right)^3 + 5 \times 10^8 \left(\frac{L}{G}\right)^2 - 9 \times 10^{10} \left(\frac{L}{G}\right) + 6 \times 10^{12}$$

[Ec. 123]

$$R^2 = 0,9978$$

Figura 58. Curva de equilibrio para proceso de desorción



Fuente: elaboración propia.

La curva de equilibrio presentó tendencia lineal; por lo tanto, la pendiente es la misma para determinar las resistencias individuales de transferencia.

$$m'' = m' = m = 0,0286$$

Se asumieron como resistencias globales solamente las resistencias individuales en la fase gaseosa, ya que la resistencia es tan baja en la fase líquida concentrada que se pudo aproximar a cero:

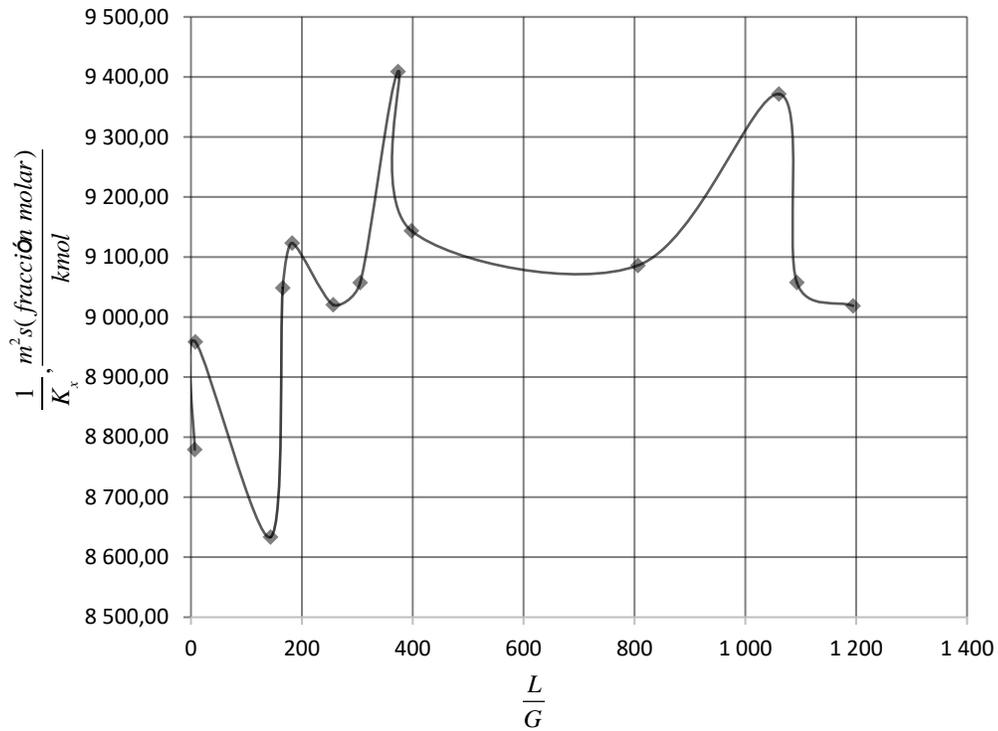
Para coeficiente global fase líquida:

$$\frac{1}{K_x} = \frac{1}{k_x} + \frac{1}{m'k_y}$$
$$\frac{1}{K_x} @ \frac{1}{mk_y}$$
$$K_x @ mk_y$$

Para coeficiente global fase gas:

$$\frac{1}{K_y} = \frac{1}{k_y} + \frac{m''}{k_x}$$
$$\frac{1}{K_y} @ \frac{1}{k_y}$$
$$K_y @ k_y$$

Figura 59. Resistencia global de TDM fase líquida respecto a L/G en IDM película húmeda proceso de desorción



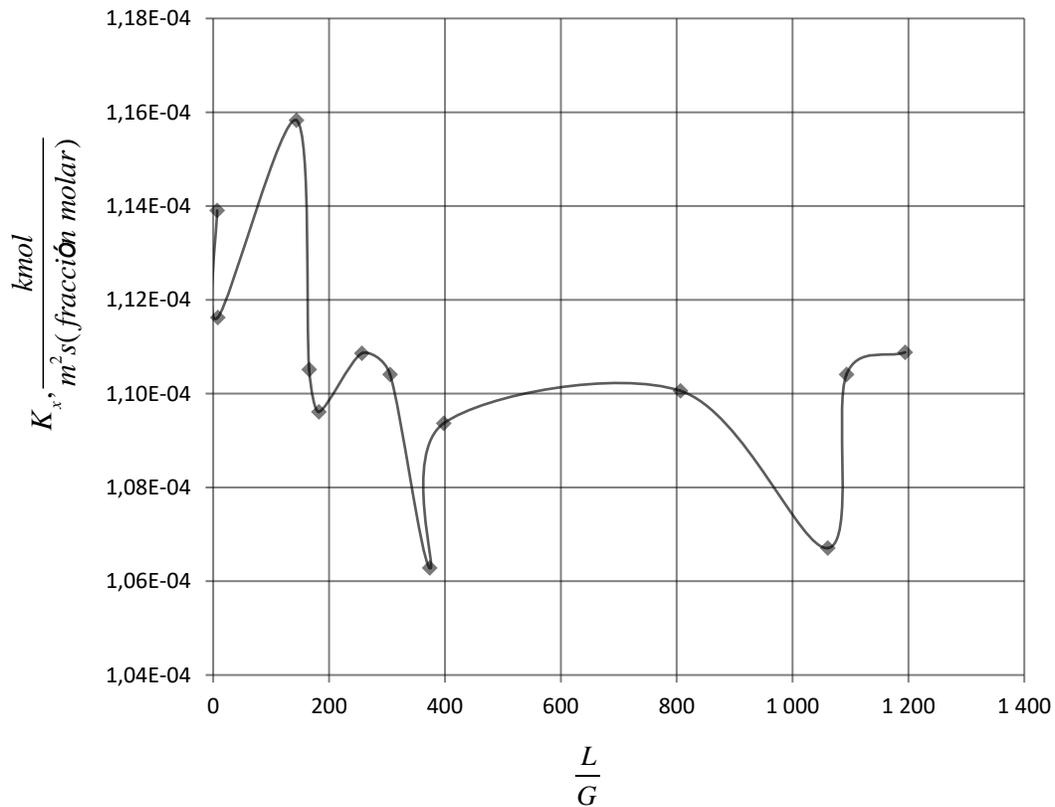
Fuente: elaboración propia.

$$\frac{1}{K_x} = 6 \times 10^{-14} \left(\frac{L}{G}\right)^6 - 2 \times 10^{-10} \left(\frac{L}{G}\right)^5 + 4 \times 10^{-17} \left(\frac{L}{G}\right)^4 - 0,0002 \left(\frac{L}{G}\right)^3 + 0,0736 \left(\frac{L}{G}\right)^2 - 7,0145 \left(\frac{L}{G}\right) + 8914,2$$

[Ec. 124]

$$R^2 = 0,5642$$

Figura 60. **Coefficiente global convectivo de TDM fase líquida respecto a L/G en IDM película húmeda proceso de desorción**



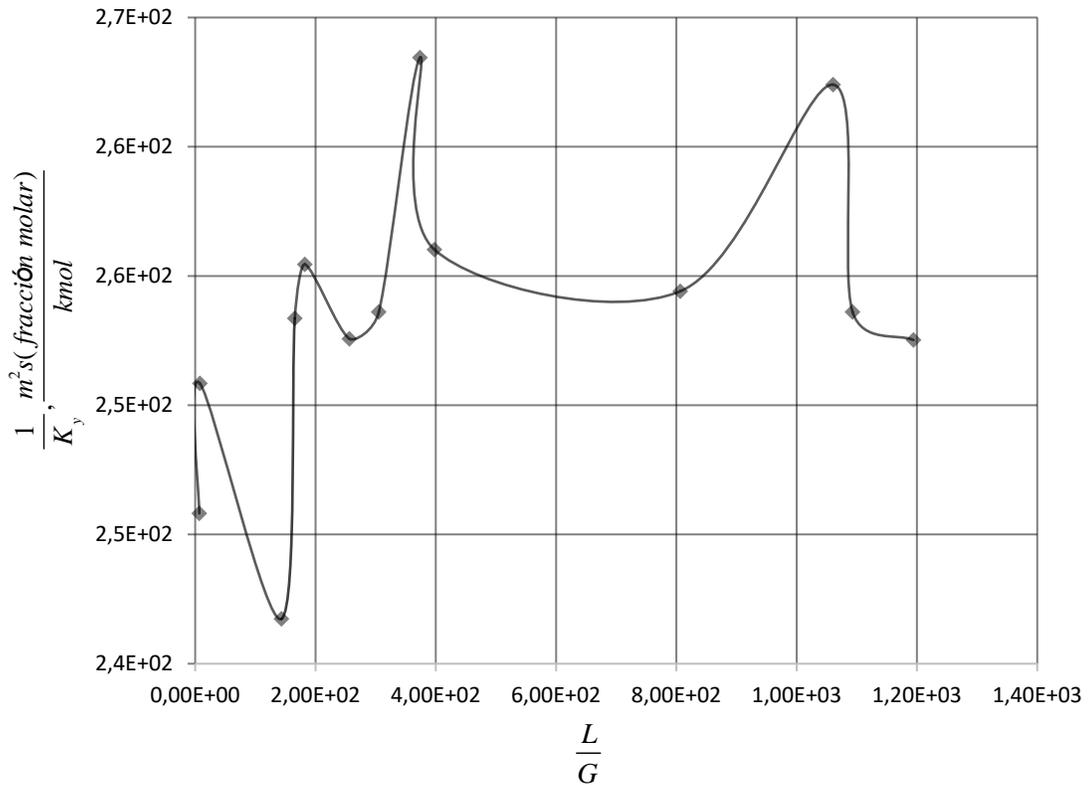
Fuente: elaboración propia.

$$K_{x'} = -8 \times 10^{-22} \left(\frac{L}{G} \right)^6 + 3 \times 10^{-18} \left(\frac{L}{G} \right)^5 - 5 \times 10^{-15} \left(\frac{L}{G} \right)^4 + 3 \times 10^{-12} \left(\frac{L}{G} \right)^3 - 9 \times 10^{-10} \left(\frac{L}{G} \right)^2 + 9 \times 10^{-8} \left(\frac{L}{G} \right) + 0,0001$$

[Ec. 125]

$$R^2 = 0,5654$$

Figura 61. Resistencia global de TDM fase gaseosa respecto a L/G en IDM película húmeda proceso de desorción



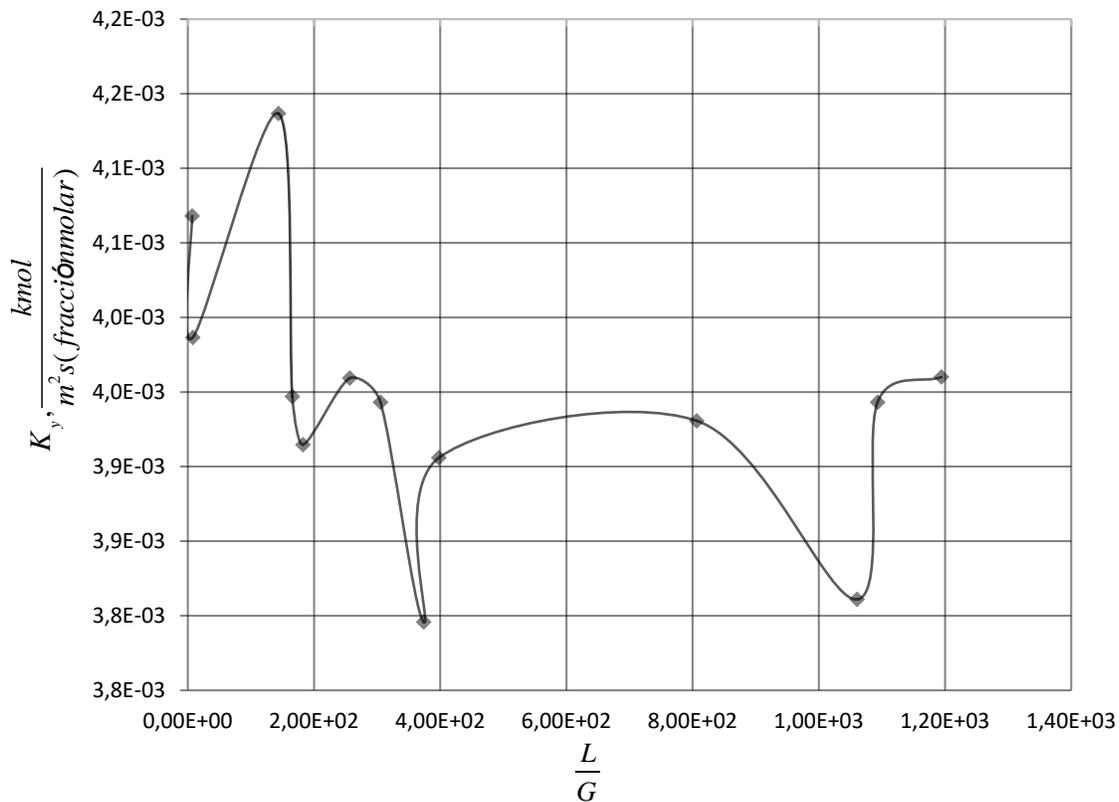
Fuente: elaboración propia.

$$\frac{1}{K_y} = 2 \times 10^{-15} \left(\frac{L}{G}\right)^6 - 7 \times 10^{-12} \left(\frac{L}{G}\right)^5 + 1 \times 10^{-8} \left(\frac{L}{G}\right)^4 - 7 \times 10^{-6} \left(\frac{L}{G}\right)^3 + 0,0021 \left(\frac{L}{G}\right)^2 - 0,1964 \left(\frac{L}{G}\right) + 249,6$$

[Ec. 126]

$$R^2 = 0,5642$$

Figura 62. **Coeficiente global convectivo de TDM fase gaseosa respecto a L/G en IDM película húmeda proceso desorción**



Fuente: elaboración propia.

$$K_y = -3 \times 10^{-20} \left(\frac{L}{G}\right)^6 + 1 \times 10^{-16} \left(\frac{L}{G}\right)^5 - 2 \times 10^{-13} \left(\frac{L}{G}\right)^4 + 1 \times 10^{-10} \left(\frac{L}{G}\right)^3 - 3 \times 10^{-8} \left(\frac{L}{G}\right)^2 + 3 \times 10^{-6} \left(\frac{L}{G}\right) + 0,004$$

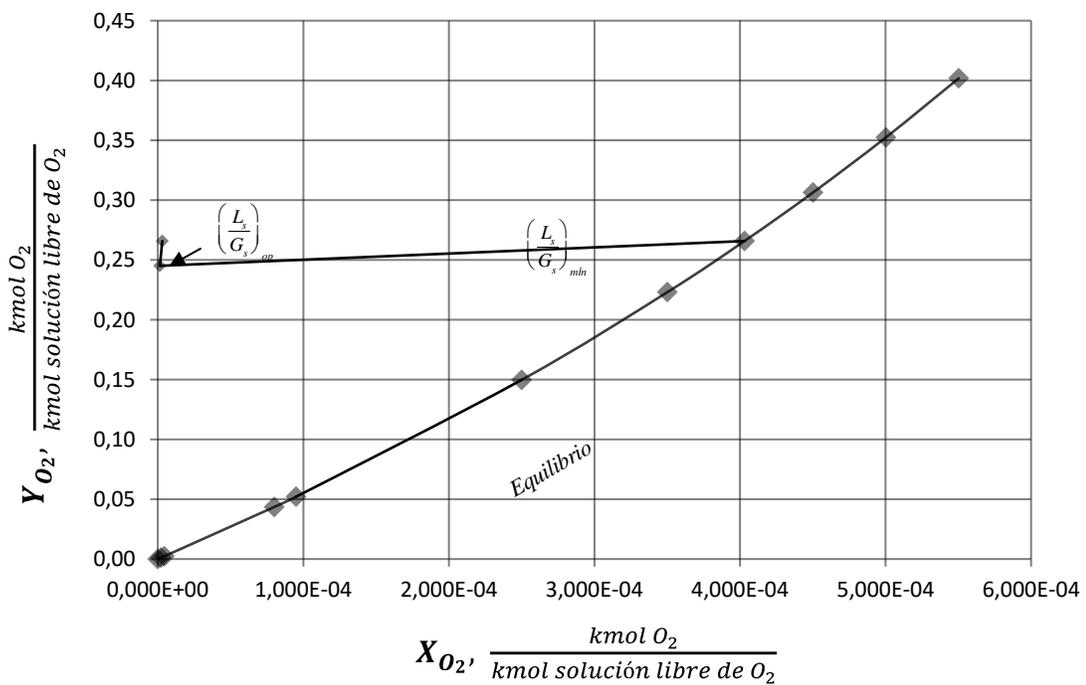
[Ec. 126]

$$R^2 = 0,5653$$

4.4.3. Construcción de curvas de operación y equilibrio para el menor y mayor flujo de la fase líquida por diseño del proceso de absorción de oxígeno en agua

A continuación, se muestra la línea de operación y equilibrio del proceso de absorción para flujo mínimo de película.

Figura 63. Línea de operación y equilibrio del proceso de absorción para flujo mínimo de película



Fuente: elaboración propia.

$$m_{\min} = 51,59 = \left(\frac{L_s}{G_s}\right)_{\min}$$

$$m_{op} = 12\,700 = \left(\frac{L_s}{G_s} \right)_{op}$$

$$\frac{\left(\frac{L_s}{G_s} \right)_{op}}{\left(\frac{L_s}{G_s} \right)_{mín}} = 245,82$$

Bajo $G_s = 1,15 \times 10^{-5}$, flujo másico operativo $\left(m_G \right)_{op} = 7,91 \times 10^{-7} \frac{kg}{s}$ constante,

$\left(L_s \right)_{mín} = 5,94 \times 10^{-4}$, $\left(m_L \right)_{mín} = 9,90 \times 10^{-7} \frac{kg}{s}$, por lo tanto, la relación

$$\frac{\left(m_L \right)_{op}}{\left(m_L \right)_{mín}} = 245,67$$

Bajo $L_s = 0,15$ que es el flujo mínimo de formación de película en el equipo,

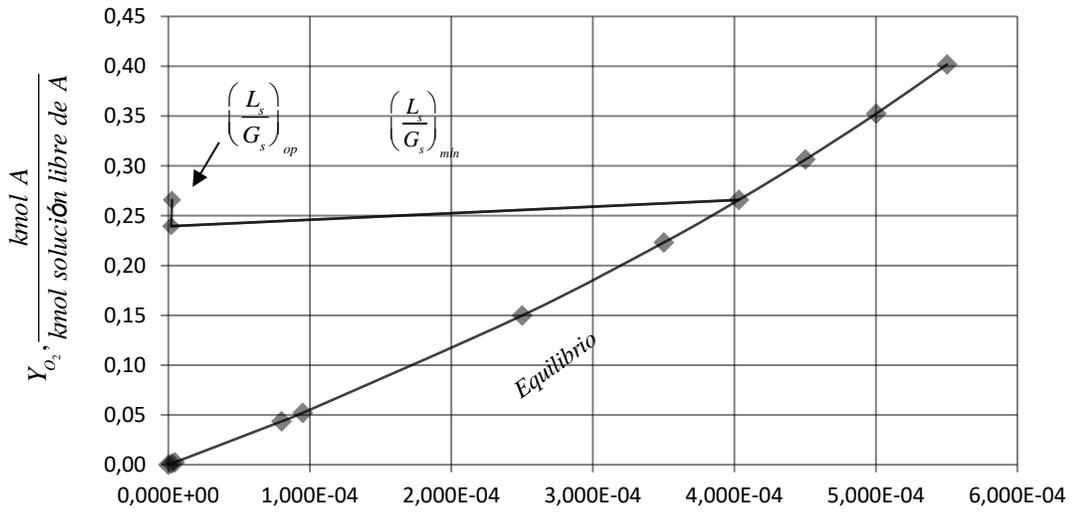
entonces, $\left(G_s \right)_{mín} = 0,0028$, $\left(m_G \right)_{mín} = 0,0062 \frac{kg}{s}$, $\frac{\left(m_G \right)_{mín}}{\left(m_G \right)_{op}} = 7\,864,65$

En relación al flujo másico de inundación en la torre se obtuvo:

Para $\left(m_G \right)_{inundación} = 0,0368 \frac{kg}{s}$

$$\frac{\left(m_G \right)_{mín}}{\left(m_G \right)_{inundación}} * 100 = 16,86 \%$$

Figura 64. Línea de operación y equilibrio del proceso de absorción para flujo máximo de película



$$X_{O_2}, \frac{\text{kmol A}}{\text{kmol solución libre de A}}$$

Fuente: elaboración propia.

$$m_{\min} = 51,67 = \left(\frac{L_s}{G_s} \right)_{op}$$

$$m_{op} = 1,23 \times 10^6 = \left(\frac{L_s}{G_s} \right)_{op}$$

$$\frac{\left(\frac{L_s}{G_s} \right)_{op}}{\left(\frac{L_s}{G_s} \right)_{\min}} = 43\,133,15$$

Bajo $G_s = 1,15 \times 10^{-5}$, $(G_s)_{\min} = 5,94 \times 10^{-4}$, $\left(\frac{\square}{m_L}\right)_{\min} = 1,72 \times 10^{-6} \frac{kg}{s}$, por lo tanto,

la relación

$$\frac{\left(\frac{\square}{m_L}\right)_{op}}{\left(\frac{\square}{m_L}\right)_{\min}} = 43\ 108,32$$

Bajo $L_s = 25,6$ que es el flujo máximo de formación de película en el equipo,

entonces, $G_s = 0,4954$, $\left(\frac{\square}{m_G}\right)_{\min} = 1,05 \frac{kg}{s}$, $\frac{\left(\frac{\square}{m_G}\right)_{op}}{\left(\frac{\square}{m_G}\right)_{\min}} = 1,38 \times 10^6$

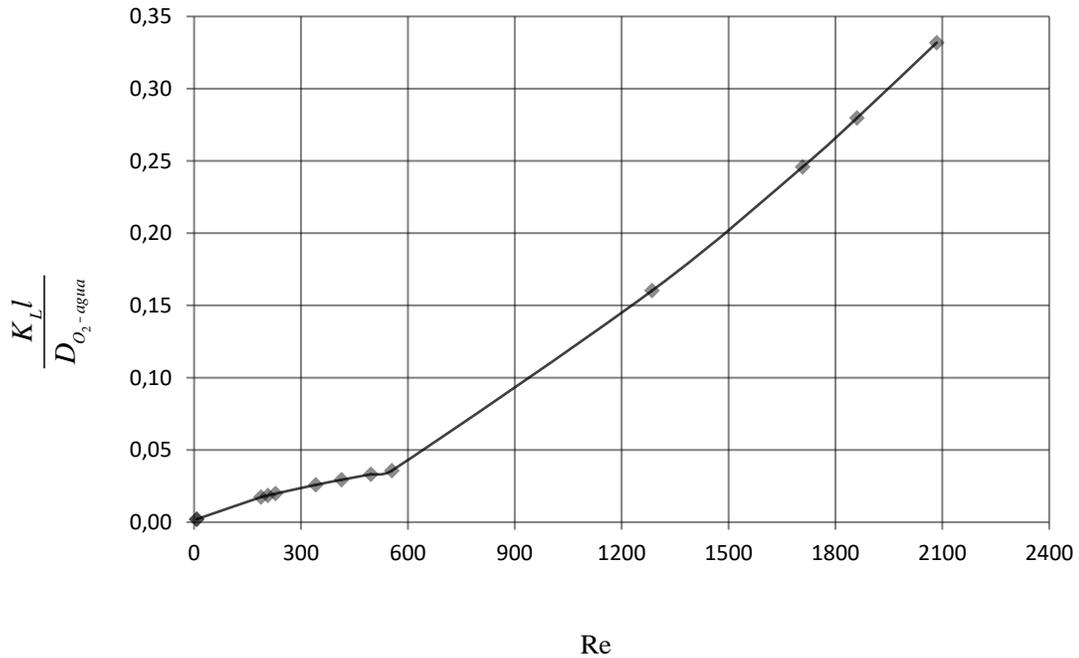
En relación al flujo másico de inundación en la torre se obtuvo:

$$\frac{\left(\frac{\square}{m_G}\right)_{\min}}{\left(\frac{\square}{m_G}\right)_{inundación}} * 100 = 811,87 \%$$

4.4.4. Construcción de una relación gráfica que describa el número de Sherwood en función de diferentes números de Reynolds para el proceso de absorción

A continuación, se muestra la relación entre el número de Sherwood y número de Reynolds fase líquida en proceso de absorción.

Figura 65. Relación entre el número de Sherwood y número de Reynolds fase líquida proceso de absorción



Fuente: elaboración propia.

$$\frac{K_L l}{D_{O_2-agua}} = Sh = 6 \times 10^{17} Re^5 - 3 \times 10^{-13} Re^4 + 6 \times 10^{-10} Re^3 - 4 \times 10^{-7} Re^2 + 0,0001 Re + 0,0009$$

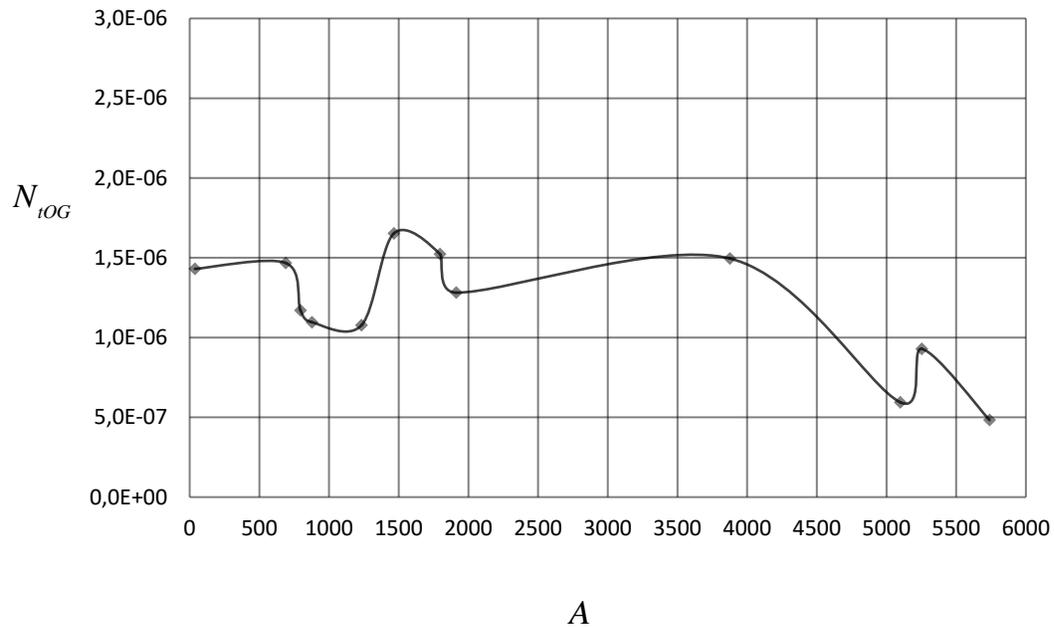
[Ec. 127]

$$R^2 = 0,9999$$

4.4.5. Determinar y relacionar gráficamente las unidades y alturas globales de una unidad de transferencia de masa globales ($NtoG$, $HtoG$) en el proceso en función del factor de absorción oxígeno en agua

A continuación, se muestra la relación entre el número de unidades globales de transferencia y factor de absorción en proceso de absorción.

Figura 66. Relación entre el número de unidades globales de transferencia y factor de absorción

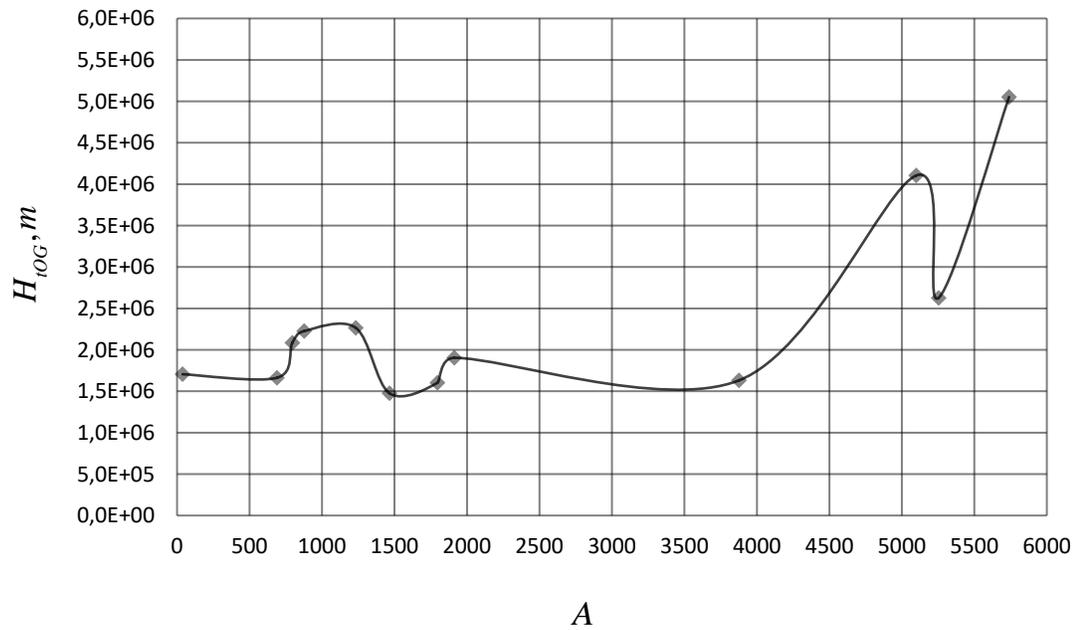


Fuente: elaboración propia.

$$N_{tOG} = -5 \times 10^{-27} A^6 + 8 \times 10^{-23} A^5 - 5 \times 10^{-19} A^4 + 1 \times 10^{-15} A^3 - 1 \times 10^{-12} A^2 + 2 \times 10^{-10} A + 1 \times 10^{-6} \quad [\text{Ec. 128}]$$

$$R^2 = 0,7726$$

Figura 67. **Relación entre altura global de una unidad de transferencia de masa y factor de absorción**



Fuente: elaboración propia.

$$H_{tOG} = 2 \times 10^{-14} A^6 - 4 \times 10^{-10} A^5 + 3 \times 10^{-6} A^4 - 0,0076 A^3 + 9,0229 A^2 - 3\,419,7 A + 2E+06$$

[Ec. 129]

$$R^2 = 0,8566$$

5. INTERPRETACIÓN DE RESULTADOS

Las curvas de calibración (figuras 33 y 34) son medidas aproximadas del volumen de agua que puede contener el rebosadero inferior y el fondo de la torre empacada en cualquier punto dentro del rango de mediciones. Estas curvas fueron trazadas con el fin de obtener fácilmente datos de caudal bajo una precisión aceptable. Esta aproximación puede presentar desviaciones, principalmente en la torre empacada, por la configuración de los empaques aleatorios. Si en dado caso los empaques se retiraran para limpieza, se recomienda volver a trazar la curva de calibración. Para las mediciones se debe tener especial cuidado con la espuma que se puede formar.

Para poder estudiar fenómenos de transferencia de masa en un equipo de película húmeda, es necesario e importante conocer el movimiento del fluido y el comportamiento de la película formada en la pared interna del tubo. Una medida concurrida que se utiliza es el número adimensional de Reynolds, en donde caracteriza la relación entre las fuerzas por convección y las fuerzas debido a la viscosidad en el fluido. En este caso, el cálculo para el movimiento de la película de la fase líquida y el movimiento de la fase gaseosa fue de manera distinta.

En la figura 35 se puede apreciar que la tendencia del número de Reynolds fue afectada por la velocidad superficial de la fase líquida. Tomando en cuenta el criterio para un flujo turbulento ($Re > 1\ 000$) y para flujo laminar ($Re < 1\ 000$), el equipo operó tanto en un régimen laminar como un régimen turbulento respecto el límite mínimo y máximo de velocidades superficiales de la fase líquida. Se registró este cambio de régimen laminar a turbulento aproximadamente en $L/G = 240$. La unidad operó a un máximo $Re = 2\ 084,10$ bajo $L = 460,73$, que fue la

velocidad superficial máxima que se pudo alcanzar en el equipo. Al exceder el límite máximo de velocidad superficial, la acumulación del agua en el rebosadero inferior fue evidente.

La velocidad lineal o flujo másico de la fase gaseosa límite en la unidad en operación se determinó por medio del cálculo de la inundación en la misma. En este caso, una velocidad lineal excesiva puede arrastrar una gran cantidad de agua al aire, provocando también la retención de la fase líquida y errores en la experimentación.

En la figura 36 se muestra la velocidad de inundación de la torre respecto a la relación de las velocidades superficiales de las dos fases (L/G). La tendencia se mostró de una manera exponencial; G se mantuvo constante, solamente hubo cambio en la velocidad superficial de la película húmeda L . La velocidad de inundación por cada una de los valores L/G fue distinta, era de esperarse ya que el grosor de la película descendente mostró un incremento con el aumento del flujo de la fase líquida; por lo tanto, también es evidente la necesidad de una cantidad de aire mayor para poder llegar a la inundación. Se necesita un máximo de 1 194,3 m/s de velocidad de inundación (0,130 kg/s como flujo másico) de la fase gaseosa dentro de la torre, con el máximo $L/G=56,3$ de operación. Esto es equivalente solamente a un 0,58 % del flujo de inundación de la torre para la condición máxima de operación, y 2,11 % para la condición mínima L/G de operación.

La caída de presión o pérdidas de energía en la parte de la fase gaseosa en un equipo de película húmeda presenta generalmente valores pequeños, para este caso no fue la excepción. En la figura 38 se puede apreciar las caídas de presión en un rango entre 170 a 370 Pa , ya que la película formada reduce ligeramente el diámetro de paso de la fase gaseosa. Se le suma también las

pérdidas por fricción de contacto entre fases. En general, las pérdidas de energía en la parte de la fase gaseosa fueron pequeñas.

El espesor de película líquida (figura 39) no tuvo cambios significativos respecto al cambio de flujo másico en el líquido; el área transversal del flujo de la fase gaseosa dentro de la torre se redujo un máximo de 1,81 % bajo los límites mínimos y máximos.

Una de las características de los procesos de convección forzada es poder llegar a un equilibrio o aproximarse al mismo de manera más efectiva, que por medio de la difusión natural. El flux de transferencia de masa se describe como la cantidad de compuesto A, que se transfiere de una fase a otra por unidad de tiempo y área. Debido a una fuerza motriz, existen muchas maneras de poder calcularlo, tanto desde la fase líquida como gaseosa, relacionado con los coeficientes convectivos individuales o globales de transferencia. En este caso basta con conocer las concentraciones iniciales y finales del compuesto de interés y flujos de masa de las fases.

En la figura 40 se describe el comportamiento del flux o velocidad de transferencia de masa de oxígeno en el proceso de absorción respecto a L/G . Se observa que el mayor flux fue obtenido en un punto aproximado de $L/G= 806$, con un valor de $3,15E-7 \frac{kg}{m^2 \cdot s}$. Desde ese punto, se ve un descenso o disminución de la velocidad de transferencia, en ese caso, los cambios de concentración son muy pequeños a comparación del flujo másico de la fase líquida. El espesor de película efectiva del gas fue de 0,47 % de la fase gaseosa, en donde existe una mayor interacción del oxígeno por medio convectivo. Con un valor muy pequeño, por lo que se ve reflejado en el proceso el control por la difusión molecular.

El flux para el proceso de desorción se observa en la figura 41, para este caso la transferencia de agua en forma de vapor a la fase gaseosa, no mostró una tendencia clara. Los puntos graficados se mantuvieron en valores entre $2,94E-6$ a $1,31E-5$ kg/s dentro del rango L/G , que de igual forma fueron cambios pequeños en concentración de ganancia de humedad; la modificación solamente se hizo en el flujo másico de la fase líquida. Por lo tanto, los fluxes no se vieron afectados por la modificación de la película descendente. Era de esperarse, ya que la mayor resistencia la aporta la fase gaseosa, en este caso el aire, por lo cual esta fase es la que debe sufrir cambios en el flujo para notar velocidades de transferencias mayores. Deshumidificar el aire podría aportar a cambios más grandes de ganancia de vapor de agua.

Los coeficientes convectivos de transferencia de materia son de mucha importancia para estudios y escalamiento en ingeniería química. Siguen la teoría de las dos resistencias y la interpretación de la formación de una interface. Interesa conocer que la fuerza motriz para la difusión es dada por el equilibrio dinámico que existe en el sistema; dicho en otras palabras, a temperatura y presión constante al contacto de las fases L y G insolubles entre sí, el oxígeno molecular es soluble en agua. Por lo tanto, muy rápidamente o de manera inmediata empieza a transferirse este compuesto desde el gas al líquido, pasando por una interfase, que es la que separa a la fase L y G . De nuevo el oxígeno o parte de él en la fase líquida es regresado a la fase gaseosa. Dependiendo la concentración del componente A en el líquido, así es la rapidez con la que regresa. El equilibrio dinámico se obtiene cuando la rapidez con la que entra se iguala a la rapidez con la que sale el compuesto A del líquido; las concentraciones ya no varían en las fases y los potenciales químicos se igualan. Es importante que el lector sepa que en el equilibrio dinámico no necesariamente las concentraciones en cada fase se igualan.

Basándose en el perfil de velocidad (figura 7), para un flujo estacionario, ya sea para un proceso de absorción o un proceso de desorción, el flux o velocidad de transferencia de masa no puede ser calculado desde Y_{AG} hasta X_{AL} , ya que los potenciales químicos a estas distancias no son iguales; por lo tanto, no están en equilibrio. Si se asume que las únicas resistencias las aportan las fases L y G, más no la interfase, $y_{A,i}$ y $x_{A,i}$ son concentraciones en la interfase que están en equilibrio, pero que muchas veces son difíciles de medir. Por lo tanto, la relación de la rapidez de transferencia debe ser en función al coeficiente convectivo individual de transferencia de masa en cualquiera de sus fases y la fuerza motriz desde la interfase a una de las fases principales. Una de las ventajas de los intercambiadores de masa de película húmeda es poder calcular con facilidad el área de transferencia, a diferencia de otros equipos que muchas veces es muy complicado. Existen diferentes cálculos para encontrar los coeficientes convectivos de masa en los procesos. El comportamiento de cada uno es variante al diseño y condiciones de operación; por lo tanto, existen ecuaciones semiempíricas para poder describir la facilidad con la que un componente A se transfiera de una fase a otra (K,k).

En la figura 47, los coeficientes individuales encontrados de transferencia de masa de la fase líquida fueron muy pequeños a comparación de los coeficientes individuales de la fase gaseosa (figura 48). El coeficiente individual de la fase líquida se mostró incrementado con el aumento del factor L/G ; esto indica que se facilitó la TDM en la fase líquida, aunque no de manera contundente. Así como se puede encontrar la facilidad a la transferencia, también se puede encontrar la resistencia en cada una de las fases y de manera global que existe en la operación. Si la mayor resistencia se encuentra en el líquido, entonces se dice que la fase líquida controla el proceso, y que, en la fase gaseosa, el compuesto A es muy soluble; por el contrario, si la mayor resistencia se encuentra en la fase gaseosa, la fase gaseosa controla el proceso. Por ende,

en la fase líquida, el compuesto A es muy soluble. Con base en lo anterior, la resistencia se relacionó con la curva de equilibrio (figura 44). Este método gráfico relaciona las pendientes de las concentraciones en el equilibrio y las concentraciones de las interfaces; sin embargo, como la curva de equilibrio tuvo una tendencia totalmente lineal, entonces $m''=m'=m$. De este modo se simplificaron los cálculos al utilizar sólo la pendiente de la curva de equilibrio.

En base a las ecuaciones 47 y 48 se pueden determinar 4 resistencias, dependiendo si se calculan como resistencias globales de la fase gaseosa o líquida. Aunque las resistencias (figuras 47 y 48) de la fase gaseosa no dieron resultados con tendencias estables, son muy pequeñas a comparación de las resistencias en las fases líquidas (figura 45 y 46). Esto demuestra que la fase líquida controla el proceso y puede ser aproximada a la resistencia global de la fase líquida o gaseosa despreciando la resistencia individual de la fase gaseosa. De igual forma se puede asumir el cálculo del coeficiente global de transferencia, despreciando el coeficiente de la fase gaseosa. Los coeficientes globales de las fases (figuras 49 y 51) en el proceso de absorción mostraron tasas pequeñas, reflejado también en el bajo cambio de concentraciones del oxígeno en el agua, manteniendo soluciones muy pobres en oxígeno.

Los gráficos L_s/G_s respecto al equilibrio son de mucha importancia para estudios relacionados a transferencia de masa. Estos muestran el comportamiento del proceso en un estado permanente, bajo un balance de materia, donde no existe aparición del compuesto que se transfiere, tampoco desaparición. Al estar en contacto las dos fases no solubles a contracorriente (fase G y L), la construcción de la curva de equilibrio está basada en la presión de vapor del componente que se transfiere en el proceso y sus fracciones libres del compuesto transferido (Y, X); para este caso, la presión de vapor del oxígeno, a una temperatura y presión normal. Esta curva de equilibrio será el límite para

conocer el factor mínimo L_s/G_s a que el sistema pueda ser sometido, recordando que cada gas y líquido presentan diferentes curvas de solubilidad. La velocidad con la cual se disuelve un componente gaseoso en una fase líquida, proceso de absorción, depende de la aproximación o desviación que hay en el equilibrio. Se debe considerar también las diferentes características o resistencias que se puedan presentar en los sistemas, representado con una recta con pendiente L_s/G_s real de operación.

Como distintos gases y líquidos presentan equilibrios diferentes, se sigue la Ley de Raoult para el sistema de absorción de oxígeno en agua. La curva de equilibrio que se presenta es con una solubilidad muy baja, medido como oxígeno molecular disuelto en el agua, ya que la presión de vapor es muy alta. Este depende de la presión atmosférica, temperatura e incluso el nivel de luz sola. Se mencionó anteriormente que el límite de flujo de la fase gaseosa es del 80 % de la velocidad de inundación; esta depende del flujo de la fase líquida. Para diseñar equipos que tengan claros los objetivos de concentración necesarios en el proceso, se necesita por lo menos conocer la rapidez de flujo de una fase y tres composiciones de la entrada y salida de la unidad. Por lo regular, la rapidez de una fase puede ser variada en el diseño.

El factor mínimo L_s/G_s está directamente afectado por cualquiera de las dos fases de contacto. Acerca de la rapidez de flujo, este fenómeno se puede explicar por medio de la fuerza motriz; si esta es menor (L_s/G_s menor a real), entonces la absorción del gas es más difícil en el líquido. La concentración X_{O_2} es mayor debido a la cantidad de disolvente que ingresa, que es menor, hasta llegar a la pendiente mínima en la gráfica que toque a la misma en el punto de equilibrio, en donde la fuerza motriz de difusión es cero (figura 58). Por consiguiente, no puede ocurrir la transferencia de masa, o se necesitaría una torre de altura infinita en un tiempo infinito de contacto para obtener un cambio de concentración. Si existe un

proceso de absorción, entonces la recta de operación siempre está graficada por arriba de la curva de equilibrio de solubilidad; por el contrario, si la recta de operación está por debajo de la curva de equilibrio, es en absoluto un proceso de desorción.

Basado en lo anterior, la interpretación de la figura 58 para un flujo constante de aire en promedio de $7,5 \times 10^{-4} \text{ kg/s}$, nos indica composiciones distintas únicamente de la salida del líquido indicada en el eje de las abscisas. Esta ganancia de oxígeno varía respecto a la pendiente en cada una de las rectas. El factor L_s/G_s mínimo encontrado para el flujo mínimo de la fase líquida de operación del equipo fue de 51,59, lo que nos indica que en comparación del L_s/G_s de operación = 12 700, fue 245,82 veces por encima del equilibrio. Principalmente, este exceso fue en el flujo de la fase líquida. Si se asume que se trabajaría con el mismo flujo másico de la fase gaseosa, $G_s = 1,15 \times 10^{-5}$, el flujo másico mínimo en este caso fue de $\left(m_L\right)_{\text{mín}} = 9,90 \times 10^{-7} \frac{\text{kg}}{\text{s}}$. Este flujo, en relación al flujo mínimo de operación del equipo, fue 245,67 veces por encima, lo que nos indica que sería muy difícil poder llegar a estar cerca del flujo de la fase líquida mínima en operación del equipo para obtener la máxima concentración de oxígeno en la fase líquida de salida, que es aproximadamente $X_{O_2} = 4,03 \times 10^{-4}$. Para poder llegar a ese mismo X_{O_2} , si se utilizara el menor flujo en la fase líquida libre de O_2 de operación de la unidad para la formación de la película ($L_s = 0,15$), se necesitaría un flujo de aire libre de O_2 de $(G_s)_{\text{mín}} = 0,0028$ equivalente a $\left(m_G\right)_{\text{mín}} = 0,0062 \frac{\text{kg}}{\text{s}}$, con una relación de 7 864,65 veces por encima del flujo del gas que se utilizó durante la experimentación (\dot{m}_G) = $7,91 \times 10^{-7} \frac{\text{kg}}{\text{s}}$, por lo que teóricamente equivale a un 16,86 % del flujo másico de inundación en la unidad para el flujo másico mínimo de la fase líquida de diseño.

Se debe tomar en cuenta que los resultados de los coeficientes globales de transferencia en la fase líquida fueron afectados por la turbulencia en la fase líquida; así mismo, también el flux fue afectado, por lo que no necesariamente al hacerse una película más delgada aumentaría la absorción del oxígeno en la fase líquida. Para tomar referencia de los máximos y mínimos en el diseño del equipo, se hizo de igual manera un gráfico relacionando la línea de operación, línea mínima y curva de equilibrio. Este análisis gráfico (figura 59) tuvo la característica que aumentó a 43 133,15 veces la relación entre la pendiente de operación y pendiente mínima, aproximadamente 43 108,32 para la relación entre el flujo de operación y flujo mínimo. Esta depende de las fracciones molares de ingreso y salida del oxígeno en la fase líquida. Para este caso, el flujo de gas debería ser teóricamente 1,38 E6 veces el flujo utilizado como límite máximo de operación de las fases, superando en 811,87 % al flujo másico de inundación, por lo que no sería posible trabajar bajo las condiciones de operación mínimas para este caso; especialmente, trabajar con tal flujo de aire bajo la limitante de la inundación en la torre por diseño.

Existen varios números adimensionales que describen el comportamiento de los fenómenos de transporte. En la parte de la discusión de la mecánica en el fluido ya fue mencionado el número de Reynolds. Para describir la TDM es de mucha utilidad el número de Sherwood, el cual proporciona una medida relativa entre la transferencia de materia por convección respecto a la transferencia de materia por difusión. Si la relación $Sh > 1$, entonces la convección predomina el proceso en la torre; este dependerá en el análisis gráfico de la turbulencia en el fluido. En la figura 60 se describe tal relación en la cual, como era de esperarse, se notó un incremento del número de Sherwood respecto al aumento del número de Reynolds; sin embargo, no superó la unidad. Por lo tanto, en la experimentación del proceso de absorción de oxígeno en el agua, la contribución a la transferencia de masa por medios naturales fue mayor que por medios

convectivos, o difusión en remolino como también es llamado. Aunque se haya llegado a un estado turbulento en el fluido, se le atribuye a que la resistencia es muy elevada en la fase líquida. Si estos fueran elevados, podría elevarse también el número de Sherwood, ya que el largo de la torre por diseño no puede ser cambiado.

Los números de unidades globales de transferencia no mostraron una tendencia clara respecto al factor de absorción A , (figura 61), revelando así números de unidades muy pequeños ($4,82E-7$ - $1,63E-7$). Es un indicativo que los cambios en las concentraciones en el proceso de absorción fueron muy pequeños. Bajo esos cambios se necesitaría alturas globales de transferencia muy elevadas ($1,47E6$ - $5,5E6$ m), figura 62. Los cambios de concentración en la absorción de oxígeno son muy pequeños aun llegando al equilibrio en la fase líquida. Llegar a igualar la concentración a la fuerza impulsora media en el proceso de la fase gaseosa, sería prácticamente imposible, ya que la diferencia de solubilidades entre la fase gaseosa y líquida es demasiado grande.

- Análisis estadístico:

El análisis de varianza ANOVA de una sola vía se utilizó para conocer la significancia de los diferentes factores o variables de control sobre las variables de medición utilizando el factor F de Fisher con un 5 % de significancia en el estudio. Se determinó para cada una de las hipótesis nulas que no cumplen una aceptación; en otras palabras, se rechazaron esas hipótesis y se aceptaron todas las alternativas.

En la tabla XXX se aprecia que la probabilidad de que los valores medios de las diferencias de presión sean iguales es muy baja; por lo tanto, no superó el 5 % de significancia para poder aceptar la hipótesis relacionada a la caída de presión en el equipo. El valor F crítico también puede ser comparado con el valor

F; si este valor crítico no es superado por F, entonces se rechaza H_0 . Por lo tanto, estadísticamente sí existe significancia entre cada cambio de flujo másico de la fase líquida, dejando el flujo másico de la fase gaseosa constante, y la caída de presión. Derivado a ello, se puede deducir que existe una relación directa con el cambio L/G y la caída de presión, posiblemente atribuido por el aumento del grosor de película húmeda y la turbulencia en la fase líquida.

En la tabla XXXII se muestra el análisis ANOVA para la hipótesis del diferencial de la fracción de oxígeno disuelto en relación a L/G . Se aprecia que la probabilidad de que las medias sean iguales entre grupos es muy baja; por lo tanto, no sobrepasa el 5 %, se rechaza la hipótesis nula para este caso. Esto puede estar relacionado con el flux de transferencia de oxígeno en agua entre fases en el experimento. Se debe tomar en cuenta que las mediciones de oxígeno disuelto pueden llegar a generar errores, dependiendo del método que se utilice.

En las tablas XXIV y XXVI se puede apreciar que, de igual manera, la probabilidad es muy baja, o la comparación de la F crítica con el factor F es totalmente superior. Lo anterior es indicativo que las medias de las temperaturas de bulbo húmedo y bulbo seco son distintas por cada L/G ; la transferencia de masa en el fenómeno de desorción también es dependiente de la fase líquida en este caso.

CONCLUSIONES

1. El IDM de película húmeda alcanzó un estado laminar y turbulento en la película descendente líquida, llegando a un máximo de $Re=2\ 084,10$, con $L=460,73$ ($0,0741\ kg/s$). El cambio de régimen estuvo aproximadamente en $L=240$ ($3,25E-2\ kg/s$).
2. Solo se alcanzó un máximo del 2,11 % del flujo de inundación mínimo y 0,58 % respecto al flujo mínimo de inundación en el IDM de película húmeda, teniendo en cuenta que el flujo de gas fue constante durante la experimentación.
3. Las pérdidas de energía en la unidad fueron relativamente pequeñas, con valores en un rango de 170 a 370 Pa .
4. El mayor flux ($3,16E-7\ \frac{kg}{m^2 \cdot s}$) se obtuvo con un factor $L/G= 806$ para el proceso de absorción, y $1,31E-5\ \frac{kg}{s}$, $L/G= 305$ para el proceso de desorción, notando un incremento con el aumento en la zona de turbulencia de la película descendente. Para el proceso de desorción no hubo tendencia clara,
5. Los coeficientes globales de transferencia de masa dieron valores muy pequeños para el proceso de absorción, la facilidad a la transferencia fue baja, por lo contrario, las resistencias individuales fueron altas. El

incremento de L/G tuvo efecto directo sobre los coeficientes individuales y globales de TDM, aumentando sus valores.

6. Bajo las condiciones mínimas y máximas de operación, se determinó que se necesitaría un 16,86 % y 811,87 % respectivamente de flujo másico de la fase gaseosa en relación al flujo de inundación en el equipo para poder llegar al equilibrio dinámico de TDM.
7. No se alcanzó el dominio de TDM por medios convectivos, se llegó a un valor máximo de $Sh = 0,3319$, pudiendo ser aumentado con el ajuste de velocidades superficiales más altas de la fase gaseosa que las registradas en la experimentación.
8. Los números globales de transferencia de masa fueron muy pequeños y las alturas globales muy grandes, ya que la diferencia de la capacidad de disolución del oxígeno es muy distanciada entre las dos fases.

RECOMENDACIONES

1. Las ecuaciones de calibración para la medición del líquido deben de ser utilizadas cuidadosamente, ya que solo son una medida de aproximación a la capacidad de volumen del rebosadero inferior y torre con empaques.
2. Manejar regulaciones en el flujo de la fase gaseosa, tratar de trabajar en un 80 % de la velocidad de inundación y en la zona de régimen turbulento en la película descendente. Esto contribuiría al aumento del flux de TDM, inherente también el número de Sherwood.
3. La instalación de medidores de flujo es imprescindible para la obtención de mediciones y experimentaciones más confiables, tanto para la fase líquida como para la fase gaseosa. El rango de los medidores debe abarcar los flujos entre 0 a $7,41E-02$ kg/s para la fase líquida, y 0 a 0,130 kg/s para la fase gaseosa en la torre de película húmeda
4. Para simplificar los cálculos de los coeficientes de transferencia de masa, se puede asumir para el proceso de absorción oxígeno en agua, que la resistencia total la aporta solamente la fase líquida.
5. Altas presiones de vapor equivalen a bajas solubilidades de los compuestos en la fase líquida para el equilibrio, por lo que se pueden utilizar compuestos con presiones de vapor bajas. Esto puede ayudar a hacer más notables los cambios de concentración del proceso durante la experimentación.

6. Para empobrecer de oxígeno disuelto el agua se utilizó nitrógeno gaseoso, un compuesto inerte que, durante la experimentación de esta investigación, no provocó problema alguno. Es efectivo y confiable para que se continúe utilizando en un futuro.
7. Los IDM de película húmeda son equipos los cuales se necesitan mediciones exactas y precisas, ya muchas veces presenta cambios pequeños en la absorción o desorción de un compuesto. Como parte de la automatización para mejoras en la unidad, se debe utilizar equipo de medición en línea para oxígeno disuelto en el agua, por los errores que puede provocar el almacenaje y toma de muestra; además de los errores en el procedimiento e inexactitud en el método, para este estudio se utilizó método por titulación. De no contar con dicho medidor en línea, se debe utilizar un método de medición por medio de espectrofotometría o colorimetría que pueda hacer mediciones muy confiables, tomando en cuenta que todo equipo que se utilice debe llevar su respectivo control de calibración.
8. Utilizar equipo especial para medición directa de humedad en el aire, con el fin de la obtención de datos más confiables, teniendo en cuenta la calibración del mismo.
9. Humidificar el aire puede contribuir a una aproximación de un proceso isotérmico de absorción y desorción, a la vez se aumentaría también la resistencia a la TDM en la fase gaseosa.
10. Para fines didácticos, la altura global de unidades de transferencia puede ser pequeñas al escoger compuestos con solubilidades no tan distanciadas entre las dos fases.

11. El área transversal del paso de la fase gaseosa puede ser aproximado al diámetro de la tubería de la torre de película húmeda.
12. Tomar en cuenta los efectos de transferencia de calor cuando se trabaje en un estado no isotérmico.
13. Llevar a cabo estudios relacionados con la unidad que puedan contribuir al desarrollo investigativo de la Universidad.
14. Instalar una línea de agua independiente para llenar el equipo, de preferencia colocar guarda-niveles en los depósitos.

BIBLIOGRAFÍA

1. BIRD, Byron; STEWART, Warren; LIGHTFOOT, Edwin. *Fenómenos de transporte*. 2a ed. México: Limusa Wiley, 2006, 627 p.
2. FERNÁNDEZ, José y CHEN, William. *Diseño y evaluación de una torre empacada de desorción. Parcial de transferencia de masa*. Caracas, Venezuela: Universidad Central de Venezuela, 2005. 204 p.
3. GEANKOPLIS, Christie. *Procesos de transporte y operaciones unitarias*. 3a ed. México: Compañía Editorial Continental, S.A de C.V. México, 1998. 1 017 p.
4. GUTIÉRREZ, José; MANS, Claudi; COSTA, José. *Diseño de columnas de paredes mojadas*. Barcelona, España: Universidad de Barcelona, 1987. 11 p.
5. MCCABE, L. Warren, SMITH, C. Julian; HARRIOTT, Peter. *Operaciones unitarias en Ingeniería Química*. 7a ed. México: McGraw-Hill, Interamericana editores, S.A. de CV, 2007. 1152 p.
6. PERRY, H. Robert; GREEN, W. Don; MALONEY, O. James. *Manual de ingeniero químico*. 6a ed. España: McGraw-Hill, 2007. 200 p.

7. RAMOS, Jorge. *Montaje de una torre de paredes mojadas para realizar prácticas de transferencia de masa*. Guatemala: Universidad del Valle de Guatemala, 1997. 237 p.
8. SUÁREZ-GARCÍA; Susial, P. *Construcción y pruebas en una torre de paredes mojadas*. [en línea]. <http://www.researchgate.net/publication/275018818_Construccion_y_Pruebas_en_una_Torre_de_Paredes_Mojadas, pp. 102-109>. [Consulta: 20 de febrero de 2019].
9. TORRES, Héctor. *Diseño, construcción y puesta en marcha de equipos para la determinación de difusividades y coeficientes individuales de transferencia de masa*. Trabajo especial de grado para la carrera de ingeniería química, Universidad Central de Venezuela, Caracas, 2007. 73 p.
10. TREYBAL, Robert E. *Operaciones de transferencia de masa*. 2a ed. México: McGraw-Hill, 2004. 865 p.
11. WALPOLE, Ronald E; MYERS, Raymond H.; MYERS, Sharon L. y YE, Keying. *Probabilidad y estadística para ingeniería y ciencias*. 8a ed. México: Pearson Educación, 2007. 100 p.
12. WELTY, R. James; WICKS, E. Charles; WILSON, E. Robert. *Fundamentos de transferencia de momento, calor y masa*. 6a ed. México: Limusa, S. A., 1994. 771 p.

APÉNDICES

Apéndice 1. **Datos obtenidos para medición de volumen promedio de masa líquida rebosadero inferior y su altura**

CORRIDA	Altura, <i>m</i>	Volumen, m^3	Volumen PROMEDIO, m^3
1,1	4,59E-02	3,25E-04	3,23E-04
1,2		3,23E-04	
1,3		3,22E-04	
2,1	5,39E-02	4,89E-04	4,87E-04
2,2		4,80E-04	
2,3		4,92E-04	
3,1	1,20E-01	1,68E-03	1,68E-03
3,2		1,68E-03	
3,3		1,69E-03	
4,1	1,40E-01	2,01E-03	2,01E-03
4,2		2,02E-03	
4,3		2,01E-03	
5,1	1,75E-01	2,52E-03	2,52E-03
5,2		2,52E-03	
5,3		2,52E-03	
6,1	2,68E-01	4,21E-03	4,21E-03
6,2		4,21E-03	
6,3		4,22E-03	

Fuente: elaboración propia.

Apéndice 2. **Datos obtenidos para medición de volumen promedio de masa líquida torre empacada y su altura**

CORRIDA	Altura, m	Volumen, m^3	Volumen Pr, m^3
1,1	6,48E-02	3,80E-02	3,67E-02
1,2		3,50E-02	
1,3		3,70E-02	
2,1	1,50E-01	7,40E-05	7,33E-05
2,2		7,30E-05	
2,3		7,30E-05	
3,1	3,70E-01	1,60E-04	1,58E-04
3,2		1,57E-04	
3,3		1,57E-04	
4,1	4,60E-01	2,00E-04	1,98E-04
4,2		1,98E-04	
4,3		1,97E-04	
5,1	5,50E-01	2,43E-04	2,43E-04
5,2		2,43E-04	
5,3		2,44E-04	
6,1	7,08E-01	3,00E-04	2,98E-04
6,2		2,98E-04	
6,3		2,97E-04	

Fuente: elaboración propia.

Apéndice 3. **Datos obtenidos para medición para determinación concentraciones de O₂ y de flujos de las fases**

CORRIDA	O₂ ENTRADA, ppm	O₂ SALIDA, ppm	VELOCIDAD AIRE, $\frac{m}{s}$	ALTURA, m	TIEMPO LLENADO, S
1,1	2,5	6	21,2	0,03	90
1,2	2,4	6,4	20,5	0,03	91
1,3	2,6	6,4	20,6	0,03	89
2,1	3	5,6	20	0,03	80
2,2	3,2	5,8	21	0,03	79
2,3	3	5,5	19,8	0,03	79
3,1	4	6,2	22,2	0,08	132
3,2	3,5	6,3	20	0,08	134
3,3	3,1	6	21,3	0,08	133
4,1	3,4	5,6	21	0,08	120
4,2	3,5	5,4	19,7	0,08	122
4,3	3,2	5,4	19,3	0,08	120
5,1	2,8	5,2	19,5	0,05	45
5,2	3	5	19,9	0,05	45
5,3	3,5	5	20	0,05	46
5,1	3,2	5,2	20	0,05	30
5,2	3,4	5	19,8	0,05	30
5,3	3	5,2	20,4	0,05	31
6,1	2,6	5,9	20,3	0,08	60
6,2	2,8	5,7	19	0,08	60
6,3	3,1	5,8	20,6	0,08	61
7,1	3,1	5,5	18,9	0,08	50
7,2	2,8	5,8	19	0,08	51
7,3	2,8	5,6	19,3	0,08	50
8,1	4	5,8	19,6	0,08	44
8,2	3,4	5,9	20,1	0,08	45
8,3	3,4	6	19,5	0,08	46
9,1	1,7	4,6	19,8	0,1	27
9,2	1,9	4,5	20	0,1	27
9,3	1,85	4,4	19,8	0,1	27
10,1	3	4,3	19,4	0,1	20
10,2	3,3	4,2	18,8	0,1	21
10,3	3,2	4,2	19,2	0,1	20
11,1	3,1	5	19,5	0,1	19
11,2	3,4	4,9	20,2	0,1	19
11,3	3,3	4,9	20,1	0,1	18
12,1	3,7	4,5	19,8	0,1	16
12,2	3,6	4,7	20	0,1	17
12,3	3,7	4,4	20,3	0,1	17

Fuente: elaboración propia.

Apéndice 4. **Datos obtenidos para medición para determinación de concentraciones proceso de desorción**

CORRIDA	<i>T_{bs}</i> ENTRADA, °C	<i>T_{bh}</i> ENTRADA, °C	<i>T_{bs}</i> SALIDA, °C	<i>T_{bh}</i> SALIDA, °C
1,1	24	22,5	32	30
1,2	24	22	32	29,85
1,3	24	22,5	32	30
2,1	21	18,5	30	29
2,2	21	18,5	30	29,5
2,3	21,5	19	30,5	29
3,1	20	18,2	27,8	26,8
3,2	20	18,2	28	27
3,3	20	18	28	26,8
4,1	22	18,7	30	28,5
4,2	22,1	18,5	30	28,5
4,3	22	18,6	30,1	28,3
5,1	20,5	18	28	27
5,2	20,5	18,2	28	27
5,3	20,4	18	28	27,2
5,1	25	24,5	31	29,8
5,2	25,2	24,5	31	29,8
5,3	25,2	24,3	31,1	30
6,1	20,6	16	32,2	31
6,2	20,6	16	32,2	31
6,3	20,8	16	32	31,2
7,1	24	22,5	32	31
7,2	24,1	22	32,2	31
7,3	24,1	22,5	32,1	30,8
8,1	21	17	30	28
8,2	21,3	17,2	30,5	28
8,3	21	17,3	30,2	28,2
9,1	25,8	24	30,75	29
9,2	26	23,8	31	29
9,3	26,1	24	31	29,2
10,1	23,1	19	33,2	32,2
10,2	23	19	33	32
10,3	23	20	33	32,2
11,1	23,5	19,8	33	32
11,2	23,5	19,5	33	31,8
11,3	23,5	20	32,8	31
12,1	26	24	31	30
12,2	26,2	24	31,2	31
12,3	26	24	31	30

Fuente: elaboración propia.

Apéndice 5. **Datos obtenidos para caídas de presión**

Corrida	Delta p Pa	Delta p prom
1,1	180	173,3
1,2	170	
1,3	170	
2,1	190	193,3
2,2	190	
2,3	200	
3,1	240	233,3
3,2	230	
3,3	230	
4,1	220	213,3
4,2	220	
4,3	200	
5,1	240	236,7
5,2	240	
5,3	230	
5,1	220	233,3
5,2	230	
5,3	250	
6,1	210	213,3
6,2	220	
6,3	210	
7,1	250	256,7
7,2	260	
7,3	260	
8,1	240	236,7
8,2	230	
8,3	240	
9,1	270	280,0
9,2	280	
9,3	290	
10,1	260	273,3
10,2	280	
10,3	280	
11,1	260	266,7
11,2	270	
11,3	270	
12,1	360	370,0
12,2	370	
12,3	380	

Fuente: elaboración propia.

Apéndice 6. **Datos promedio calculados para las humedades y fracciones de vapor de agua**

T_{bs} ENTRADA, °C	T_{bh} ENTRADA, °C	T_{bs} SALIDA, °C	T_{bh} SALIDA, °C	$\mathcal{H}_{abs}, \frac{kg_{agua}}{kg_{aire\ seco}}$ ENTRADA	$\mathcal{H}_{abs}, \frac{kg_{agua}}{kg_{aire\ seco}}$ SALIDA	$Y_{H2O}, \frac{kg_{agua}}{kg_{aire\ húmedo}}$ ENTRADA	$Y_{H2O}, \frac{kg_{agua}}{kg_{aire\ húmedo}}$ SALIDA
24,00	22,33	32,00	29,95	0,0165	0,0239	0,0162	0,0233
21,17	18,67	30,17	29,17	0,0126	0,0250	0,0124	0,0244
20,00	18,13	27,93	26,87	0,0122	0,0220	0,0121	0,0215
22,03	18,60	30,03	28,43	0,0126	0,0240	0,0124	0,0234
20,47	18,07	28,00	27,07	0,0121	0,0220	0,0120	0,0215
25,13	24,43	31,03	29,87	0,0185	0,0268	0,0182	0,0261
20,67	16,00	32,13	31,07	0,0095	0,0286	0,0094	0,0278
24,07	22,33	32,10	30,93	0,0160	0,0283	0,0157	0,0275
21,10	17,17	30,23	28,07	0,0108	0,0148	0,0107	0,0146
25,97	23,93	30,92	29,07	0,0182	0,0245	0,0179	0,0239
23,03	19,33	33,07	32,13	0,0123	0,0300	0,0122	0,0291
23,50	19,77	32,93	31,60	0,0134	0,0305	0,0132	0,0296
26,07	24,00	31,07	30,33	0,0180	0,0270	0,0177	0,0263

Fuente: elaboración propia.

Apéndice 7. Datos promedios calculados para las corrientes L y G

$\dot{m}_G, \frac{kg}{s}$	$\dot{m}_G, \frac{kg}{s}$ PROMEDIO	$\dot{m}_L, \frac{kg}{s}$	$\dot{m}_L, \frac{kg}{s}$ PROMEDIO	L	L PROMEDIO	G	G PROMEDIO	$\frac{L}{G}$	$\frac{L}{G}$ PROMEDIO
7,949E-04	7,787E-04	2,432E-04	2,432E-04	2,626	2,626	0,395	0,386	6,655	6,796
7,687E-04		2,405E-04		2,598		0,382		6,810	
7,724E-04		2,460E-04		2,654		0,383		6,922	
7,499E-04	7,599E-04	2,736E-04	2,759E-04	2,939	2,962	0,372	0,377	7,893	7,857
7,874E-04		2,771E-04		2,974		0,391		7,608	
7,424E-04		2,771E-04		2,974		0,369		8,069	
8,324E-04	7,937E-04	6,724E-03	6,673E-03	57,538	57,152	0,418	0,399	137,591	143,576
7,499E-04		6,623E-03		56,767		0,377		150,693	
7,987E-04		6,673E-03		57,150		0,401		142,443	
7,874E-04	7,499E-04	7,396E-03	7,356E-03	62,668	62,361	0,396	0,377	158,327	165,638
7,387E-04		7,275E-03		61,748		0,371		166,314	
7,237E-04		7,396E-03		62,668		0,364		172,273	
7,312E-04	7,424E-04	8,181E-03	8,122E-03	68,579	68,135	0,368	0,373	186,471	182,498
7,462E-04		8,181E-03		68,579		0,375		182,722	
7,499E-04		8,003E-03		67,247		0,377		178,301	
7,499E-04	7,524E-04	1,227E-02	1,214E-02	98,284	97,349	0,378	0,379	259,828	256,602
7,424E-04		1,227E-02		98,284		0,374		262,453	
7,649E-04		1,188E-02		95,479		0,386		247,524	
7,612E-04	7,487E-04	1,479E-02	1,471E-02	115,850	115,294	0,384	0,378	301,312	305,308
7,124E-04		1,479E-02		115,850		0,360		321,928	
7,724E-04		1,455E-02		114,181		0,390		292,684	
7,087E-04	7,149E-04	1,775E-02	1,763E-02	135,902	135,125	0,358	0,362	379,084	373,665
7,124E-04		1,740E-02		133,571		0,360		370,684	
7,237E-04		1,775E-02		135,902		0,366		371,228	
7,349E-04	7,399E-04	2,017E-02	1,973E-02	151,919	149,017	0,372	0,375	408,183	397,812
7,537E-04		1,972E-02		148,977		0,382		390,397	
7,312E-04		1,929E-02		146,153		0,370		394,856	
7,424E-04	7,449E-04	4,570E-02	4,570E-02	306,741	306,741	0,379	0,380	809,147	806,450
7,499E-04		4,570E-02		306,741		0,383		801,056	
7,424E-04		4,570E-02		306,741		0,379		809,147	
7,274E-04	7,174E-04	6,169E-02	6,071E-02	395,212	389,916	0,373	0,368	1060,152	1060,665
7,049E-04		5,875E-02		379,322		0,361		1050,650	
7,199E-04		6,169E-02		395,212		0,369		1071,195	
7,312E-04	7,474E-04	6,494E-02	6,614E-02	412,608	418,985	0,375	0,383	1100,411	1092,988
7,574E-04		6,494E-02		412,608		0,388		1062,278	
7,537E-04		6,854E-02		431,740		0,387		1116,275	
7,424E-04	7,512E-04	7,711E-02	7,409E-02	476,419	460,736	0,382	0,386	1248,471	1194,314
7,499E-04		7,258E-02		452,894		0,385		1175,925	
7,612E-04		7,258E-02		452,894		0,391		1158,547	

Fuente: elaboración propia.

Apéndice 8. **Datos promedio para velocidades y flujos másico de inundación**

$U_f, \frac{m}{s}$	$U_f, \frac{m}{s}$ Promedio	$(\dot{m}_G)_{inundación}, \frac{kg}{s}$	$\frac{(\dot{m}_G)_{op}}{(\dot{m}_G)_{inundación}} * 100, \%$
15,386	15,467	0,037	2,110
15,475			
15,539			
16,057	16,037	0,038	1,987
15,910			
16,146			
32,809	33,156	0,078	1,016
33,564			
33,095			
33,981	34,363	0,081	0,927
34,402			
34,706			
35,400	35,208	0,083	0,896
35,220			
35,005			
38,461	38,338	0,090	0,836
38,557			
37,997			
39,912	40,037	0,094	0,798
40,577			
39,623			
42,270	42,117	0,099	0,725
42,034			
42,049			
43,059	42,781	0,100	0,740
42,582			
42,703			
51,092	51,049	0,118	0,629
50,964			
51,092			
54,662	54,669	0,126	0,568
54,539			
54,804			
55,174	55,078	0,127	0,588
54,690			
55,372			
56,943	56,310	0,130	0,579
56,097			
55,889			

Fuente: elaboración propia.

Apéndice 9. Datos promedio para flux, Re y Sc fase gaseosa

$N_{O_2}, \frac{kg}{s-m^2}$	$N_{H_2O\ vap}, \frac{kg}{s}$	Re_G	Re_G Promedio	Sc_G	Sc_G Promedio	Sh_G	Sh_G Promedio
2,36E-09	5,465E-06	69 853,056	68 425,237	0,615	0,615	205,114	201,625
		67 547,327		0,615		199,478	
		67 875,327		0,615		200,282	
1,83E-09	9,407E-06	65 891,240	66 769,206	0,615	0,615	195,411	197,560
		69 184,901		0,615		203,484	
		65 231,478		0,615		193,785	
4,53E-08	7,080E-06	72 706,861	69 324,127	0,615	0,615	212,045	203,798
		65 504,645		0,615		194,458	
		69 760,874		0,615		204,889	
3,99E-08	8,157E-06	68 756,643	65 483,623	0,615	0,615	202,438	194,389
		64 503,596		0,615		191,989	
		63 190,629		0,615		188,739	
4,13E-08	7,142E-06	63 825,028	64 808,493	0,615	0,615	190,311	192,740
		65 134,260		0,615		193,545	
		65 466,193		0,615		194,364	
6,05E-08	5,892E-06	65 369,880	65 590,459	0,615	0,615	194,126	194,668
		64 716,181		0,615		192,514	
		66 685,318		0,615		197,363	
1,13E-07	1,310E-05	66 303,134	65 215,868	0,615	0,615	196,424	193,730
		62 057,120		0,615		185,925	
		67 287,351		0,615		198,841	
4,84E-08	8,388E-06	61 684,807	62 230,473	0,615	0,615	184,999	186,355
		62 016,307		0,615		185,824	
		62 990,306		0,615		188,243	
1,17E-07	2,939E-06	63 934,445	64 375,603	0,615	0,615	190,582	191,670
		65 571,844		0,615		194,624	
		63 620,520		0,615		189,805	
3,16E-07	4,529E-06	64 321,407	64 537,977	0,615	0,615	191,539	192,073
		64 971,118		0,615		193,143	
		64 321,407		0,615		191,539	
2,77E-07	1,197E-05	62 907,325	62 048,896	0,615	0,615	188,037	185,902
		60 980,567		0,615		183,244	
		62 258,796		0,615		186,427	
2,84E-07	1,240E-05	63 210,713	64 607,701	0,615	0,615	188,789	192,243
		65 479,816		0,615		194,397	
		65 132,574		0,615		193,541	
1,65E-07	6,456E-06	64 109,468	64 882,938	0,615	0,615	191,015	192,924
		64 783,794		0,615		192,681	
		65 755,551		0,615		195,077	

Fuente: elaboración propia.

Apéndice 10. Datos promedio para coeficientes individuales absorción y desorción

SISTEMA VAPOR DE AGUA- AIRE				SISTEMA OXÍGENO - AGUA		
$k_y, \frac{kmol}{m^2s(fracción\ molar)}$	$k_y, \frac{kmol}{m^2s(fracción\ molar)}$	$k_y, \frac{kmol}{m^2s(fracción\ molar)}$	$k_y, \frac{kmol}{m^2s(fracción\ molar)}$	$k_L, \frac{kmol}{m^2s(\frac{kmol}{m^3})}$	$k_x, \frac{kmol}{m^2s(fracción\ molar)}$	$k_x, \frac{kmol}{m^2s(fracción\ molar)}$
	PROMEDIO		Promedio			Promedio
4,138E-03	4,068E-03	3,575E-03	3,514E-03	1,561E-12	8,669E-11	8,670E-11
4,025E-03		3,477E-03		1,549E-12	8,606E-11	
4,041E-03		3,491E-03		1,572E-12	8,734E-11	
3,943E-03	3,987E-03	3,407E-03	3,444E-03	1,688E-12	9,377E-11	9,430E-11
4,106E-03		3,548E-03		1,702E-12	9,456E-11	
3,910E-03		3,379E-03		1,702E-12	9,456E-11	
4,304E-03	4,137E-03	3,737E-03	3,592E-03	1,426E-11	7,922E-10	7,882E-10
3,947E-03		3,427E-03		1,412E-11	7,843E-10	
4,159E-03		3,611E-03		1,419E-11	7,882E-10	
4,110E-03	3,947E-03	3,570E-03	3,428E-03	1,520E-11	8,441E-10	8,411E-10
3,898E-03		3,385E-03		1,503E-11	8,349E-10	
3,832E-03		3,328E-03		1,520E-11	8,441E-10	
3,865E-03	3,915E-03	3,358E-03	3,401E-03	1,625E-11	9,028E-10	8,985E-10
3,931E-03		3,415E-03		1,625E-11	9,028E-10	
3,947E-03		3,429E-03		1,602E-11	8,897E-10	
3,948E-03	3,959E-03	3,434E-03	3,443E-03	2,130E-11	1,183E-09	1,174E-09
3,916E-03		3,405E-03		2,130E-11	1,183E-09	
4,014E-03		3,491E-03		2,084E-11	1,157E-09	
3,998E-03	3,943E-03	3,479E-03	3,431E-03	2,412E-11	1,340E-09	1,335E-09
3,784E-03		3,293E-03		2,412E-11	1,340E-09	
4,047E-03		3,522E-03		2,386E-11	1,325E-09	
3,768E-03	3,796E-03	3,281E-03	3,305E-03	2,724E-11	1,513E-09	1,506E-09
3,785E-03		3,295E-03		2,688E-11	1,493E-09	
3,834E-03		3,339E-03		2,724E-11	1,513E-09	
3,884E-03	3,906E-03	3,384E-03	3,402E-03	2,966E-11	1,648E-09	1,623E-09
3,966E-03		3,455E-03		2,922E-11	1,623E-09	
3,868E-03		3,369E-03		2,879E-11	1,599E-09	
3,920E-03	3,931E-03	3,426E-03	3,436E-03	1,314E-10	7,297E-09	7,297E-09
3,953E-03		3,455E-03		1,314E-10	7,297E-09	
3,920E-03		3,426E-03		1,314E-10	7,297E-09	
3,855E-03	3,811E-03	3,375E-03	3,336E-03	2,064E-10	1,147E-08	1,120E-08
3,756E-03		3,287E-03		1,918E-10	1,065E-08	
3,822E-03		3,346E-03		2,064E-10	1,147E-08	
3,872E-03	3,943E-03	3,391E-03	3,453E-03	2,230E-10	1,239E-08	1,274E-08
3,987E-03		3,491E-03		2,230E-10	1,239E-08	
3,971E-03		3,478E-03		2,419E-10	1,344E-08	
3,922E-03	3,960E-03	3,438E-03	3,470E-03	2,888E-10	1,605E-08	1,511E-08
3,955E-03		3,465E-03		2,636E-10	1,465E-08	
4,004E-03		3,508E-03		2,636E-10	1,465E-08	

Fuente: elaboración propia.

Apéndice 11. **Datos promedio para Sc y Re fase líquida**

Sc_L	Sc_G PROMEDIO	$\Gamma, \frac{kg}{s-m}$	$\Gamma, \frac{kg}{s-m}$ PROMEDIO	Re_L	Re_L PROMEDIO
0,04	0,04	1,52E-03	1,52E-03	6,84	6,84
0,04		1,51E-03		6,77	
0,04		1,54E-03		6,92	
0,04	0,04	1,71E-03	1,73E-03	7,70	7,76
0,04		1,74E-03		7,79	
0,04		1,74E-03		7,79	
0,04	0,04	4,21E-02	4,18E-02	189,14	187,72
0,04		4,15E-02		186,32	
0,04		4,18E-02		187,72	
0,04	0,04	4,63E-02	4,61E-02	208,05	206,92
0,04		4,56E-02		204,64	
0,04		4,63E-02		208,05	
0,04	0,04	5,13E-02	5,09E-02	230,13	228,47
0,04		5,13E-02		230,13	
0,04		5,01E-02		225,13	
0,04	0,04	7,69E-02	7,61E-02	345,20	341,49
0,04		7,69E-02		345,20	
0,04		7,44E-02		334,06	
0,04	0,04	9,27E-02	9,22E-02	416,11	413,83
0,04		9,27E-02		416,11	
0,04		9,12E-02		409,28	
0,04	0,04	1,11E-01	1,10E-01	499,33	496,06
0,04		1,09E-01		489,54	
0,04		1,11E-01		499,33	
0,04	0,04	1,26E-01	1,24E-01	567,42	554,99
0,04		1,24E-01		554,81	
0,04		1,21E-01		542,75	
0,04	0,04	2,86E-01	2,86E-01	1 285,43	1 285,43
0,04		2,86E-01		1 285,43	
0,04		2,86E-01		1 285,43	
0,04	0,04	3,87E-01	3,80E-01	1 735,33	1 707,79
0,04		3,68E-01		1 652,70	
0,04		3,87E-01		1 735,33	
0,04	0,04	4,07E-01	4,14E-01	1 826,66	1 860,49
0,04		4,07E-01		1 826,66	
0,04		4,29E-01		1 928,15	
0,04	0,04	4,83E-01	4,64E-01	2 169,16	2 084,10
0,04		4,55E-01		2 041,57	
0,04		4,55E-01		2 041,57	

Fuente: elaboración propia.

Apéndice 12. **Datos promedio resistencias y coeficientes globales sistema de desorción**

Sh_L	Sh_L PROMEDIO	$\frac{1}{K_x}, \frac{m^2 s(fracción mol)}{kmol}$	$\frac{1}{K_y}, \frac{m^2 s(fracción mol)}{kmol}$	$K_y, \frac{kmol}{m^2 s(fracción mol)}$	$K_x, \frac{kmol}{m^2 s(fracción mol)}$
1,904E-03	1,904E-03	8 779,212	245,8179	4,068E-03	1,139E-04
1,890E-03					
1,918E-03					
2,059E-03	2,071E-03	8 958,697	250,8435	3,987E-03	1,116E-04
2,077E-03					
2,077E-03					
1,740E-02	1,731E-02	8 633,417	241,7357	4,137E-03	1,158E-04
1,722E-02					
1,731E-02					
1,854E-02	1,847E-02	9 048,601	253,3608	3,947E-03	1,105E-04
1,834E-02					
1,854E-02					
1,983E-02	1,973E-02	9 123,147	255,4481	3,915E-03	1,096E-04
1,983E-02					
1,954E-02					
2,598E-02	2,579E-02	9 020,305	252,5685	3,959E-03	1,109E-04
2,598E-02					
2,542E-02					
2,943E-02	2,932E-02	9 057,340	253,6055	3,943E-03	1,104E-04
2,943E-02					
2,910E-02					
3,323E-02	3,308E-02	9 408,860	263,4481	3,796E-03	1,063E-04
3,279E-02					
3,323E-02					
3,618E-02	3,565E-02	9 143,582	256,0203	3,906E-03	1,094E-04
3,564E-02					
3,513E-02					
1,602E-01	1,602E-01	9 086,008	254,4082	3,931E-03	1,101E-04
1,602E-01					
1,602E-01					
2,518E-01	2,459E-01	9 371,480	262,4014	3,811E-03	1,067E-04
2,340E-01					
2,518E-01					
2,720E-01	2,797E-01	9 057,422	253,6078	3,943E-03	1,104E-04
2,720E-01					
2,951E-01					
3,524E-01	3,319E-01	9 018,638	252,5219	3,960E-03	1,109E-04
3,216E-01					
3,216E-01					

Fuente: elaboración propia.

Apéndice 13. **Datos promedio resistencias y coeficientes globales sistema de absorción**

$\frac{1}{k_x}$, $\frac{m^2 \cdot s(\text{fracción mol})}{\text{kmol}}$	$\frac{1}{mk_y}$, $\frac{m^2 \cdot s(\text{fracción mol})}{\text{kmol}}$	% <i>resistencia</i>	$\frac{1}{K_x}$, $\frac{m^2 \cdot s(\text{fracción mol})}{\text{kmol}}$	K_x , $\frac{\text{kmol}}{m^2 \cdot s(\text{fracción mol})}$	$\frac{1}{mk_y}$, $\frac{m^2 \cdot s(\text{fracción mol})}{\text{kmol}}$	$\frac{m}{k_x}$, $\frac{m^2 \cdot s(\text{fracción mol})}{\text{kmol}}$	% <i>resistencia</i>	$\frac{1}{K_y}$, $\frac{m^2 \cdot s(\text{fracción mol})}{\text{kmol}}$	K_y , $\frac{\text{kmol}}{m^2 \cdot s(\text{fracción mol})}$
1,153E+10	0,546	2,113E+12	1,153E+10	8,670E-11	284,542	6,011E+12	2,113E+12	6,011E+12	1,664E-13
1,060E+10	0,557	1,904E+12	1,060E+10	9,430E-11	290,328	5,527E+12	1,904E+12	5,527E+12	1,809E-13
1,269E+09	0,534	2,375E+11	1,269E+09	7,882E-10	278,420	6,612E+11	2,375E+11	6,612E+11	1,512E-12
1,189E+09	0,560	2,124E+11	1,189E+09	8,411E-10	291,737	6,197E+11	2,124E+11	6,197E+11	1,614E-12
1,113E+09	0,564	1,973E+11	1,113E+09	8,985E-10	294,064	5,801E+11	1,973E+11	5,801E+11	1,724E-12
8,515E+08	0,557	1,528E+11	8,515E+08	1,174E-09	290,415	4,438E+11	1,528E+11	4,438E+11	2,253E-12
7,491E+08	0,559	1,340E+11	7,491E+08	1,335E-09	291,431	3,904E+11	1,340E+11	3,904E+11	2,561E-12
6,639E+08	0,581	1,144E+11	6,639E+08	1,506E-09	302,557	3,460E+11	1,144E+11	3,460E+11	2,890E-12
6,160E+08	0,564	1,092E+11	6,160E+08	1,623E-09	293,910	3,211E+11	1,092E+11	3,211E+11	3,115E-12
1,370E+08	0,558	2,454E+10	1,370E+08	7,297E-09	291,039	7,143E+10	2,454E+10	7,143E+10	1,400E-11
8,933E+07	0,575	1,553E+10	8,933E+07	1,120E-08	299,755	4,655E+10	1,553E+10	4,655E+10	2,148E-11
7,851E+07	0,556	1,413E+10	7,851E+07	1,274E-08	289,577	4,092E+10	1,413E+10	4,092E+10	2,444E-11
6,617E+07	0,553	1,197E+10	6,617E+07	1,511E-08	288,157	3,449E+10	1,197E+10	3,449E+10	2,900E-11

Fuente: elaboración propia.

Apéndice 14. **Datos espesor de película húmeda y espesor película gaseosa**

CORRIDA	Radio G, m	Radio G, m PROMEDIO	A_{TG}, m^2	A_{TL}, m^2	δ, m	B_T, m
1,1	2,53244E-02	2,53244E-02	2,01479E-03	9,263E-05	7,560E-05	2,32620E-04
1,2	2,53247E-02		2,01483E-03	9,258E-05	7,532E-05	
1,3	2,53241E-02		2,01474E-03	9,267E-05	7,588E-05	
2,1	2,53214E-02	2,53212E-02	2,01431E-03	9,311E-05	7,862E-05	2,37351E-04
2,2	2,53211E-02		2,01425E-03	9,316E-05	7,895E-05	
2,3	2,53211E-02		2,01425E-03	9,316E-05	7,895E-05	
3,1	2,51717E-02	2,51722E-02	1,99056E-03	1,169E-04	2,283E-04	2,27616E-04
3,2	2,51728E-02		1,99074E-03	1,167E-04	2,272E-04	
3,3	2,51722E-02		1,99065E-03	1,168E-04	2,278E-04	
4,1	2,51643E-02	2,51647E-02	1,98939E-03	1,180E-04	2,357E-04	2,38503E-04
4,2	2,51656E-02		1,98960E-03	1,178E-04	2,344E-04	
4,3	2,51643E-02		1,98939E-03	1,180E-04	2,357E-04	
5,1	2,51563E-02	2,51569E-02	1,98812E-03	1,193E-04	2,437E-04	2,40405E-04
5,2	2,51563E-02		1,98812E-03	1,193E-04	2,437E-04	
5,3	2,51580E-02		1,98840E-03	1,190E-04	2,420E-04	
5,1	2,51210E-02	2,51220E-02	1,98256E-03	1,249E-04	2,790E-04	2,37422E-04
5,2	2,51210E-02		1,98256E-03	1,249E-04	2,790E-04	
5,3	2,51241E-02		1,98304E-03	1,244E-04	2,759E-04	
6,1	2,51031E-02	2,51037E-02	1,97973E-03	1,277E-04	2,969E-04	2,38252E-04
6,2	2,51031E-02		1,97973E-03	1,277E-04	2,969E-04	
6,3	2,51047E-02		1,97999E-03	1,274E-04	2,953E-04	
7,1	2,50845E-02	2,50852E-02	1,97680E-03	1,306E-04	3,155E-04	2,47348E-04
7,2	2,50866E-02		1,97713E-03	1,303E-04	3,134E-04	
7,3	2,50845E-02		1,97680E-03	1,306E-04	3,155E-04	
8,1	2,50708E-02	2,50732E-02	1,97464E-03	1,328E-04	3,292E-04	2,40279E-04
8,2	2,50733E-02		1,97503E-03	1,324E-04	3,267E-04	
8,3	2,50757E-02		1,97540E-03	1,320E-04	3,243E-04	
9,1	2,49678E-02	2,49678E-02	1,95844E-03	1,490E-04	4,322E-04	2,37932E-04
9,2	2,49678E-02		1,95844E-03	1,490E-04	4,322E-04	
9,3	2,49678E-02		1,95844E-03	1,490E-04	4,322E-04	
10,1	2,49224E-02	2,49249E-02	1,95132E-03	1,561E-04	4,776E-04	2,45058E-04
10,2	2,49301E-02		1,95253E-03	1,549E-04	4,699E-04	
10,3	2,49224E-02		1,95132E-03	1,561E-04	4,776E-04	
11,1	2,49141E-02	2,49112E-02	1,95004E-03	1,574E-04	4,859E-04	2,36737E-04
11,2	2,49141E-02		1,95004E-03	1,574E-04	4,859E-04	
11,3	2,49053E-02		1,94865E-03	1,588E-04	4,947E-04	
12,1	2,48855E-02	2,48924E-02	1,94556E-03	1,619E-04	5,145E-04	2,35576E-04
12,2	2,48958E-02		1,94717E-03	1,603E-04	5,042E-04	
12,3	2,48958E-02		1,94717E-03	1,603E-04	5,042E-04	

Fuente: elaboración propia.

Apéndice 15. Datos promedio G_s

Corrida	$Q_G, \frac{m^3}{s}$	$v_{mol}, \frac{kmol}{s}$	$G_s, \frac{kmol}{sm^2}$	$G_s, \frac{kmol}{sm^2}$ PROMEDIO
1,1	6,714E-04	2,996E-08	1,175E-05	1,151E-05
1,2	6,492E-04	2,897E-08	1,136E-05	
1,3	6,524E-04	2,911E-08	1,141E-05	
2,1	6,334E-04	2,826E-08	1,108E-05	1,123E-05
2,2	6,651E-04	2,967E-08	1,164E-05	
2,3	6,271E-04	2,798E-08	1,097E-05	
3,1	7,031E-04	3,137E-08	1,245E-05	1,187E-05
3,2	6,334E-04	2,826E-08	1,122E-05	
3,3	6,746E-04	3,010E-08	1,194E-05	
4,1	6,651E-04	2,967E-08	1,178E-05	1,122E-05
4,2	6,239E-04	2,784E-08	1,105E-05	
4,3	6,112E-04	2,727E-08	1,083E-05	
5,1	6,176E-04	2,755E-08	1,095E-05	1,112E-05
5,2	6,302E-04	2,812E-08	1,117E-05	
5,3	6,334E-04	2,826E-08	1,123E-05	
5,1	6,334E-04	2,826E-08	1,126E-05	1,130E-05
5,2	6,271E-04	2,798E-08	1,115E-05	
5,3	6,461E-04	2,883E-08	1,148E-05	
6,1	6,429E-04	2,868E-08	1,145E-05	1,126E-05
6,2	6,017E-04	2,685E-08	1,071E-05	
6,3	6,524E-04	2,911E-08	1,161E-05	
7,1	5,985E-04	2,671E-08	1,067E-05	1,077E-05
7,2	6,017E-04	2,685E-08	1,073E-05	
7,3	6,112E-04	2,727E-08	1,090E-05	
8,1	6,207E-04	2,770E-08	1,108E-05	1,115E-05
8,2	6,366E-04	2,840E-08	1,136E-05	
8,3	6,176E-04	2,755E-08	1,102E-05	
9,1	6,271E-04	2,798E-08	1,129E-05	1,132E-05
9,2	6,334E-04	2,826E-08	1,140E-05	
9,3	6,271E-04	2,798E-08	1,129E-05	
10,1	6,144E-04	2,741E-08	1,110E-05	1,094E-05
10,2	5,954E-04	2,657E-08	1,075E-05	
10,3	6,081E-04	2,713E-08	1,098E-05	
11,1	6,176E-04	2,755E-08	1,116E-05	1,141E-05
11,2	6,397E-04	2,854E-08	1,156E-05	
11,3	6,366E-04	2,840E-08	1,151E-05	
12,1	6,271E-04	2,798E-08	1,136E-05	1,149E-05
12,2	6,334E-04	2,826E-08	1,147E-05	
12,3	6,429E-04	2,868E-08	1,164E-05	

Fuente: elaboración propia.

Apéndice 16. Datos promedio L_s y L_s/G_s

$Q_L, \frac{m^3}{s}$	$x_{O_2}, \frac{kmol}{kmol\ solución}$	$x_{O_2}, \frac{kmol}{kmol\ solución}$	$L_s, \frac{kmol}{sm^2}$	$L_s, \frac{kmol}{sm^2}$	$\frac{L_s}{G_s}$	$\frac{L_s}{G_s}$
	ENTRADA	SALIDA		PROMEDIO	REAL	REAL PROMEDIO
2,440E-07	1,406E-06	3,375E-06	0,146	0,146	1,242E+04	1,268E+04
2,413E-07	1,350E-06	3,600E-06	0,144		1,271E+04	
2,467E-07	1,463E-06	3,600E-06	0,147		1,292E+04	
2,744E-07	1,688E-06	3,150E-06	0,163	0,165	1,473E+04	1,466E+04
2,779E-07	1,800E-06	3,263E-06	0,165		1,420E+04	
2,779E-07	1,688E-06	3,094E-06	0,165		1,506E+04	
6,744E-06	2,250E-06	3,488E-06	3,197	3,175	2,568E+05	2,679E+05
6,643E-06	1,969E-06	3,544E-06	3,154		2,812E+05	
6,693E-06	1,744E-06	3,375E-06	3,175		2,658E+05	
7,418E-06	1,913E-06	3,150E-06	3,482	3,464	2,955E+05	3,091E+05
7,297E-06	1,969E-06	3,038E-06	3,430		3,104E+05	
7,418E-06	1,800E-06	3,038E-06	3,482		3,215E+05	
8,206E-06	1,575E-06	2,925E-06	3,810	3,785	3,480E+05	3,406E+05
8,206E-06	1,688E-06	2,813E-06	3,810		3,410E+05	
8,027E-06	1,969E-06	2,813E-06	3,736		3,327E+05	
1,231E-05	1,800E-06	2,925E-06	5,460	5,408	4,849E+05	4,788E+05
1,231E-05	1,913E-06	2,813E-06	5,460		4,898E+05	
1,191E-05	1,688E-06	2,925E-06	5,304		4,619E+05	
1,484E-05	1,463E-06	3,319E-06	6,436	6,405	5,623E+05	5,697E+05
1,484E-05	1,575E-06	3,207E-06	6,436		6,007E+05	
1,459E-05	1,744E-06	3,263E-06	6,343		5,462E+05	
1,780E-05	1,744E-06	3,094E-06	7,550	7,507	7,074E+05	6,973E+05
1,746E-05	1,575E-06	3,263E-06	7,421		6,917E+05	
1,780E-05	1,575E-06	3,150E-06	7,550		6,927E+05	
2,023E-05	2,250E-06	3,263E-06	8,440	8,279	7,617E+05	7,424E+05
1,978E-05	1,913E-06	3,319E-06	8,276		7,285E+05	
1,935E-05	1,913E-06	3,375E-06	8,120		7,368E+05	
4,583E-05	9,563E-07	2,588E-06	17,041	17,041	1,510E+06	1,505E+06
4,583E-05	1,069E-06	2,532E-06	17,041		1,495E+06	
4,583E-05	1,041E-06	2,475E-06	17,041		1,510E+06	
6,188E-05	1,688E-06	2,419E-06	21,956	21,662	1,978E+06	1,979E+06
5,893E-05	1,856E-06	2,363E-06	21,073		1,961E+06	
6,188E-05	1,800E-06	2,363E-06	21,956		1,999E+06	
6,513E-05	1,744E-06	2,813E-06	22,923	23,277	2,053E+06	2,040E+06
6,513E-05	1,913E-06	2,757E-06	22,923		1,982E+06	
6,875E-05	1,856E-06	2,757E-06	23,986		2,083E+06	
7,734E-05	2,081E-06	2,532E-06	26,468	25,596	2,330E+06	2,229E+06
7,279E-05	2,025E-06	2,644E-06	25,161		2,194E+06	
7,279E-05	2,081E-06	2,475E-06	25,161		2,162E+06	

Fuente: elaboración propia.

Apéndice 17. Datos promedio para fracciones molares del oxígeno en las fases

$y_{O_2} \frac{\text{kmol}}{\text{kmol solución}}$	$y_{O_2} \frac{\text{kmol}}{\text{kmol solución}}$	$x_{O_2} \frac{\text{kmol}}{\text{kmol solución}}$	$x_{O_2} \frac{\text{kmol}}{\text{kmol solución}}$	$y_{O_2} \frac{\text{kmol}}{\text{kmol solución}}$	$y_{O_2} \frac{\text{kmol}}{\text{kmol solución}}$
ENTRADA	SALIDA	ENTRADA PROMEDIO	SALIDA PROMEDIO	ENTRADA PROMEDIO	SALIDA PROMEDIO
0,21	0,9999195				
0,21	0,2099987	1,406E-06	3,525E-06	0,210	0,2100000
0,21	0,2100000				
0,21	0,2100000				
0,21	0,2099991	1,725E-06	3,169E-06	0,210	0,2099997
0,21	0,2100000				
0,21	0,2100000				
0,21	0,2099991	1,988E-06	3,469E-06	0,210	0,2099997
0,21	0,2100000				
0,21	0,2100000				
0,21	0,2099993	1,894E-06	3,075E-06	0,210	0,2099998
0,21	0,2100000				
0,21	0,2100000				
0,21	0,2099993	1,744E-06	2,850E-06	0,210	0,2099998
0,21	0,2100000				
0,21	0,2100000				
0,21	0,2099993	1,800E-06	2,888E-06	0,210	0,2099998
0,21	0,2100000				
0,21	0,2100000				
0,21	0,2099990	1,594E-06	3,263E-06	0,210	0,2099997
0,21	0,2100000				
0,21	0,2100000				
0,21	0,2099990	1,631E-06	3,169E-06	0,210	0,2099997
0,21	0,2100000				
0,21	0,2100000				
0,21	0,2099992	2,025E-06	3,319E-06	0,210	0,2099997
0,21	0,2100000				
0,21	0,2100000				
0,21	0,2099991	1,022E-06	2,532E-06	0,210	0,2099997
0,21	0,2100000				
0,21	0,2100000				
0,21	0,2099996	1,781E-06	2,381E-06	0,210	0,2099999
0,21	0,2100000				
0,21	0,2100000				
0,21	0,2099994	1,838E-06	2,775E-06	0,210	0,2099998
0,21	0,2100000				
0,21	0,2100000				
0,21	0,2099997	2,063E-06	2,550E-06	0,210	0,2099999
0,21	0,2100000				

Fuente: elaboración propia.

Apéndice 18. **Datos promedio para Y y X oxígeno proceso de absorción**

Y_{O_2} ENTRADA PROMEDIO	X_{O_2} ENTRADA PROMEDIO	Y_{O_2}	Y_{O_2} SALIDA PROMEDIO	X_{O_2} SALIDA PROMEDIO
0,2658228	0,0000014	0,2658207 0,2658207 0,2658228	0,2395069	0,0000035
0,2658228	0,0000017	0,2658228 0,2658213 0,2658228	0,2445544	0,0000032
0,2658228	0,0000020	0,2658228 0,2658213 0,2658228	0,2450961	0,0000035
0,2658228	0,0000019	0,2658228 0,2658216 0,2658228	0,2450961	0,0000031
0,2658228	0,0000017	0,2658228 0,2658217 0,2658228	0,2450961	0,0000029
0,2658228	0,0000018	0,2658228 0,2658217 0,2658228	0,2450961	0,0000029
0,2658228	0,0000016	0,2658228 0,2658211 0,2658228	0,2450961	0,0000033
0,2658228	0,0000016	0,2658228 0,2658212 0,2658228	0,2450961	0,0000032
0,2658228	0,0000020	0,2658228 0,2658215 0,2658228	0,2450961	0,0000033
0,2658228	0,0000010	0,2658228 0,2658213 0,2658228	0,2450961	0,0000025
0,2658228	0,0000018	0,2658228 0,2658222 0,2658228	0,2450961	0,0000024
0,2658228	0,0000018	0,2658228 0,2658218 0,2658228	0,2450961	0,0000028
0,2658228	0,0000021	0,2658228 0,2658223 0,2658228	0,2450961	0,0000026

Fuente: elaboración propia.

Apéndice 19. **Datos promedio para números globales de TDM y alturas de TDM**

A	N_{tOG}	H_{tOG}, m	Factor de absorción
-	-	-	-
3,774E+01	1,430E-06	1,706E+06	0,9906409
6,890E+02	1,468E-06	1,663E+06	0,9906415
7,952E+02	1,170E-06	2,085E+06	0,9906408
8,771E+02	1,096E-06	2,226E+06	0,9906403
1,233E+03	1,077E-06	2,265E+06	0,9906404
1,466E+03	1,653E-06	1,476E+06	0,9906410
1,796E+03	1,523E-06	1,602E+06	0,9906409
1,912E+03	1,282E-06	1,904E+06	0,9906412
3,876E+03	1,495E-06	1,632E+06	0,9906396
5,099E+03	5,944E-07	4,105E+06	0,9906395
5,253E+03	9,288E-07	2,627E+06	0,9899860
5,739E+03	4,830E-07	5,052E+06	0,9899098

Fuente: elaboración propia.

Apéndice 20. **Datos para la construcción de la curva de equilibrio oxígeno en agua**

$x_{O_2} \frac{kmol}{kmol\ solución}$	$p_{O_2}^*, Pa$	$y_{O_2}^* \frac{kmol}{kmol\ solución}$	$Y_{O_2}^*$	X_{O_2}
0,000E+00	0,000E+00	0,000E+00	0,000E+00	0,000E+00
2,300E-06	1,215E+02	1,199E-03	1,200E-03	2,300E-06
4,500E-06	2,376E+02	2,345E-03	2,351E-03	4,500E-06
8,000E-05	4,225E+03	4,169E-02	4,351E-02	8,001E-05
9,500E-05	5,017E+03	4,951E-02	5,209E-02	9,501E-05
2,500E-04	1,320E+04	1,303E-01	1,498E-01	2,501E-04
3,500E-04	1,848E+04	1,824E-01	2,231E-01	3,501E-04
4,030E-04	2,128E+04	2,100E-01	2,659E-01	4,032E-04
4,500E-04	2,376E+04	2,345E-01	3,064E-01	4,502E-04
5,000E-04	2,640E+04	2,606E-01	3,524E-01	5,003E-04
5,500E-04	2,904E+04	2,866E-01	4,018E-01	5,503E-04

Fuente: elaboración propia.

Apéndice 21. **Datos para la construcción de la curva de equilibrio vapor de agua en aire**

$x_{H_2O} \frac{kmol}{kmol\ solución}$	$p_{H_2O}^*, Pa$	$y_{H_2O}^* \frac{kmol}{kmol\ solución}$
0	0	0
2,000E-03	5,805	5,729E-05
3,000E-03	8,708	8,594E-05
4,000E-03	11,611	1,146E-04
5,000E-03	14,513	1,432E-04
6,000E-03	17,416	1,719E-04
7,000E-03	20,319	2,005E-04
8,000E-03	23,221	2,292E-04
9,000E-03	26,124	2,578E-04
1,000E-02	29,027	2,865E-04
1,100E-02	31,929	3,151E-04

Fuente: elaboración propia.

Apéndice 22. **Resumen ANOVA de un factor para diferencial de presión como grupo por cada L/G**

Grupos	Cuenta	Suma	Promedio	Varianza
Dif presión 1	3	520	173,3333333	33,333333
Dif presión 2	3	580	193,3333333	33,333333
Dif presión 3	3	700	233,3333333	33,333333
Dif presión 4	3	640	213,3333333	133,33333
Dif presión 5	3	710	236,6666667	33,333333
Dif presión 6	3	700	233,3333333	233,33333
Dif presión 7	3	640	213,3333333	33,333333
Dif presión 8	3	770	256,6666667	33,333333
Dif presión 9	3	710	236,6666667	33,333333
Dif presión 10	3	840	280	100
Dif presión 11	3	820	273,3333333	133,33333
Dif presión 12	3	800	266,6666667	33,333333
Dif presión 13	3	1110	370	100

Fuente: elaboración propia.

Apéndice 23. **ANOVA de un factor para el diferencial de presión en función de cada uno de los cambios L/G**

Origen de las variaciones	Suma de cuadrados	Grados de libertad	Promedio de los cuadrados	F	Probabilidad	Valor crítico para F	Hipótesis nula
Entre grupos	85435,89744	12	7119,65812	95,747126	2,35577E-18	2,147926228	RECHAZADA
Dentro de los grupos	1933,333333	26	74,35897436				
Total	87369,23077	38					

Fuente: elaboración propia.

Apéndice 24. **Resumen ANOVA de un factor para diferencial de fracción de oxígeno disuelto (entrada y salida) como grupo por cada L/G**

Grupos	Cuenta	Suma	Promedio	Varianza
Delta xO ₂ 1	3	6,36E-06	2,119E-06	2,0043E-14
Delta xO ₂ 2	3	4,33E-06	1,444E-06	1,0549E-15
Delta xO ₂ 3	3	4,44E-06	1,481E-06	4,5361E-14
Delta xO ₂ 4	3	3,54E-06	1,181E-06	9,4941E-15
Delta xO ₂ 5	3	3,32E-06	1,106E-06	6,4349E-14
Delta xO ₂ 6	3	3,26E-06	1,088E-06	2,9537E-14
Delta xO ₂ 7	3	5,01E-06	1,669E-06	2,9537E-14
Delta xO ₂ 8	3	4,61E-06	1,538E-06	2,9537E-14
Delta xO ₂ 9	3	3,88E-06	1,294E-06	6,0129E-14
Delta xO ₂ 10	3	4,53E-06	1,51E-06	1,134E-14
Delta xO ₂ 11	3	1,8E-06	6,001E-07	1,3714E-14
Delta xO ₂ 12	3	2,81E-06	9,376E-07	1,3714E-14
Delta xO ₂ 13	3	1,46E-06	4,875E-07	1,3714E-14

Fuente: elaboración propia.

Apéndice 25. **ANOVA de un factor para diferencial de fracción de oxígeno disuelto (entrada y salida) en función de cada uno de los cambios L/G**

Origen de las variaciones	Suma de cuadrados	Grados de libertad	Promedio de los cuadrados	F	Probabilidad	Valor crítico para F	Hipótesis nula
Entre grupos	6,971E-12	12	5,809E-13	22,1117117	1,2667E-10	2,147926	RECHAZADA
Dentro de los grupos	6,83E-13	26	2,627E-14				
Total	7,654E-12	38					

Fuente: elaboración propia.

Apéndice 26. **Resumen ANOVA de un factor para temperatura de bulbo seco como grupo por cada L/G**

Grupos	Cuenta	Suma	Promedio	Varianza
Tbs 1	3	96	32	0
Tbs 2	3	90,5	30,1666667	0,0833333
Tbs 3	3	83,8	27,9333333	0,0133333
Tbs 4	3	90,1	30,0333333	0,0033333
Tbs 5	3	84	28	0
Tbs 6	3	93,1	31,0333333	0,0033333
Tbs 7	3	96,4	32,1333333	0,0133333
Tbs 8	3	96,3	32,1	0,01
Tbs 9	3	90,7	30,2333333	0,0633333
Tbs 10	3	92,75	30,9166667	0,0208333
Tbs 11	3	99,2	33,0666667	0,0133333
Tbs 12	3	98,8	32,9333333	0,0133333
Tbs 13	3	93,2	31,0666667	0,0133333

Fuente: elaboración propia.

Apéndice 27. **ANOVA de un factor para temperatura de bulbo seco en función de cada uno de los cambios L/G**

Origen de las variaciones	Suma de cuadrados	Grados de libertad	Promedio de los cuadrados	F	Probabilidad	Valor crítico para F	Hipótesis nula
Entre grupos	95,969231	12	7,9974359	414,48505	1,701E-26	2,147926228	RECHAZADA
Dentro de los grupos	0,5016667	26	0,01929487				
Total	96,470897	38					

Fuente: elaboración propia.

Apéndice 28. **Resumen ANOVA de un factor para temperatura de bulbo húmedo como grupo por cada L/G**

Grupos	Cuenta	Suma	Promedio	Varianza
Tbh 1	3	89,85	29,95	0,0075
Tbh 2	3	87,5	29,16666667	0,0833
Tbh 3	3	80,6	26,86666667	0,0133
Tbh 4	3	85,3	28,43333333	0,0133
Tbh 5	3	81,2	27,06666667	0,0133
Tbh 6	3	89,6	29,86666667	0,0133
Tbh 7	3	93,2	31,06666667	0,0133
Tbh 8	3	92,8	30,93333333	0,0133
Tbh 9	3	84,2	28,06666667	0,0133
Tbh 10	3	87,2	29,06666667	0,0133
Tbh 11	3	96,4	32,13333333	0,0133
Tbh 12	3	94,8	31,6	0,28
Tbh 13	3	91	30,33333333	0,3333

Fuente: elaboración propia.

Apéndice 29. **ANOVA de un factor para temperatura de bulbo húmedo en función de cada uno de los cambios L/G**

Origen de las variaciones	Suma de cuadrados	Grados de libertad	Promedio de los cuadrados	F	Probabilidad	Valor crítico para F	Hipótesis nula
Entre grupos	99,43974359	12	8,286645299	130,71	4,57342E-20	2,147926	RECHAZADA
Dentro de los grupos	1,648333333	26	0,063397436				
Total	101,0880769	38					

Fuente: elaboración propia.

Guía de posibles causas y soluciones para anomalías en el equipo

ANOMALÍA	POSIBLES CAUSAS	SOLUCIÓN	EQUIPO DE PROTECCIÓN PERSONAL
Fugas pequeñas en los vidrios	Rajadura en tubos	Puede aplicarse un sellador elástico a base de poliuretano, Sikaflex es comúnmente utilizado y una buena opción para dichos casos, asegúrese de limpiar bien el área donde se aplicará, removiendo todo el sellador posible, si en dado caso tuviera, debe ser aplicado cubriendo completamente la rajadura, deje secar por un día	Guantes de látex, mascarilla para polvo, lentes protectores, overol o bata
Fugas grandes en los vidrios	Quebradura en tubos	Tenga precaución al tomar el vidrio con sus manos. Limpie las piezas y séquelas bien, remueva todo el sellador o pegamento si en dado caso tuviera, asegúrese que encajen bien, aplique pegamento de contacto fuerte, secado rápido y resistente al agua, limpie la pieza, aplique sellador por la parte externa e interna para obtener mejores resultados, deje secar por un día	Guantes de látex, guantes de cuero, mascarilla para polvo, lentes protectores, overol o bata
Rajadura en estructura de hierro negro	Desgaste por corrosión del material	No toque con sus manos directamente la rajadura, puede haber peligro de corte, lime la rajadura por las orillas para dejarla lisa sin desgastarla en exceso, la pieza debe ser pegada con soldadura eléctrica	Guantes de cuero y mascarilla para soldadura, overol
Quebradura en estructura de hierro negro	Desgaste por corrosión del material	Para este caso, trate de soldar inmediatamente la pieza con soldadura eléctrica, ya que puede estar desbalanceada la estructura o gradas	Guantes de cuero y mascarilla para soldadura, overol
Torres debajo de la posición normal	El peso de las torres hace que descendan, o peso excesivo externo a ellas	Asegúrese de apretar los tornillos fijadores de las abrazaderas, tanto a la estructura, como las que sostienen al tubo de vidrio. Verifique que el hule de la abrazadera no se haya caído	Casco
Fugas en tornillos	Desgaste del sellador, piezas mal apretadas	Asegúrese de secar bien las piezas, remueva todo el sellador posible manualmente y con thinner, en caso se necesite. Aplique sellador nuevo, asegurándose de cubrir toda el área. Deje secar por un día	Guantes de látex, mascarilla para polvo, lentes protectores, overol o bata
PVC dañado	Golpes, desgaste del material, temperaturas altas del fluido	Es recomendable cambiar la pieza, corte el tramo de tubería dañada a la medida de una unión lisa o cualquier otra pieza. Lije y limpie bien la tubería para que encaje bien con el accesorio de PVC, utilice pegamento para PVC Tangit, deje secar por 3 horas	Guantes de látex, mascarilla para polvo, lentes protectores, overol o bata
Fugas de gas	Golpes, desgaste	La línea de gas, incluyendo el cilindro, debe estar totalmente aislada y libre de fugas, por lo que debe asegurarse de que todos los accesorios estén bien enroscados, utilice cinta de teflón cuando sea necesario	Mascarilla para gases, lentes protectores
Poco flujo o presión de agua	Entrada obstruida	Verifique y asegúrese que la succión de la bomba esté completamente libre de suciedades	Guantes de nitrilo, lentes protectores
	Problemas en el impulsor o partes deterioradas	Mucho de los problemas de presión en las bombas es por desgaste del impulsor o empaques internos, en este caso es necesario abrir la bomba y verificar que los canales o conductos del impulsor estén despejados	-
	Aire o gas en el sistema	Asegúrese de tener un buen nivel en los tanques de agua para no formar remolinos, funcione la bomba y vuelva a cebarla abriendo el tornillo. Verifique que no hayan fugas por los empaques de la bomba	-

Continuación del apéndice 30.

Poco flujo de aire	El compresor no está cargando adecuadamente	Se recomienda que lo revise una persona especializada	-
Poco flujo de gas	Tanque vacío	Verifique que haya suficiente presión en el regulador de gas	Mascarilla para gases
No encienden las bombas y/o compresor	Poca o nula corriente eléctrica	Verifique que la espiga de la bomba se encuentre bien conectada a la fuente eléctrica, mida el voltaje y corriente en la fuente, verifique la placa de la bomba para comparar el mínimo para funcionamiento eléctrico, revise que el interruptor accione adecuadamente, la bomba se encuentra quemada y se recomienda cambiar si sigue sin funcionar	-
Medidores de presión en cero o presión excesiva	Obstrucción de flujo, manómetro trabado, manómetro descompuesto	Remueva el manómetro, verifique que el agujero en el centro no esté tapado con algún material, inclusive puede haber teflón.	-
Medidores de temperatura en cero o temperatura excesiva	Material en vástago, termómetro descompuesto	Remueva el termómetro y verifique que sobre el vástago no exista algún material que pueda estar interfiriendo en la medición, cambiar si definitivamente no mide adecuadamente	-
Ruido excesivo en el compresor	Poca lubricación	Verificar el nivel del aceite, y si fuese necesario nivelarlo	Guantes látex
Bombas utilizan demasiada energía	Desalineación	Revise bien la alineación de la bomba	-
	Partes deterioradas, problema de cojinetes	Verifique que el eje no se encuentre dañado, verifique que la lubricación en la bomba sea la correcta	-
Vibración en las bombas	Eje doblado, bomba no anclada	Verifique que el eje no se encuentre dañado, en dado caso estuviera, cambiar eje. Apriete bien lo tornillos de anclaje de las bombas	-
Sobrecalentamiento de las bombas	Lubricación inapropiada	Verifique la lubricación de los cojinetes internos de la bomba y el eje	Guantes de látex y lentes de protección
Ruido excesivo en las bombas	Cojinetes dañados	Los cojinetes se encuentran en el interior de la bomba, es necesario abrirla y en medida de lo posible, cambiarlos	-
	Cavitación	Debe de nuevo la bomba por medio del tornillo, revise si hay fugas de aire	-
Agua no se descarga en desagüe	Taponamiento en la tubería, válvula quebrada	Asegúrese que todas las válvulas estén abiertas y en buen estado, si hay un objeto extraño, puede utilizar un destapacaño y llene totalmente el depósito y la línea para poder desplazar el objeto	Guantes de látex y lentes de protección
No se forma la película correctamente	Desbalance de la torre	Asegúrese de calibrar los pernos ajustables de altura de la estructura metálica	-
Oxígeno disuelto no se remueve en el proceso	Cantidad de gas o velocidad de gas insuficiente	Revise el nivel de nitrógeno en el tanque con la presión, verifique que no haya alguna fuga excesiva antes del ingreso a la torre empacada, asegúrese que estén abiertas las válvulas correctas para el ingreso a la torre, asegúrese que la cantidad y tiempo de contacto sea la correcta, asegure la medición bajo el	Mascarilla de gases, guantes de látex, lentes de seguridad

Fuente: elaboración propia.

Apéndice 31. **Actividades específicas del mantenimiento preventivo**

IDM película húmeda

Verificación general del estado físico

Con el equipo totalmente seco, verifique todo el contorno del tubo de vidrio de mayor diámetro, este no debe tener rajaduras, tampoco debe tener daños mayores como quebraduras, aproveche a ver el tubo de vidrio de menor diámetro, asegúrese que todas las demás piezas no estén flojas o dañada, en caso lo estuvieran, seguir guía de posibles problemas y soluciones (tabla XXIX).

Prueba de operación

- Cierre totalmente la entrada de agua a la torre por medio del tapón regulador de película, girándolo a favor de las agujas del reloj
- Llene de agua suficiente el depósito para llenar el rebosadero superior, por lo menos un 50 % de la capacidad del depósito
- Asegúrese de tener el equipo conectado a una fuente eléctrica
- Llene totalmente el rebosadero superior de agua
- El agua no debe pasar dentro de la torre si está cerrado con el tapón
- Revise bien de rajaduras y fugas que puedan existir en todo el contorno del tubo de vidrio que se encuentra lleno
- Revise bien las tapas grandes y tornillos superiores e inferiores, estos no deben estar rajados ni deformes
- Abra poco a poco el tapón girándolo en dirección contrario a las gujas del reloj y verifique que el líquido se introduzca por dentro del tubo de vidrio de una manera uniforme, el tapón no debe estar torcido ni flojo
- Para verificar el rebosadero inferior, llene este a un 100 %
- No es necesario que esté cerrado el tapón inferior regulador
- Verifique que no haya fugas, rajaduras o quebraduras en el rebosadero inferior ni en las tapas grandes
- Deje vacío el tanque de captación, verifique que fluya libremente y que no existan fugas
- Asegúrese de dejar cerradas todas las válvulas de la unidad, si ya no será utilizado
- Asegúrese de dejarlo desconectado de la fuente eléctrica

Continuación del apéndice 31.

Revisión de ajuste tornillos largos de tapas grandes

Asegúrese de que las tapas no se encuentren deterioradas. Verifique que los tornillos largos no se encuentren quebrados. Con una llave apriete fuertemente todos los tornillos largos de la tapa hasta asegurarla completamente, asegúrese de apretar de la parte superior e inferior todos los tornillos.

Depósitos plásticos

Revisión de quebraduras y fugas

- Con el equipo totalmente seco, inspeccione cada una de las secciones de los depósitos o tanques de captación, estos no deben estar rajados o quebrados
- Remueva las varillas de fijación a la estructura metálica, y verifique por debajo si existen quebraduras o rajaduras considerables que puedan afectar al proceso
- Vuelva a fijar los depósitos plásticos
- Puede verificar en la prueba de operación de rebosaderos si existen fugas en los depósitos
- En dado caso se hiciera por aparte, la prueba consta de llenar los depósitos con agua a un 80 % e inspeccionar si no hay alguna fuga de agua en los mismos
- Drene el agua y asegúrese de dejar cerradas las válvulas

Limpieza

- Con los depósitos plásticos secos, abra la tapa y limpie con un cepillo el polvo o cualquier material que pudo haber sido acumulado dentro, deposítelos en el lugar adecuado para desechos
- Agregue agua a los depósitos por lo menos a la mitad de su capacidad y vierta de 5 a 10 mL de cloro
- Pase el cepillo por toda la superficie interna del depósito, asegurándose de cepillar las tapaderas de los contenedores
- Enjuague bien, asegurándose de drenar también material residual sólido que haya quedado
- La línea de drenado no debe estar tapada
- Asegúrese de dejar todas las válvulas y los depósitos cerrados que se utilizaron

Continuación del apéndice 31.

Estructura metálica

Revisión física

Inspeccione cada parte de la estructura, incluyendo las láminas y la base, abóquese a la sección de posibles problemas y sus soluciones si existiera algún inconveniente

Revisión y ajuste de abrazaderas

Inspeccione detenidamente el estado físico de las abrazaderas, éstas no deben estar quebradas ni dobladas. Ajuste con una llave las abrazaderas por medio de las tuercas, asegurándose que el apriete sea el justo

Revisión de los pernos ajustables de altura

Revise detenidamente el estado físico de los 4 pernos ajustables. Con una llave afloje o apriete una vuelta de la tuerca, luego regrese a su posición original, éstas pueden requerir aceite si están muy duras

Bombas centrífugas

A continuación, se presentan algunas remodelaciones para el mantenimiento preventivo de las bombas, recuerde utilizar tacto, sentido auditivo y visión para predecir problemas y que no se vea reflejado en paros innecesario y daños a las unidades:

Continuación del apéndice 31.

Revisión y limpieza mallas filtradoras de succión

- Abra las tapas de los depósitos y ubíquese en la succión de las bombas (parte del fondo)
- Remueva todo material como basura que pueda estar acumulada en la malla
- Remueva las mallas y límpielas con un cepillo de cerdas de plástico
- Vuelva a colocarlas y asegurarlas

Flujo de las bombas

El flujo de las bombas puede ser afectado por taponamiento en la succión, asegúrese que esta esté completamente limpia

Con las bombas encendidas, verifique que el manómetro en la descarga de cada una sea aproximadamente de 60 PSI con toda la llave abierta

Revisión de fugas en bombas

Inspeccione los empaques ya que estos no deben presentar ninguna fuga

Revisión de la alineación y tubería

Una mala alineación puede reflejarse en un deterioro y daño acelerado, vibraciones excesivas y ruidos altos.

Abra la compuerta donde se encuentran instaladas las bombas

Inspeccione el estado físico de las bombas

Con un medidor de nivel, colóquelo encima de cada bomba y verifique que las mismas se encuentren alineadas horizontalmente

Revisión de los pernos cebadores

Remueva con un destornillador e inspeccione que los pernos se encuentren en buen estado, asegúrese de colocar el O-ring para que no haya fuga

Continuación del apéndice 31.

Rotación del eje (periodos largos de inactividad)

Trate de girar manualmente el eje por lo menos dos vueltas para que la lubricación llegue a todas las partes necesarias

Detección de vibraciones en el eje

Aunque actualmente no se cuenta con un medidor específico para vibraciones, verifique vibraciones excesivas de los cojinetes o bombas en general por medio del tacto o sentido auditivo

Lubricación

Aplique grasa o aceite en el eje para minimizar el desgaste excesivo

Ajuste de pernos de sujeción

Para evitar vibraciones innecesarias y excesivas, revise el ajuste en la base de las dos bombas

Revisión de ruidos y calentamiento

Con las bombas encendidas, verifique en general ruidos excesivos por vibraciones, impulsores forzados, ejes dañados o cavitación, asegúrese de llenar el tanque con suficiente agua

Regularmente una bomba con temperatura excesiva presenta desgaste acelerado en las partes internas, provocando daños en otras partes de la bomba

Con la bomba encendida, utilice el termómetro infrarojo que cuenta el Laboratorio y colóquelo a una distancia de aproximadamente 30 cm, la temperatura normal de trabajo debe ser entre 50 a 60 °C

Continuación del apéndice 31.

GRADAS METÁLICAS

Revisión general

Inspeccione detenidamente la fundición de las gradas metálicas en el suelo, también verifique que los escalones y baranda estén libres de quebraduras, mueva o agite moderadamente las gradas, con el fin de conocer la estabilidad de las mismas

TORRE EMPACADA

Revisión de empaques Raschig aleatorios

Los empaques aleatorios CPVC son susceptibles principalmente al crecimiento biológico y a las incrustaciones derivadas de calcio y magnesio disuelto en el agua, que pueden afectar la eficiencia del equipo, por lo que las limpiezas periódicas aseguran mantener limpios los empaques

Inspeccione visualmente los empaques dentro de la torre, si tienen un aspecto verduzco o incrustación de cualquier tipo, refiérase al procedimiento de limpieza para llevarlo a cabo

Revisión del estado físico

Inspeccione cada tramo de tubería de la torre, ésta no debe tener rajaduras ni estar quebrada

Con la torre llena, verifique que no haya fugas, tanto por todo el tramo de vidrio, como en la parte superior e inferior

Verifique el ajuste de los pernos de las abrazaderas

LÍNEA DE GAS

Verificación de la línea y cilindro

Inspeccione el estado físico de cada sección de toda la línea junto con sus accesorios. Puede agregar una solución jabonosa en la salida del cilindro de gas y en toda la línea para verificar si hay burbujeo excesivo, siga las medidas de seguridad del gas nitrógeno si en dado caso hay fugas en el cilindro

Continuación del apéndice 31.

Verificación del funcionamiento válvula reguladora

Cuando no sea utilizada, guárdela en un lugar limpio y seguro

Prueba de funcionalidad

Para esta prueba necesita una solución jabonosa para poder apreciar fugas en el sistema

Siga las instrucciones de instalación de la válvula reguladora, esta prueba puede hacerse previo al uso del equipo

Con la válvula ya instalada:

- Asegúrese de cerrar la válvula del cilindro o suministro
- Abra todas las válvulas aguas abajo para purgar o liberar presión
- Los manómetros de la válvula reguladora deben marcar cero, asegúrese de liberar bien la presión, si no marcan cero, los manómetros pueden estar defectuosos
- Abra la válvula de cilindro de gas lentamente luego ciérrela con el fin de presurizar el manómetro de alta presión del regulador, el manómetro debe mantener esa presión sin que caiga, una caída de presión indica una fuga en la conexión o dentro del regulador, corrija o cambie regulador
- Puede agregar una solución jabonosa en la conexión de la válvula para verificar si hay burbujeo
- Vuelva a presurizar abriendo la válvula del cilindro de gas, ajuste la válvula reguladora para un suministro de 10 PSIG, luego cierre la válvula de suministro de gas
- Observe detenidamente los dos manómetros para detectar caída de presión, libere toda la presión del sistema
- Cierre la llave de suministro del tanque de gas, luego cierre, en sentido contrario de las agujas del reloj, la válvula reguladora
- Remueva el regulador del cilindro

Continuación del apéndice 31.

Línea de aire

Verificación de la línea

Inspeccione el estado físico de cada sección de toda la línea junto con sus accesorios. Una prueba puede ser agregar solución jabonosa en toda la línea y conexiones, haciendo pasar aire, verifique que no exista burbujeo excesivo

Compresor

Revisión y reposición de aceite

Es importante mantener un buen nivel de aceite para el funcionamiento correcto del compresor, prolongando su tiempo de vida útil.

Inspeccione el visor de nivel de aceite o varilla de medición. Compruebe que el nivel esté entre el mínimo y el máximo, si fuera necesario, rellene el depósito

Cambio de aceite

Remueva el tapón de purga de aceite y trasvase todo el aceite a un recipiente, asegúrese de volver a colocar el tapón. Luego llene de aceite hasta el nivel recomendado por medio del orificio de llenado

Es recomendable no mezclar aceites distintos y hacer el cambio o sustitución con el compresor en caliente

Continuación del apéndice 31.

Verificación de carga

Encienda el compresor con la válvula cerrada totalmente, y verifique que la presión en el manómetro aumente progresivamente.

Descarga de condensado

Ubíquese debajo del depósito y abra la válvula girándola en sentido contrario a las agujas del reloj, hasta que solamente salga aire, asegúrese de dejarla cerrada

General

Revisión de tubería PVC

Inspeccione cada tramo de tubería, ésta no debe estar quebrada ni con rajaduras, tampoco despegada de algún accesorio, verifique que no haya mucha vibración en la línea de tubería, ya que esto puede dañar los accesorios instalados en la misma, normalmente el material PVC es muy resistente y confiable con el paso del tiempo.

Continuación del apéndice 31.

Revisión de manómetros y termómetros

Los indicadores manuales de presión y temperatura son muy utilizados en procesos debido a su simplicidad de instalación y costo, una prueba rápida es poder observar la aguja indicadora dentro de la carcasa, para el manómetro, sin paso de flujo debe estar en posición cero, para el termómetro debe estar a la temperatura ambiente, luego encienda las bombas o compresor y mantenga una presión constante, vea que las agujas no fluctúen en exceso

Verifique que la rosca esté libre de fugas, si tuviera, retire el medidor y colóquele teflón. Por ningún motivo pruebe el manómetro introduciéndole algún material extraño al orificio de la rosca

Revisión de válvulas

Abra y cierre completamente varias veces cada una de las válvulas y asegúrese que estén bien lubricadas, puede lubricarlas con aceite

Revisión de sistema de drenes y drenajes

El equipo consta con 2 líneas de drenes, una para el rebosadero superior y otra para los tanques de captación, verifique con el siguiente procedimiento las mismas:

Continuación del apéndice 31.

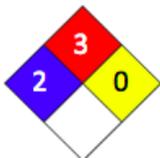
Con el equipo seco, vea cada tramo de tubería PVC, válvulas y accesorios de las secciones de drenado, asegurándose que no estén despegadas, rajadas o quebradas, en caso lo estuvieran, seguir guía de posibles problemas y soluciones. Si todo está bien, asegúrese con los procedimientos con circulación con agua que no haya fugas en el sistema.

Asegúrese que el drenaje no esté obstruido por algún material o desechos

Pintura general

- Se recomienda limpiar, lijar y secar la estructura previa a la mano de pintura, puede utilizar lija No. 400
- Utilice pintura de aceite o esmalte color azul, si la aplicación es con brocha, rebaje su viscosidad agregando 10 % de thinner para su preparación
- Es recomendable que utilice brochas en buen estado y cobertores para no manchar el piso
- Al pintar garantiza prologar el tiempo de vida del metal protegiéndolo de la corrosión

Recomendaciones de seguridad para pintura base aceite



EPP: Anteojos de seguridad, guantes, overol

Continuación del apéndice 31.

Limpieza externa del equipo

Para este procedimiento puede utilizar únicamente un trapo húmedo y otro seco

Limpie todo el equipo con un trapo húmedo a excepción de los motores de las bombas centrífugas, motor de compresor y cableado eléctrico

Fuente: elaboración propia.

GUÍA PARA PRÁCTICA DE LABORATORIO PROPUESTA**1. Alcance**

Para fines didácticos a futuros estudiantes de la carrera de ingeniería química, para el aprendizaje, comprensión e interpretación relacionado a fenómenos de transferencia de masa. La práctica podrá ser realizada en el Laboratorio de Operaciones Unitarias “Dr. Pedro Solé”, Escuela de Ingeniería Química, USAC. Utilizando el intercambiador de masa de película húmeda dentro de las instalaciones.

2. Objetivos de la práctica

- a. Construir una relación gráfica experimental del flux de TDM con el factor L/G y turbulencia para la absorción de oxígeno en agua.
- b. Graficar el cambio del espesor de película húmeda relacionándolo con el flujo másico de la fase líquida.
- c. Demostrar que la resistencia global de TDM puede ser aproximada a la resistencia que aporta solamente la fase líquida para el sistema de absorción de oxígeno en agua. Utilice de referencia varios puntos y grafíquelos con el factor L/G .
- d. Calcular y graficar los coeficientes de transferencia de masa respecto a L/G .
- e. Graficar e interpretar el factor Sh respecto a Re .

Continuación del apéndice 32.

f. Relacionar gráficamente el número global de TDM (N_{tOG}) y la altura global de TDM (H_{tOG}) respecto al factor A de absorción.

3. Desarrollo de la práctica

3.1 Equipo necesario

- Anemómetro digital
- Medidor de oxígeno disuelto
- Cronómetro

3.2 Sustancias o insumos

- Nitrógeno gaseoso

3.3 Procedimiento de arranque y operación

- a. Si los depósitos tienen agua acumulada, debe drenarla totalmente. Asegúrese de limpiar previamente al arranque los depósitos con un cepillo y una solución diluida de cloro comercial, si tiene agua acumulada el sistema, debe drenarla totalmente.
- b. Si el equipo no se encuentra limpio, siga el procedimiento de limpieza.
- c. Llene los depósitos con agua limpia a una capacidad del 50 %, asegúrese que no hayan residuos de cloro en los mismos.
- d. Asegúrese de abrir las válvulas de descarga de las bombas de agua.
- e. El equipo puede ser configurado para que recircule en cada torre o que circule en el circuito total, depende de la posición de las mangueras de salida de los equipos.
- f. Encienda las bombas por medio de los interruptores en el tablero y recircule en cualquier configuración para verificar que el líquido fluya libre por todo el sistema de las dos torres.

Continuación del apéndice 32.

- g. Si no descargan las bombas, asegúrese de abrir los pernos de cebado en cada una de las bombas. Si aún no funciona con el cebado, puede darle pequeños golpes al impulsor para destrabarlo.
- h. Verifique que la torre de película húmeda no se encuentre desnivelada, esto se logra observando que la formación de la película descendente esté formada en su totalidad por las paredes internas del tubo.
- i. Muchas veces la suciedad acumulada en el sistema contamina el agua, por lo que se debe drenar el agua sucia y reemplazarla con nueva a la misma capacidad.
- j. Asegúrese de cerrar las válvulas de todos los drenes.
- k. Si se desea empobrecer de oxígeno la fase líquida, haga pasar agua por la torre empacada a un flujo que no exceda la altura de la manguera de salida del gas N_2 .
- l. Recircule por 5 minutos para remover el oxígeno en el agua. Analice y verifique que la concentración sea menor a $1.41E-6$ kmol O_2 /kmol total (2.5 ppm).
- m. Configure cambiando las mangueras para que la solución pobre en oxígeno ingrese a la torre de película húmeda.
- n. Verifique que se forme la película descendente.
- o. Ajuste el flujo de la fase líquida de interés para la operación midiendo el tiempo en que llena el rebosadero inferior y su relación con la curva de calibración.
- p. Registre el dato de flujo.
- q. El equipo tiene la capacidad de recircular en su totalidad pasando por las dos torres el líquido. No deje que el líquido llegue a menos del 25 % de la capacidad de algún tanque.
- r. Asegúrese que la válvula de ingreso previo a la torre de película húmeda esté cerrada.
- s. Encienda el compresor o ventilador y ajuste el flujo de la fase gaseosa de interés para la operación, midiendo con el anemómetro la velocidad del aire en el punto recomendado, antes del ingreso a la torre de película húmeda. Se recomienda un 80% de la inundación en la torre.

Continuación del apéndice 32.

- t. Registre la velocidad y el área por donde pasa el aire.
- u. Prepare 6 depósitos de 500 mL para tomar la muestra.
- v. Abra la válvula de ingreso previo a la torre de película húmeda de la fase gaseosa.
- w. Asegúrese que no haya inundación en la torre.
- x. Tome las muestras con cuidado en la entrada (3 en el depósito previo a ingreso) y salida (en el rebosadero inferior) de la torre. Cierre bien las muestras.
- y. Repita los pasos del o-x para ajustar otros flujos de la fase líquida.
- z. Puede analizar las muestras al final o durante la experimentación, asegurándose de no exceder la hora que se recomienda de almacenaje de las muestras.
- aa. Registrar los datos de concentración obtenidos.
- bb. Asegúrese dejar limpia el área de trabajo, de drenar toda el agua de los depósitos y rebosadero superior, desconectar todas las fuentes de energía si ya no se utilizará el equipo.

3.4 Preguntas

- ¿En qué nivel de turbulencia se obtuvo el mejor flux?
- ¿Cree usted que existe cambio significativo en relación a la turbulencia de la película húmeda
- ¿El método es adecuado para la medición de las concentraciones de oxígeno en el agua?
- ¿Qué factores pueden influenciar en los resultados de la medición del oxígeno disuelto en el agua?
- ¿Cree usted que el espesor de la película húmeda o descendente afecta considerablemente el área transversal de la fase gaseosa?

Continuación del apéndice 32.

- ¿La resistencia a la TDM es aportada en su mayoría por la fase líquida?
- ¿Cómo interpretaría usted los coeficientes de TDM respecto a las fases?
- En el equipo, ¿el fenómeno de transferencia se da por medios naturales o convectivos? Explique cómo puede mejorar o aumentar el medio convectivo.
- ¿Cómo interpretaría usted la presión de vapor y su relación con la TDM a diferentes presiones y temperaturas?
- ¿Qué relación existe entre NtOG y HtOG para el diseño de equipos de película húmeda?

3.5 Seguridad

- Tomar en cuenta y tener a la mano la ficha de seguridad del nitrógeno gaseoso.
- No exceder los límites de nitrógeno en el ambiente, esto puede provocar la reducción considerable de oxígeno para la respiración humana.
- Tomar las precauciones debidas para la utilización de las escaleras.

3.6 Equipo de protección personal

- Mascarilla para gases
- Overol de laboratorio
- Casco
- Botas industriales punta de acero
- Lentes

3.7 Recomendaciones adicionales

Continuación del apéndice 32.

- El equipo debe estar limpio y sin residuos de químicos, seguir los pasos de limpieza si se tienen dudas.
- Verifique el equipo antes de utilizarlo, principalmente las partes de vidrio.

Fuente: elaboración propia.

Apéndice 33. Limpieza del equipo

Limpieza ácida, alcalina y sanitización:

- Si los depósitos tienen agua acumulada, debe drenarla totalmente. Asegúrese de limpiar previamente al arranque los depósitos con un cepillo y una solución diluida de cloro comercial. Si tiene agua acumulada el sistema, debe drenarla totalmente.
- Llene los depósitos con agua limpia a una capacidad del 50 %, asegúrese de que no haya residuos de cloro en los mismos.
- Asegúrese de abrir las válvulas de descarga de las bombas de agua.
- El equipo puede ser configurado para que recircule en cada torre o que circule en el circuito total, depende de la posición de las tapaderas de los depósitos.

Continuación del apéndice 33.

- Encienda las bombas por medio de los interruptores en el tablero y recircule en cualquier configuración para verificar que el líquido fluya libre por todo el sistema de las dos torres.
- Si no descargan las bombas, asegúrese de abrir los pernos de cebado en cada una de las bombas. Si aún no funciona con el cebado, puede darle pequeños golpes al impulsor para destrabarlo.
- Verifique que la torre de película húmeda no se encuentre desnivelada, esto se logra observando que la formación de la película descendente esté formada en su totalidad por las paredes internas del tubo. Ajuste pernos si no se encuentra nivelada correctamente.
- Muchas veces la suciedad acumulada en el sistema contamina el agua, por lo que se debe drenar el agua sucia y reemplazarla con nueva a la misma capacidad.
- Asegúrese de cerrar las válvulas de todos los drenes.

Dependiendo el caso:

Limpieza ácida:

- Haga una disolución al 5 % de HCl en los depósitos de agua ($pH=2-3$)

Continuación del apéndice 33.

Limpieza alcalina:

- Haga una disolución al 5 % de NaOH en los depósitos de agua ($pH=11-12$)

Limpieza con biocida:

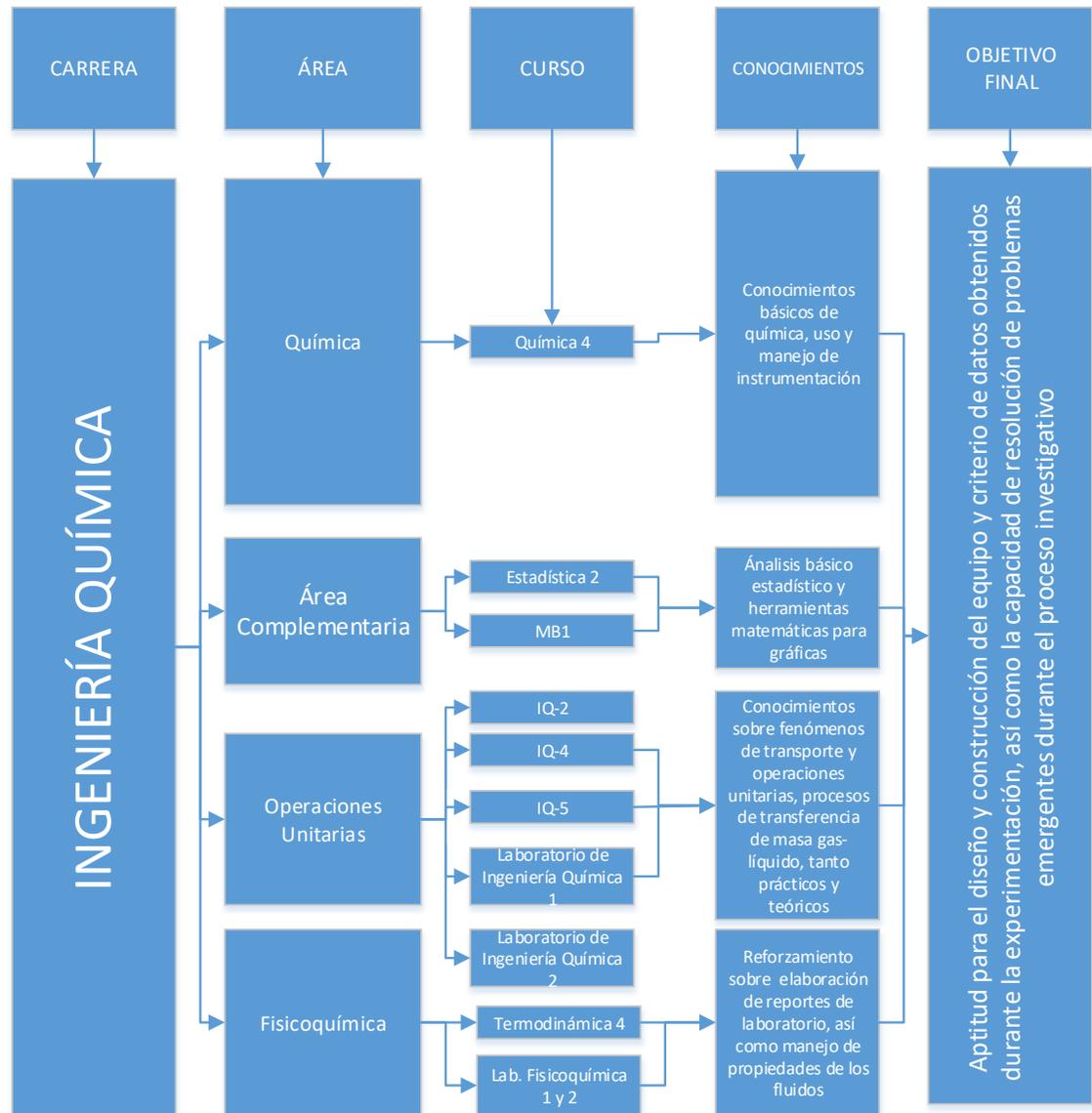
- Haga una disolución al 5 % de cloro comercial (NaOCl) en los depósitos de agua.
- Recircule por 30 minutos la disolución en el equipo completo, dependiendo cuál sea el caso.
- Pasado los 30 minutos, deje en contacto por 60 minutos el rebosadero superior, cerrando el perno de ajuste superior y llenando el mismo al 100 %. Para la torre empacada, cierre las válvulas de salida del líquido ubicadas en la parte inferior hasta llenarla también al 100 %.
- Cumplido el tiempo, drene todo el sistema.
- Enjuague llenando los depósitos con agua libre de ácido y recircule en el circuito completo, deje abiertas las válvulas de drene en los depósitos mientras ingresa el agua limpia.
- Asegúrese de no dejar sin agua los depósitos.

Continuación del apéndice 33.

- Mida el pH en los depósitos, si se aproxima a pH=7 entonces la limpieza ácida o alcalina está completa. Para la sanitización, asegúrese de enjuagar todo el cloro.
- Asegúrese dejar limpia el área de trabajo, de drenar toda el agua de los depósitos y rebosadero superior, desconectar todas las fuentes de energía si ya no se utilizará el equipo.

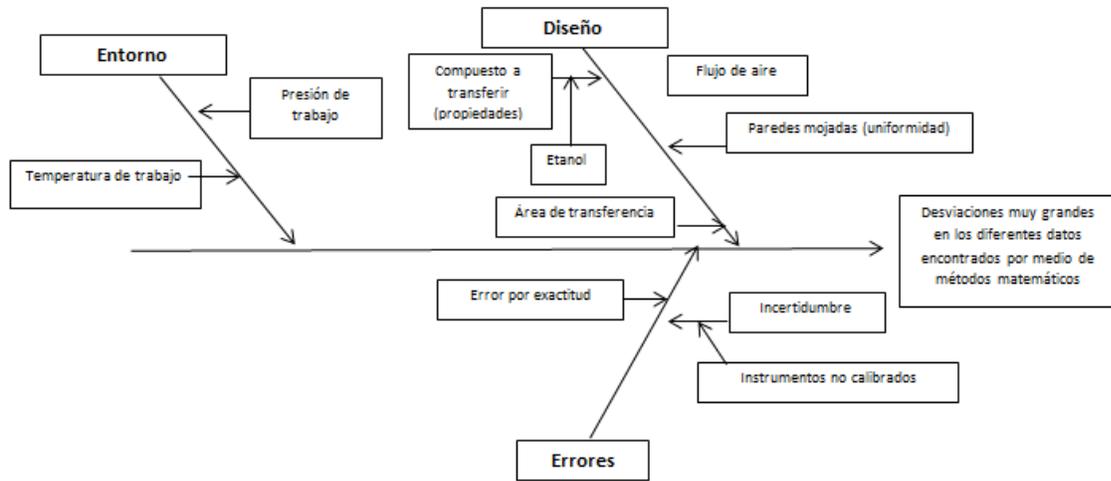
Fuente: elaboración propia.

Apéndice 34. **Requisitos académicos para el trabajo de graduación**



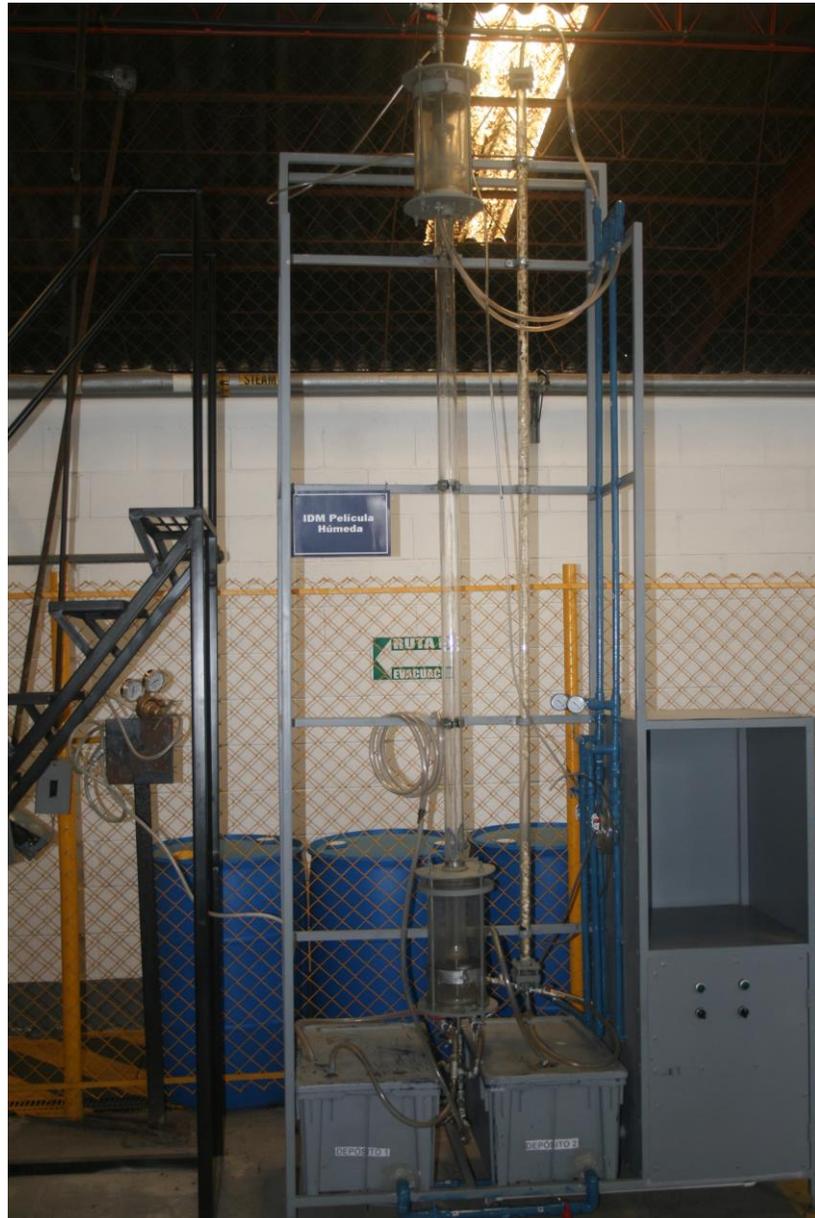
Fuente: elaboración propia.

Apéndice 35. Diagrama de Ishikawa



Fuente: elaboración propia.

Apéndice 36. **Fotografía frontal del equipo**



Fuente: elaboración propia.

Apéndice 37. **Fotografía completa del equipo**



Fuente: elaboración propia.

Apéndice 38. **Diseño rebosadero inferior**



Fuente: elaboración propia.

Apéndice 39. **Diseño rebosadero superior**



Fuente: elaboración propia.

