

UNIVERSIDAD NACIONAL DEL CALLAO

ESCUELA DE POSGRADO

UNIDAD DE POSGRADO DE LA FACULTAD DE INGENIERIA QUÍMICA



TESIS

**OPTIMIZACIÓN DE LAS VARIABLES DE
OPERACIÓN EN LA ABSORCIÓN DEL DIÓXIDO DE
CARBONO EN SODA CÁUSTICA EN UNA
COLUMNA DE EMPAQUES A NIVEL PILOTO**

**TESIS PARA OPTAR EL GRADO
ACADÉMICO DE MAESTRO EN INGENIERÍA QUÍMICA**

AUTORES:

**Bach. DAN SKIPPER ANARCAYA TORRES
Bach. YOVANI ACERO GIRALDO**

ASESOR

Mg. JUAN MEDINA COLLANA

Callao, 2018

PERÚ

HOJA DE REFERENCIA DEL JURADO

La presente tesis fue sustentada ante el JURADO EXAMINADOR conformado por los siguientes Profesores Ordinarios:

Dr. CARRASCO VENEGAS LUIS ALBERTO	PRESIDENTE
Dr. CALDERÓN CRUZ JULIO CÉSAR	SECRETARIO
Mg. DÍAZ BRAVO PABLO BELIZARIO	MIEMBRO
Mg. GUTIÉRREZ CUBA CÉSAR	MIEMBRO
Mg. MEDINA COLLANA JUAN TAUMATURGO	ASESOR

Tal como esta asentado en el **Libro N° 001 Folio N° 005** asentado en el **Acta N° 003** de fecha 23 de marzo del 2018, con Resolución de Sustentación N° 012-2018-CD-UPG-FIQ-UNAC, de fecha 08 de marzo del 2018.

ÍNDICE	Página
CONTENIDO	1
RESUMEN	9
ABSTRACT	10
I. PLANTEAMIENTO DEL PROBLEMA	11
1.1. Determinación del problema.....	11
1.2. Formulación del problema.....	12
1.2.1. Problema general.....	12
1.3. Objetivos de la investigación.....	12
1.3.1. Objetivo general.....	12
1.4. Justificación.....	12
1.4.1. Por su aspecto legal.....	12
1.4.2. Por su aspecto económico.....	13
1.4.3. Por su aspecto social.....	14
1.4.4. Por su aspecto tecnológico.....	14
II. MARCO TEÓRICO	15
2.1. Antecedentes del estudio.....	15
2.2. Procesos de separación.....	25
2.3 Clasificación general de la transferencia de masa.....	26
2.4 Absorción.....	27
2.5 Columna de absorción de gases.....	30
2.5.1 Propiedades de las torres de relleno.....	32
2.6 Selección del empaque.....	33

2.7 Distribuidores de líquido.....	37
2.8 Sistema de alimentación.....	38
2.9 Diseño de columna de relleno.....	39
2.10 Efecto de la temperatura.....	41
2.11 Transferencia de masa con reacción química.....	43
2.11.1 Teoría de la doble capa.....	47
2.12 Planteamiento del modelo cinético.....	49
2.13 Mecanismo de reacción del CO ₂ en NaOH.....	63
2.14 Análisis Volumétrico.....	64
2.15 Optimización de variables mediante superficie de respuestas.....	65
2.16 Definición de términos.....	68
III. VARIABLES E HIPÓTESIS.....	70
3.1. Definición de las variables.....	70
3.2. Operacionalización de variables.....	70
3.3. Hipótesis general.....	72
IV. METODOLOGÍA.....	73
4.1. Tipo de investigación.....	73
4.1.1. Investigación experimental.....	73
4.1.2. Nivel de investigación.....	73
4.1.3. Metodología de la investigación.....	73
4.2. Diseño de la investigación.....	74
4.3. Población y muestra.....	74

4.4. Técnicas e instrumentos de recolección de datos.....	75
4.4.1 Materiales y equipos.....	75
4.4.2 Primera etapa.....	80
4.4.3 Segunda etapa.....	82
4.5. Procesamiento estadístico y análisis de datos.....	86
4.5.1 Análisis de superficie de respuesta.....	87
V. RESULTADOS.....	89
5.1. Resultados parciales.....	89
5.1.1 Resultados de las pruebas de absorción.....	89
5.1.2. Análisis volumétrico.....	101
5.2. Resultados finales.....	110
VI. DISCUSIÓN DE RESULTADOS.....	113
6.1. Contratación de hipótesis con los resultados.....	113
VII. CONCLUSIONES.....	119
VIII. RECOMENDACIONES.....	120
IX. REFERENCIA BIBLIOGRÁFICA.....	121
ANEXOS.....	128

ÍNDICE DE FIGURAS

2.1 Principio de la absorción de gases.....	27
2.2 Principio de la absorción de gases paso a paso.....	28
2.3 Torre de relleno.....	31
2.4 Partes de la torre de relleno.....	31
2.5 Empaques de torres típicos.....	35
2.6 Empaques de torres típicos.....	36
2.7 Efecto de la solubilidad del CO ₂ con la variación de la temperatura.....	41
2.8 Efecto de la solubilidad del CO ₂ con la variación de la temperatura y presión.....	42
2.9 Perfil de concentraciones en función de la velocidad de reacción.....	46
2.10 Perfil de concentración en una reacción líquido- gas.....	48
2.11 Esquema del modelo gas liquido.....	49
2.12 Perfiles de concentración.....	50
2.13 Coordenadas espaciales de la fase liquida.....	53
2.14 Perfil de concentración de la reacción instantanea.....	55
2.15 Perfil de concentración de la reaccion instantanea interfacial.....	57
2.16 Perfiles de concentración.....	58
2.17 Diagrama de Van Krevelen y Hoftijzer.....	59
2.11 Esquema elemental de una titulación.....	64
2.12 Representación de la superficie de respuestas.....	68
4.1 Disminución de la temperatura de soda cáustica.....	75
4.2 Termómetros digitales.....	76
4.3 Unidad de absorción.....	78
4.4 Unidad de absorción perteneciente al LOPU-FIQ UNAC.....	78
4.5 Recipiente contenedor del líquido de absorción.....	79
4.6 Medidores de caudal del equipo de absorción.....	79
4.7 Solución rosa en el proceso de titulación.....	84
4.8 Solución luego del proceso de titulación.....	84
4.9 Solución amarilla en el proceso de titulación.....	85
4.10 Solución roja despues del proceso de titulación.....	85

ÍNDICE DE TABLAS

1.1 Usos del carbonato de sodio	13
3.1 Operacionalización de variables	57
4.1 Diseño Factorial	72
5.1 Parametros de operación de la primera prueba de absorción	89
5.2 Primera corrida a las condiciones de la primera prueba de absorción.	89
5.3 Segunda corrida a las condiciones de la primera prueba de absorción.....	90
5.4 Tercera corrida a las condiciones de la primera prueba de absorción.	90
5.5 Condiciones de la segunda prueba de absorción	90
5.6 Primera corrida a las condiciones de la segunda prueba de absorción.....	91
5.7 Segunda corrida a las condiciones de la segunda prueba de absorción	91
5.8 Tercera corrida a las condiciones de la segunda prueba de absorción	91
5.9 Condiciones de la tercera prueba de absorción	92
5.10 Primera corrida a las condiciones de la tercera prueba de absorción	92
5.11 Segunda corrida a las condiciones de la tercera prueba de absorción	92
5.12 Tercera corrida a las condiciones de la tercera prueba de absorción	93
5.13 Condiciones de la cuarta prueba de absorción.....	93
5.14 Primera corrida a las condiciones de la cuarta prueba de absorción.	93
5.15 Segunda corrida a las condiciones de la cuarta prueba de absorción	94

5.16 Tercera corrida a las condiciones de la cuarta prueba de absorción..	94
5.17 Condiciones de la quinta prueba de absorción	94
5.18 Primera corrida a las condiciones de la quinta prueba de absorción..	95
5.19 Segunda corrida a las condiciones de la quinta prueba de absorción.	95
5.20 Tercera corrida a las condiciones de la quinta prueba de absorción..	95
5.21 Condiciones de la sexta prueba de absorción.....	96
5.22 Primera corrida a las condiciones de la sexta prueba de absorción...	96
5.23 Segunda corrida a las condiciones de la sexta prueba de absorción.	96
5.24 Tercera corrida a las condiciones de la sexta prueba de absorción...	97
5.25 Condiciones de la séptima prueba de absorción	97
5.26 Primera corrida a las condiciones de la séptima prueba de absorción.	97
5.27 Segunda corrida a las condiciones de la séptima prueba de absorción	98
5.28 Tercera corrida a las condiciones de la séptima prueba de absorción..	98
5.29 Condiciones de la octava prueba de absorción	98
5.30 Primera corrida a las condiciones de la octava prueba de absorción..	99
5.31 Segunda corrida a las condiciones de la octava prueba de absorción	99
5.32 Tercera corrida a las condiciones de la octava prueba de absorción..	99
5.33 Condiciones de la novena prueba de absorción	100
5.34 Primera corrida a las condiciones de la novena prueba de absorción	
.....	100
5.35 Segunda corrida a las condiciones de la novena prueba de absorción	
.....	100
5.36 Tercera corrida a las condiciones de la novena prueba de absorción.	101
5.37 Datos promedios obtenidos en la primera prueba de operación	102
5.38 Datos promedios obtenidos en la segunda prueba de operación	103

5.39	Datos promedios obtenidos en la tercera prueba de operación	104
5.40	Datos promedios obtenidos en la cuarta prueba de operación	105
5.41	Datos promedios obtenidos en la quinta prueba de operación	106
5.42	Datos promedios obtenidos en la sexta prueba de operación	107
5.43	Datos promedios obtenidos en la septima prueba de operación	108
5.44	Datos promedios obtenidos en la octavaa prueba de operación	109
5.45	Datos promedios obtenidos en la novena prueba de operación	110
5.46	Análisis de varianza de las cuatro variables.....	111
5.47	Análisis de la optimización.....	112
6.1	Tabla de condiciones de absorción y cantidad obtenida de CO ₂	113
6.2	Tabla del peso de CO ₂ absorbido	113
6.3	Optimización de variables	114
6.4	Velocidad de absorción.....	115

ÍNDICE DE GRÁFICOS

5.1	Concentración de CO ₂ vs tiempo a 10 ⁰ C, 0.25 N Soda Caustica, 150L/hSodaCáustica,20L/min de aire.....	102
5.2	Concentración de CO ₂ vs tiempo a 10 ⁰ C, 0.2 N Soda Caustica, 180 L/h Soda Cáustica, 30 L/min de aire.....	103
5.3	Concentración de CO ₂ vs tiempo a 10 ⁰ C, 0.15 N Soda Caustica, 250 L/h Soda Cáustica, 40 L/min de aire.....	104
5.4	Concentración de CO ₂ vs tiempo a 15 ⁰ C, 0.25 N Soda Caustica, 150 L/h Soda Cáustica, 20 L/min de aire.....	105
5.5	Concentración de CO ₂ vs tiempo a 15 ⁰ C, 0.2 N Soda Caustica, 180 L/h Soda Cáustica, 30 L/min de aire.....	106
5.6	Concentración de CO ₂ vs tiempo a 15 ⁰ C, 0.15 N Soda Caustica, 250 L/h Soda Cáustica, 40 L/min de aire.....	107
5.7	Concentración de CO ₂ vs tiempo a 24 ⁰ C, 0.25 N Soda Caustica, 150 L/h Soda Cáustica, 20 L/min de aire.....	108
5.8	Concentración de CO ₂ vs tiempo a 24 ⁰ C, 0.2 N Soda Caustica, 180 L/h Soda Cáustica, 30 L/min de aire.....	109
5.9	Concentración de CO ₂ vs tiempo a 24 ⁰ C, 0.15 N Soda Caustica, 250 L/h Soda Cáustica, 40 L/min de aire.....	110

RESUMEN

En la actualidad se propagan grandes cantidades de gases contaminantes que afectan el medio ambiente, debido a la industrialización y emisiones procedentes de la combustión de combustibles fósiles, uno de esos gases es el dióxido de carbono que es el causante del calentamiento global del planeta, originando una variación del cambio climático. En el presente trabajo experimental se estudió la absorción del dióxido de carbono en soda cáustica, se utilizó una columna de empaques con las características siguientes: altura de llenado 1.5 m, sección de la columna 0.005 m², superficie específica de relleno 500 m²/m³. Donde se evaluaron las variables de operación como la temperatura, concentración de soda cáustica, flujo volumétrico de soda cáustica y flujo volumétrico de aire. Utilizando el método de superficie de respuestas se encontró los parámetros óptimos de operación que son: 17 °C, 0.332 N de soda cáustica, 150 L/h de soda cáustica y 20 L/min de aire, en estas condiciones de absorción se ha alcanzado una concentración de absorción de 7.93 g de CO₂/L de solución y el coeficiente total de transferencia de masa en fase gaseosa es $K_f=7.572 \times 10^{-3}$ mol CO₂/s m² atm.

Palabras claves: absorción, columna de empaques, concentración, variables de operación, flujo volumétrico, método de superficie de respuesta, optimización, soda cáustica, titulación.

ABSTRACT

Currently, large amounts of polluting gases that affect the environment are propagated, due to industrialization and emissions from the combustion of fossil fuels, one of these gases is the carbon dioxide that is the cause of the global warming of the planet, originating a variation of climate change. In the present experimental work the absorption of carbon dioxide in caustic soda was studied, a packing column with the following characteristics was used: filling height 1.5 m, section of the column 0.005 m², specific surface of filling 500 m² / m³, where the variables of operation such as temperature, caustic soda concentration, caustic soda volumetric flow and volumetric air flow were evaluated. Using the response surface regression method, the optimal operating parameters were found: 17°C of temperature, 0.332 N of caustic soda, 250 L / h of caustic soda and 20 L / min of air, under these absorption conditions has reached a maximum absorption concentration of 7.93 g of CO₂ / L of solution and the total mass transfer coefficient in gas phase is $K_f = 7.572 \times 10^{-3} \text{ mol CO}_2 / \text{s m}^2 \text{ atm}$.

Key words: absorption, packing column, concentration, operation variables, volumetric flow, surface response method, optimization, caustic soda, titration.

I. PLANTEAMIENTO DEL PROBLEMA

1.1. DETERMINACIÓN DEL PROBLEMA

El ambiente se ha visto afectado de una manera significativa en los últimos años de diferentes formas: humo, gases, ruido, entre otros. Las fuentes pueden ser tanto naturales como producidas por el ser humano. Estas últimas provienen de fuentes como autos, aviones, barcos y en gran cantidad de la industria. Dentro de los contaminantes encontramos al dióxido de carbono que son emisiones procedentes de la combustión de combustibles fósiles (carbón, petróleo y gas natural) que son causantes en gran medida de los efectos de calentamiento del planeta (efecto de los gases de invernadero) y en consecuencia, del cambio climático, por lo que su captura es una de las principales metas propuestas por casi la totalidad de los organismos oficiales a nivel mundial.

La captura del dióxido de carbono existente en los gases de combustión puede realizarse mediante procesos de absorción química con solventes, adsorción física, separación por membranas, procesos de carbonatación/calcinación, etc. Pero no son lo suficientemente eficaces por ello en este estudio nos responderemos la siguiente interrogante ¿se obtendrá la máxima concentración posible con la optimización de las variables de operación en la absorción del dióxido de carbono en soda cáustica en una columna de empaques a nivel piloto?

1.2. FORMULACIÓN DEL PROBLEMA

1.2.1. Problema General

¿Mediante la optimización de las variables de operación en la absorción de dióxido de carbono en soda cáustica en una columna de empaques a nivel piloto se podrá obtener la mayor absorción posible?

1.3. OBJETIVOS DE LA INVESTIGACIÓN

1.3.1. Objetivo General

Optimizar las variables de operación en la absorción de dióxido de carbono en soda cáustica en una columna de empaques a nivel piloto

1.4. JUSTIFICACIÓN

Las razones que justificaron la presente investigación son:

1.4.1. Por su aspecto legal

La base legal que respalda el presente trabajo en cuanto a los niveles permisibles de CO₂ en el ambiente son:

- D.S N° 047-2001-MTC.
- D.S N° 009-2012-MINAM.
- D.S N° 004-2013-MINAM.

Además existen otras normas internacionales como:

- Protocolo de Kyoto.

- Ley 40/2010, de almacenamiento geológico de dióxido de carbono – Legislación de España.
- Ley Nacional 20.284, contaminación atmosférica – Legislación de Argentina.

1.4.2. Por su aspecto económico

Son dos los motivos fundamentales desde el punto de vista económico:

- a. La absorción de CO₂ a nivel industrial es una buena alternativa para lograr el cumplimiento de las normas que regulan la cantidad de este gas en el ambiente y de este modo evitar posibles repercusiones económicas en la empresa.
- b. Como subproducto de la absorción con reacción química del CO₂ se obtiene Na₂CO₃, que es un insumo para la producción de los siguientes productos:

Tabla 1.1

Usos del carbonato de sodio

Productos de limpieza	Fabricación de vidrio	Industria química	Otros
Detergentes	Envases de vidrio	Tripolifosfatos	Tratamiento de agua
Lavaplatos	Fibras aislantes	Vidrio de silicato soluble	Fabricación de papel
Jabones	Cristalería	Metasilicato de sodio	Fabricación de textiles
		Bicarbonato de sodio	Procesamiento de alimentos
		Pigmentos	Minería

Fuente: Quiminet

Por lo tanto, sabiendo que existe una diversidad de usos de este subproducto, abre la posibilidad de crear procesos de purificación y procesamiento del mismo.

1.4.3. Por su aspecto social

Porque más allá de las normas y reglamentos presentes en nuestro país, es una responsabilidad nuestra, con la sociedad y el ambiente, mantener el aire con un contenido equilibrado de dióxido de carbono. El dióxido de carbono es un asfixiante simple que actúa básicamente por desplazamiento del oxígeno y que a elevadas concentraciones (>30.000 ppm) puede causar dolor de cabeza, mareos, somnolencia y problemas respiratorios, dependiendo de la concentración y de la duración de la exposición. Es un componente del aire exterior en el que se encuentra habitualmente a niveles entre 300 y 400 ppm, pudiendo alcanzar en zonas urbanas valores de hasta 550 ppm [41]. En vista de lo anterior, el control de este gas pasó a ser un deber.

1.4.4. Por su aspecto tecnológico

Porque el presente trabajo proveerá nueva información acerca de los parámetros con los que se debe trabajar la absorción del dióxido de carbono.

En el presente trabajo damos a conocer el proceso sistemático y tecnológico que nos permite obtener los parámetros óptimos de trabajo con este gas.

II. MARCO TEÓRICO

A continuación se presentan los antecedentes que guardan relación directa o indirecta con el objeto de estudio de esta investigación.

2.1 Antecedentes del estudio

MISARI CUESTAS, MARLON Y ORIHUELA SOLIER, ELENA (2011).
Universidad Nacional del Centro – Perú, Evaluación del efecto del tipo de relleno (anillo raschig y montura berl de cerámico) sobre el factor de reacción en la absorción química del dióxido de carbono puro con hidróxido de sodio en la columna del LOPU-FIQ-UNCP. HUANCAYO – PERU.

El objetivo del proyecto fué evaluar el efecto del tipo de relleno (anillos Raschig y montura Berl de cerámica) sobre el factor de reacción en la absorción del dióxido de carbono puro en solución de hidróxido de sodio. Para lo cual, se empleó la columna de absorción de vidrio Pyrex instalado en el LOPU, utilizando dos tipos de relleno, anillos Raschig y monturas Berl de cerámica de 10 mm en la Unidad de No Metálicos de la FIQ, empleando los siguientes reactivos: solución de hidróxido de sodio a 0,15 N y 0,3 N, de CO₂ puro, ácido clorhídrico a 0,1N, fenolftaleína, hidróxido de sodio 0,02 N [22].

CUSI PALOMINO, ROSALIO (2006). Universidad Nacional San Luis Gonzaga de Ica – Perú, Eliminación del dióxido de carbono del gas natural por depuración húmeda empleando compuestos de sodio.

La presente tesis de maestría es un estudio teórico experimental, cuyo objetivo fundamental es lograr el endulzamiento del gas natural de Camisea, mediante la absorción química de este, empleando una solución de hidróxido de sodio cuya concentración es ligeramente superior a la cantidad estequiometría necesaria, para lograr la captación de la totalidad o casi la totalidad del dióxido de carbono. Para el caso concreto del gas natural de camisea, se requiere de 3,50 gramos de hidróxido de sodio diluido en 8 litros de agua destilada para captar el dióxido de carbono presente en el gas natural, que se hace burbujear en la columna depuradora a una velocidad de 16 litros por hora [8].

SILVESTRE ALBERO, JOAQUÍN; SILVESTRE ALBERO, ANA; CASCO, MIRIAN Y RODRIGUEZ REINOSO, FRANCISCO (2014). Universidad de Alicante – España, Retos actuales para la captura y almacenamiento de dióxido de carbono.

Una de la tecnologías más prometedoras para mitigar las grandes emisiones de dióxido de carbono a la atmósfera consiste en la captura selectiva de CO_2 en efluentes industriales de pre o post-combustión mediante el uso de materiales adsorbentes. Entre los materiales más prometedores para este fin se encuentran las zeolitas, los carbonos

activados y los materiales híbridos MOFs. Estos materiales se caracterizan por poseer una estructura porosa bien definida y desarrollada, la cual les confiere adsorción y selectividad a CO₂ [37].

SANTA CRUZ, WILBERTH GIBRÁN Y PACHO CARRILLO, JUAN DANIEL (2006), Optimización de una torre de absorción en una planta de endulzamiento de gas natural.

La aplicación de diferentes métodos de simulación y optimización permitió obtener condiciones óptimas de operación para la columna principal de un proceso de endulzamiento de gas amargo, buscando minimizar la cantidad de dietanolamina que se requieren para el proceso, lo cual significa un ahorro en los costos de operación de la torre. Estas condiciones se alcanzaron mediante la aplicación de diferentes estrategias de simulación y optimización. Estas estrategias y métodos fueron desarrolladas con la ayuda de simuladores comerciales (Aspen HYSYS 3.2 y PROII 7.0) como resultado de esta búsqueda determinaron que las condiciones óptimas fueron 26,6°C; 8066 KPa y 22829 m³/d de etanolamina [36].

GONZALES DÍAZ, ABIGAIL; FRANCO NAVA, JOSÉ MANUEL; PERALTA MARTÍNEZ, MARÍA V.; GONZALES SANTOLÓ, JOSÉ M.; FRANCO LÓPEZ, ROGELIO Y CARREÓN SILVA, RAMÓN (2010),

Estudio técnico del proceso de captura de dióxido de carbono con monoetanolamina para una planta termoeléctrica.

Los autores concluyeron: que la captura del proceso del dióxido de carbono postcombustión en una planta de potencia, puede ser una alternativa para reducir las emisiones del dióxido de carbono, para lo cual se llevó a cabo la simulación del proceso de captura de dióxido de carbono de los gases generados por una planta termoeléctrica de 350 MW, que utilizaron carbón como combustible. Para este proceso utilizaron dos columnas una de absorción en la cual ingresan los gases y el solvente y una segunda columna donde estos dos componentes se separan, también determinaron la importancia de la energía eléctrica la cual se pudo reducir al encontrar un solvente adecuado [15].

LEIVA MAS, JORGE; MARTÍNEZ NODAL, PASTORA DE LA C.; ESPERANZA PÉREZ, GUILLERMO; RODRÍGUEZ RICO, IVÁN Y GORDIS GARCÍA, CARLOS (2012), Absorción de hidrocarburos en columnas rellenas de bagazo.

Una solución sostenible, que consistió en la demostración que el bagazo de la caña de azúcar tiene potencialidades como sorbente de hidrocarburos a la granulometría estudiada (-2+1mm), proporcionando una solución tecnológica al tratamiento de las aguas oleosas generadas en estaciones de vapor mediante columnas empacadas con bagazo natural, donde las principales parámetros de operación de la columna de

absorción a escala piloto han sido calculados; altura de la columna 0,60m, caída de presión 1540 Pa, volumen de la cama $5,094 * 10^{-3}m^3$ y masa de bagazo 345g [20].

MORERO, BETZABET Y CAMPANELLA, ENRIQUE A. (2013). Universidad Nacional del Litoral – Argentina. Simulación del proceso de absorción química con soluciones de aminas para la purificación del biogás.

Consistió en el Análisis de la influencia de los principales parámetros de operación y de distintos tipos de aminas en la purificación de biogás, donde simularon un proceso convencional de absorción-desorción usando cuatro tipos de aminas (monoetanolamina, dietanolamina, diglicolamina y metildietanolamina) y dos mezclas de ellas. Para los cálculos se usó el simulador de procesos ProMax [24].

BARRIOS, ORIAN, BERROTERAN, PEDRO, DA SILVA, VÍCTOR ROCA, EFRAÍN (2011). Universidad de Carabobo - Venezuela. Simulación y control de una columna de absorción continua rellena con anillos tipo rasching a través del software SIMULATROL 6000.

Se evaluó el lenguaje de programación Delphi para la representación de un modelo matemático de una columna de absorción a escala piloto, modelo interno correspondiente al proceso de absorción en el Simulatrol 6000, quedando este como un recurso predeterminado en el software. Haciendo uso del mismo realizaron distintas pruebas de simulación de la torre y compararon con datos experimentales realizados a la torre existente en el LIP, obteniendo errores comprendidos entre 0% y 5%. De esta manera verificaron un correcto funcionamiento tanto para el modelo matemático como para el modelo del Simulatrol 6000 [2].

CHIA-CHANG, LIN Y CHING-RONG, CHU (2015). Chang Gung University – Taiwan. Mass transfer performance of rotating packed beds with blade packings in carbon dioxide absorption into sodium hydroxide solution.

Este estudio investigó el rendimiento de transferencia de masa del lecho empaquetado rotativo (RPB) con empaques de cuchillas en absorción de dióxido de carbono (CO_2) con hidróxido de sodio (NaOH). Los coeficientes volumétricos globales de transferencia de masa en fase gaseosa ($K_G a$) se compararon utilizando 1vol% CO_2 y 1mol / L de solución de NaOH para tres RPB con empaquetaduras de cuchillas con los efectos de velocidad de rotación, velocidad de flujo de gas y velocidad de flujo de líquido.

Como era de esperar, la velocidad de rotación afectó positivamente los valores de $K_G a$ para todos los RPB. Además, los resultados obtenidos indicaron que los valores de $K_G a$ aumentaron a medida que aumentaba el radio interior del lecho y se disminuyó el radio exterior del lecho. Además, los valores de $K_G a$ aumentaron con un aumento del flujo de líquido y un caudal de gas creciente para todos los RPB. Según la comparación con el RPB con empaques estructurados, el RPB con empaques de cuchillas tenía aplicabilidad en la eliminación de CO_2 del escape de gas [6].

DI SONG Y ROCHELLE, GARY (2016). University of Texas – EE.UU.
Reaction Kinetics of Carbon Dioxide and Hydroxide in Aqueous Glycerol.

La cinética de reacción de dióxido de carbono e hidróxido de sodio (nominalmente 0,1 N y 0,3 N) en glicerol acuoso se midió en una columna de pared húmeda (WVC) a 20°C , 30°C , y 40°C . Se añadió glicerol de 0 a 89% en peso para conseguir una viscosidad líquida (μl) de 0,89 - 65 cP. En comparación con la solución alcalina acuosa pura, la velocidad de absorción (kg^{-1}) aumentó inicialmente en un 30% y luego disminuyó rápidamente en un 75% con glicerol. Sobre la base de la medición de kg^{-1} , se desarrolló un modelo para calcular la constante de velocidad de reacción (k_{Alk}), que resultó de los efectos competidores de $\text{CO}_2 / \text{NaOH}$ (k_{OH^-}) y $\text{CO}_2 / \text{gliceróxido}$ (k_{Glycerol^-}). El k_{Glycerol^-} fue 6-7 veces más rápido que k_{OH^-} . La tendencia no monótona de kg^{-1} fue el efecto combinado de

k_{AIK} creciente y la difusividad (D_{CO_2}) disminuyó cuando aumentó el glicerol. El efecto de la alcalinidad el agotamiento en la interfase gas / líquido se ha incluido en el modelo cinético. El agotamiento promedio para NaOH 0,1 N es 4%, para agua y 20% para 89% en peso de glicerol. El agotamiento promedio fue inferior al 3% para NaOH 0,3 N. La adición de 0,05 N de sodio carbonato tiene un efecto insignificante sobre kg' [10].

ZHAO, YI; ZHANG, ZILI; QIAN, XINFENG Y HAN, YINGUANG (2014).
North China Electric Power University – China, Properties of carbon dioxide absorption and reduction by sodium borohydride under atmospheric pressure.

Se ha desarrollado un método innovador para reducir el dióxido de carbono en formiato en condiciones atmosféricas presión y temperatura ambiente, en la que se utilizó una solución de borohidruro sódico como agente reductor.

Los efectos de diversos factores sobre la reducción del dióxido de carbono fueron investigados experimentalmente, de los cuales, las condiciones experimentales óptimas se obtuvieron con 80% de contenido de etanol, 0,44 mol / L de concentración de borohidruro de sodio, 318 K de la temperatura de reacción y 9,0 del pH de la solución. Y el promedio la eficiencia de absorción de dióxido de carbono se alcanzó a aproximadamente 54,1%. Según los resultados del análisis de los productos, la comparación de los potenciales de los electrodos y las

referencias pertinentes, se determinó el formiato como principal producto de reducción; $[\text{BH}_i(\text{OH})_{4-i}]^{-1}$ ($i = 4, 3, 2, 1$) y $[\text{BH}_i(\text{HCO}_2)(\text{OH})_{3-i}]^{-1}$ ($i = 3, 2, 1, 0$) fueron considerados como los activos vitales intermedios para la reducción de dióxido de carbono. La termodinámica parámetros como la entalpía, la energía libre de Gibbs y la constante de equilibrio se calcularon -7.84×10^2 kJ/mol, -5.78×10^2 kJ/mol y 95.0, respectivamente, lo que indica que esta reducción fue factible en termodinámica. Mientras tanto, se investigó la cinética de la reducción del dióxido de carbono, de que, el orden de reacción de 1,03 y la energía de activación aparente de 11.1 kJ/mol se obtuvieron, respectivamente [44].

GONDAL, SHAHLA; ASIF, NAVEED; SVENDSEN, HALLVARD Y KNUUTILA, HANNA (2015). Norwegian University of Science and Technology – Noruega. Kinetics of the absorption of carbon dioxide into aqueous hydroxides of lithium, sodium and potassium and blends of hydroxides and carbonates.

En el presente trabajo de absorción de dióxido de carbón en hidroxuros acuosos ($0,01 - 2,0 \text{ kmol.m}^{-3}$) y compuestos de hidroxidos y carbonatos con concentraciones mezcladas ($1-3 \text{ kmol.m}^{-3}$) que contienen Li^+ , Na^+ y K^+ como cationes fueron estudiados en un contactor de cadena de discos (SDC) .El rango de temperatura fue $25-64 \text{ }^\circ\text{C}$ y la condición de que el CO_2

podría ser considerado como pseudo-primer orden. La dependencia de la constante de velocidad de reacción sobre temperatura y concentración / fuerza iónica y el efecto de contra iones fueron verificados para la reacción de CO_2 con iones hidroxilo en estas soluciones de electrolito

La constante de velocidad del segundo orden de dilución infinita K_{OH} se derivó como una función de temperatura de Arrhenius y la dependencia de fuerza iónica de la constante de velocidad de segundo orden, k_{OH} , fue validado por el ampliamente utilizado Pohorecki y Moniuk, modelo con parámetros reajustados [16].

PENDERS VAN ELK, NATHALIE; HAMBORG, ESPEN; HUTTENHUIS, PATRICK; FRADETTE, SYLVIE; CARLEY, JONATHAN Y VERSTEEG, GEERT (2013). University of Groningen – Holanda. Kinetics of absorption of carbon dioxide in aqueous amine and carbonate solutions with carbonic anhydrase.

En el presente trabajo la absorción de dióxido de carbono en N-metildietanolamina acuosa (MDEA) y se estudió carbonato de sodio acuoso con y sin anhidrasa carbónica (CA) en un contactor de célula agitada en el intervalo de temperatura 298-333 K. La CA estaba presente como enzima libre y se compara con la oportunidad de inmovilizar CA en partículas y en embalaje fijo. Sobre la base de los resultados obtenidos con MDEA y carbonato de sodio, se describen las cinéticas observadas

en función de la concentración de enzima libre. Estos resultados se incorporaron en el Procede Process Simulator para determinar los impactos del beneficio cinético de la CA en el tamaño del absorbedor comercial para la captura de dióxido de carbono de gases de combustión. Basándose en simulaciones realizadas, la CA en la solución de absorción puede proporcionar beneficios sustanciales para reducir el tamaño del absorbedor con estos disolventes normalmente cinéticamente limitados, pero eficientes energéticamente.

También se demostró que la CA inmovilizada en material de empaque fijo no es una opción viable para el uso de CA en un proceso de captura de dióxido de carbono [29].

2.2 Procesos de Separación

El proceso de separación en contracorriente puede definirse como un proceso en el que dos fases fluyen en contacto en contracorriente para producir un gradiente de concentración entre la entrada y la salida. El hecho dominante es el gradiente de concentración y el objetivo del proceso es alcanzar un cambio de concentración de uno o más componentes de la alimentación [25].

La separación de mezclas en componentes esencialmente puros es de capital importancia, la mayor parte del equipo de una planta química típica tiene como fin la purificación de materias primas, productos intermedios y

productos finales, mediante las operaciones de transferencia de materia en múltiple fase [17].

Las operaciones de separación son procesos de transferencia de materia entre fases debido a que implican la creación, mediante la adición de calor, como ocurre en destilación o de un agente material, como en absorción o extracción, de una segunda fase, y la subsiguiente separación selectiva de componentes químicos de la mezcla monofásica original por transferencia hacia la nueva fase creada [18].

2.3. Clasificación General de la Transferencia de Masa

El mecanismo de transferencia de masa, depende de la dinámica del sistema en que se lleva a cabo. Hay dos modos de transferencia de masa:

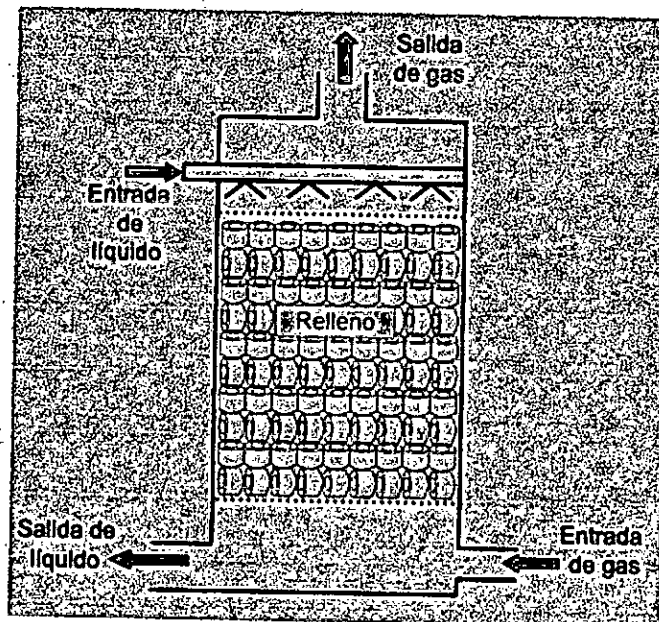
- **Molecular:** La masa puede transferirse por medio del movimiento molecular fortuito en los fluidos (movimiento individual de las moléculas), debido a una diferencia de concentraciones. La difusión molecular puede ocurrir en sistemas de fluidos estancados o en fluidos que se están moviendo [4].
- **Convectiva:** La masa puede transferirse debido al movimiento global del fluido. Puede ocurrir que el movimiento se efectúe en régimen laminar o turbulento. El flujo turbulento resulta del movimiento de grandes grupos de moléculas y es influenciado por las características dinámicas del flujo. Tales como densidad, viscosidad, etc [4].

Usualmente, ambos mecanismos actúan simultáneamente. Sin embargo, uno puede ser cuantitativamente dominante y por lo tanto, para el análisis de un problema en particular, es necesario considerar solo a dicho mecanismo. La transferencia de masa en sólidos porosos, líquidos y gases sigue el principio, descrito por la ley de Fick [4].

2.4 Absorción

Es la operación unitaria en la que se eliminan una o más componentes de una corriente de gas al ser tomados, o absorbidos, por un líquido no volátil (solvente).

Figura 2.1
Principio de la absorción de gases



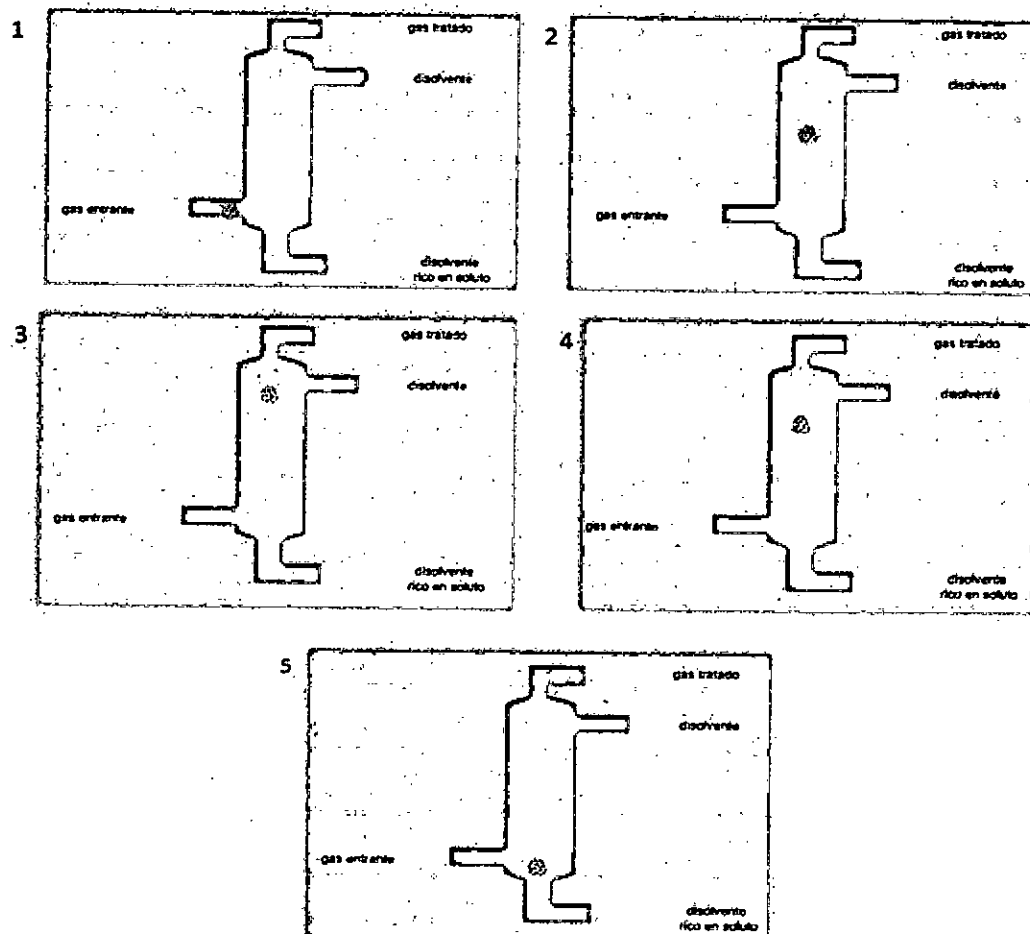
Fuente: Slideplayer

En este caso (figuras 2.1 y 2.2), el solvente líquido debe agregarse como agente separador. La absorción es uno de los métodos para eliminar el dióxido de carbono en el gas natural y en los gases de combustión, para

que el dióxido de carbono no ingrese a la atmósfera y contribuya al calentamiento global [38].

Figura 2.2

Principio de la absorción de gases paso a paso



Fuente: Moreno (2013)

En una torre de absorción la corriente de gas entrante a la columna circula en contracorriente con el líquido. El gas asciende como consecuencia de la diferencia de presión entre la entrada y la salida de la columna. El contacto entre las dos fases produce la transferencia del soluto de la fase gaseosa a la fase líquida, debido a que el soluto presenta una mayor afinidad por el disolvente. Se busca que este contacto entre ambas corrientes sea el máximo posible, así como que el tiempo de residencia

sea suficiente para que el soluto pueda pasar en su mayor parte de una fase a otra [32].

La absorción puede ser física o química. En el caso de la absorción física, el gas se elimina por tener mayor solubilidad en el solvente que otros gases. Un ejemplo es la eliminación, con un aceite pesado, de butano y pentano de una mezcla gaseosa de refinería. En la absorción química el gas que se va a eliminar reacciona con el solvente y queda en solución. Un ejemplo es la eliminación de CO_2 y H_2S por reacción con NaOH , o con monoetanolamina (MEA). Para las reacciones irreversibles, el líquido que resulta debe desecharse, mientras que en las reacciones reversibles el solvente se puede regenerar (en columnas de agotamiento o de destilación) [38].

En casos típicos, la absorción química tiene una relación de equilibrio muchos más favorable que la absorción física (la solubilidad de la mayor parte de los gases suele ser muy pequeña) por lo que con frecuencia se prefiere la absorción química.

Todos los procesos de absorción incluyen los siguientes pasos básicos:

- El gas y líquido se llevan simultáneamente a un equipo de separación (torre empacada).
- El contacto se prolonga hasta aproximarse al equilibrio.
- Las fases gaseosas y líquidas se separan.

El componente deseado se transfiere desde el gas hasta el líquido a una tasa que depende de su concentración en el gas y el líquido, además de los coeficientes de transferencia de masa de cada fase, de la solubilidad del material en el líquido y del área interfacial que ha sido aprovechable en el contactor [21].

2.5 Columna de absorción de gases

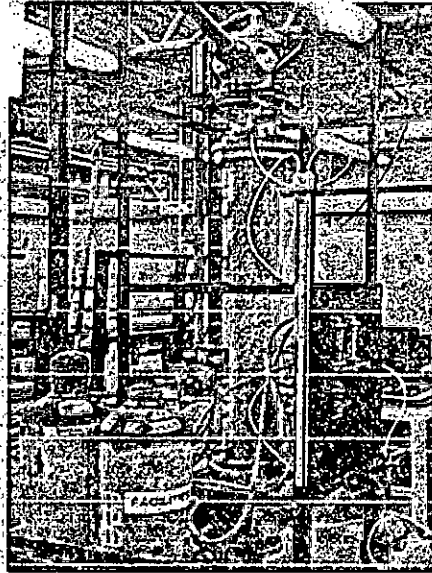
Equipo de forma cilíndrica que en su interior tiene relleno cuyo objetivo es maximizar el área de contacto entre el gas y el líquido que permite determinar los procesos hidrodinámicos y termodinámicos (figura 2.3) [33].

El comportamiento de una columna de absorción es similar a la mitad superior de una columna de destilación convencional, por lo cual no existe reboiler [1].

La alimentación para la fase vapor ingresa por el fondo, y el gas efluente sale por la cima. El líquido entra a la columna, el cual puede ser disolvente puro o una solución diluida del soluto en el disolvente, se reparten sobre el relleno mediante un distribuidor y en la operación ideal, moja uniformemente la superficie del relleno. El gas que tiene el soluto, o gas rico, entra en la cámara de distribución situada debajo del relleno y asciende a través de los empaques de relleno favoreciendo el íntimo contacto entre las fases, como se muestra en la figura 2.4. El soluto contenido en el gas rico, es absorbido por el líquido fresco que entra en la torre, y sale agotado por la parte superior. El líquido se enriquece en

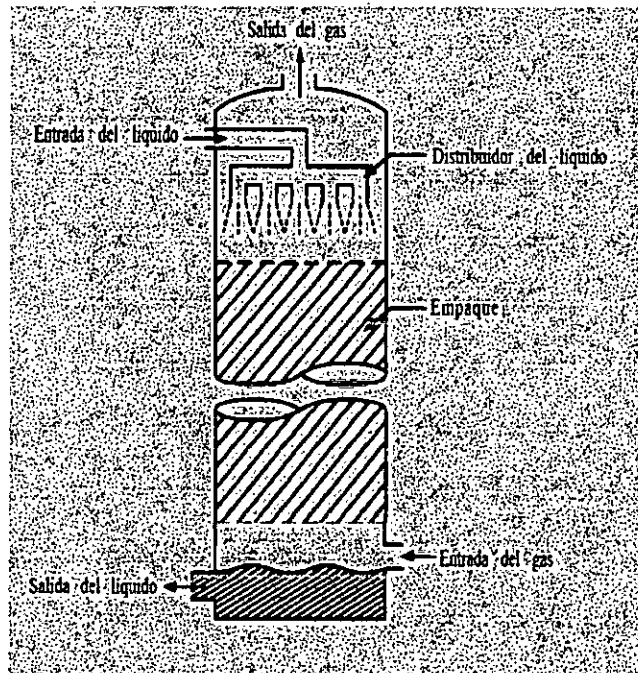
soluto a media que desciende por la torre y sale por la parte inferior formando una solución concentrada [14].

Figura 2.3
Torre de relleno



Fuente: New Mexico State University [26]

Figura 2.4
Partes de la torre de relleno



Fuente: Geankoplis (1982)

Para favorecer la absorción la temperatura del absorbente debe mantenerse tan baja como sea posible. Por la misma razón la presión debe ser mantenida tan alta como sea posible [1].

2.5.1 Propiedades de las torres de relleno

Las propiedades que debe poseer una torre de relleno son las siguientes:

- **Bajo peso por unidad de volumen:** esto afecta no solamente al peso que ha de soportar la torre, sino también al proyecto de la envolvente de la torre. Un relleno que se vacía en la torre al azar, puede ejercer un empuje local sobre las paredes, y si el relleno tiene un alto peso unitario, esto puede afectar al coste de la construcción de la torre [19].
- **Gran superficie activa por unidad de volumen.**
- **Gran sección transversal libre:** esto tiene importancia porque afecta a la pérdida de carga por fricción a través de la torre y por consiguiente a la potencia necesaria para hacer circular el gas, también una pequeña sección transversal libre, significa una velocidad elevada para una cantidad dada de gas y por encima de ciertas velocidades libres existe tendencia a soplar el líquido fuera de la torre [19].
- **Gran volumen libre:** en algunos casos, tal como la absorción de dióxido de nitrógeno en que hay que prevenir cierto tiempo para que se verifiquen las reacciones en la fase gaseosa, este apartado puede tener gran importancia [19].

- **Pequeño peso del líquido retenido:** esto generalmente, es una ventaja, puesto que disminuye la carga sobre la torre tan rápidamente como es posible. En algunos casos puede ser una gran desventaja, especialmente cuando la reacción entre el líquido y el gas es lenta, o cuando la solubilidad del gas en el líquido no es grande. En torres acidas es de desear tener pequeña cantidad de líquido retenido para disminuir el peligro de accidentes cuando la torre se vacía [19].

2.6 Selección del empaque

A continuación se presenta una lista de criterios a considerar en la evaluación y selección de empaques [19]:

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

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

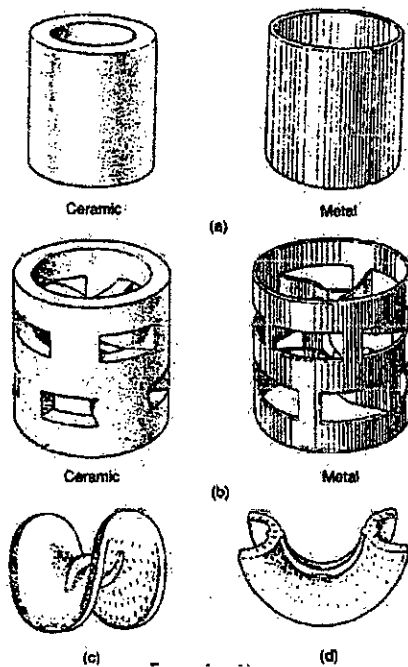
En la figura 2.5 se muestran los tipos de empaque más usuales, que simplemente se introducen en la torre sin ningún orden. Estos empaques y otros rellenos comunes se pueden obtener comercialmente en tamaños de 3 mm hasta unos 75 mm. La mayoría de los empaques para torres están contruidos con materiales inertes y económicos tales como arcilla, porcelana o grafito.

Figura 2.5

Empaques de torres típicos

a) Anillos Raschig, b) Anillos Pall c) Sillas de Berl, d) Monturas

Intalox

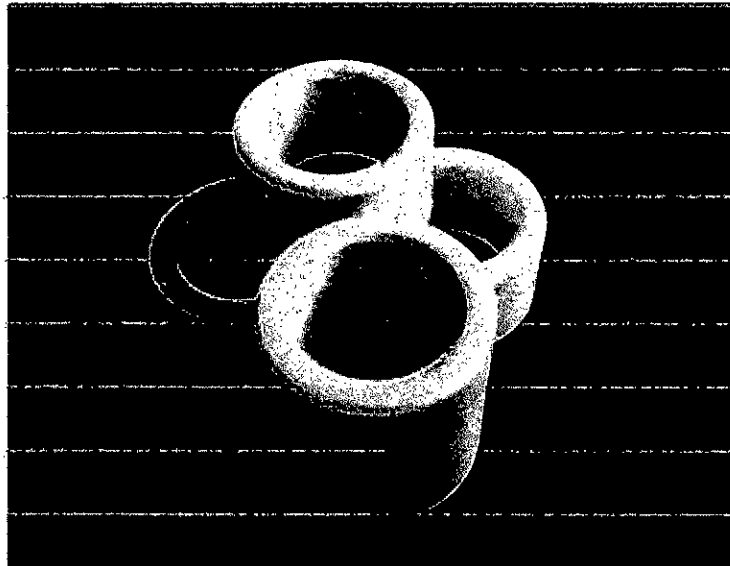


Fuente: Chemalone

Se han desarrollado muchos tipos diferentes de rellenos para torres. Estos empaques y otros rellenos comunes se pueden obtener comercialmente en tamaños de 3 mm hasta unos 75 mm. La mayoría de los empaques para torres están contruidos con materiales inertes y económicos tales como arcilla, porcelana o grafito. La característica de un buen empaque es la de tener una gran proporción de espacios vacíos entre el orden del 60 y el 90%. El relleno permite que volúmenes relativamente grandes del líquido pasen a contracorriente con respecto al

gas que fluye a través de las aberturas, con caídas de presión del gas relativamente bajas [32].

Figura 2.6
Empaques de torres típicos



Fuente: Topack Ceramics

Anillos Raschig: son el tipo de relleno más antiguo (data de 1915) y todavía están en uso (figura 2.6), son bastante empleados en las industrias, debido a su bajo costo. El espesor de la pared de los anillos Raschig es un factor importante, porque a medida que éste se adelgaza, la resistencia mecánica disminuye. Un espesor mayor dará como resultado un aumento en la caída de presión, un espacio libre menor, y finalmente un área reducida de superficie. Los mejores resultados se obtienen cuando las paredes son delgadas. El diámetro y altura de los anillos Raschig son iguales, pudiéndose fabricar en vidrio, porcelana, arcillas, carbón o metales [22].

2.7 Distribuidores de líquido

La distribución uniforme del líquido en la cima de la torre es esencial para operación eficiente. Por lo tanto, los distribuidores de líquido son claves en el diseño de cualquier columna empacada [39].

Un distribuidor de líquido debe proporcionar [27]:

- Distribución uniforme del líquido.
- Resistencia a la obstrucción o taponamiento.
- Gran flexibilidad a la variación de flujos.
- Baja caída de presión.
- Mínima altura para permitir mayor espacio para el lecho.
- Capacidad para mezclar el líquido a distribuir.
- La distribución perfecta del líquido puede definirse como la provisión de líquido a igual velocidad por unidad de área de superficie del lecho. El líquido puede aplicarse mediante rociadores (spray), rebosaderos u orificios, a presión o por gravedad.
- Los rociadores pueden humedecer totalmente la superficie del empaque, pero la variación de flujo punto a punto es muy alta. Los distribuidores de rebosadero proveen corrientes discretas de igual flujo, pero es difícil controlar las variaciones en la carga. Al igual que los distribuidores de rebosadero, los de tipo orificio proveen corrientes discretas de líquido dirigidas directamente al empaque. Para asegurar una perfecta distribución se requeriría un número infinito de corrientes; sin embargo, por ejemplo, en el caso de los

distribuidores tipo orificio, el tamaño de orificio, los riegos de obstrucción y consideraciones de carácter mecánico restringen su número.

En general una columna empacada consta de varias secciones de empaque, tanto para introducir y retirar corrientes intermedias, como para redistribuir las corrientes internas. Para lograr la distribución del líquido que ingresa en puntos intermedios de la columna y redistribuir las corrientes líquidas internas se incorporan redistribuidores de líquido entre lechos. Los redistribuidores presentan el mismo diseño mecánico que los distribuidores, pero adicionalmente incluyen elevadores semicubiertos (chimeneas) para el gas y, en algunos casos, limpia paredes para redireccionar el líquido que desciende sobre la superficie de la carcasa [9].

2.8 Sistema de Alimentación

Lograr el desempeño deseado de una torre requiere el manejo apropiado de todas las corrientes que ingresan a la columna. La alimentación puede clasificarse en cuatro categorías principales [27]:

- Sólo líquido, cuando contiene menos del 1% de vapor, en volumen.
- Líquido y vapor sobre el lecho.
- Sólo gas debajo de un lecho.
- Retorno de un rehervidor.

Los criterios empleados en el diseño y selección del sistema de alimentación para cada categoría son diferentes.

La selección de los alimentadores de sólo líquido, los cuales actúan como pre distribuidores, depende del tipo de distribuidor y de la variación de flujo requerida [23].

Para alimentadores de mezclas líquido-vapor la selección depende del tipo de distribuidor de líquido debajo de la alimentación, las velocidades de flujo, el tipo de alimento, la altura del lecho empacado requerido para la separación de las fases y el mezclado de éstas con las corrientes que internamente ascienden o descienden [23].

Para la selección de alimentadores de gas o vapor es indispensable tener en cuenta dos factores: la energía cinética y la composición del gas que ingresa. La energía cinética se considera en relación con la caída de presión en el lecho, la disposición de la boquilla de entrada y la separación requerida. La composición de gas es importante cuando ingresa entre dos lechos, caso en el cual debe garantizarse una mezcla adecuada con la corriente interna de gas.

Para el retorno de rehervidores es necesario considerar, adicionalmente a los factores para la alimentación de sólo gas, el tipo de distribuidor [23].

2.9 Diseño de columna de relleno

Las columnas empacadas son junto con los platos, los equipos de transferencia más empleados en la industria de transformación físico-química. Inicialmente su uso estaba restringido casi exclusivamente a

laboratorios, plantas piloto y columnas industriales de diámetro pequeño o servicios con requerimientos de muy baja caída de presión y alta resistencia a la corrosión. Sin embargo, hoy día su aplicación se considera en todas las operaciones que implican transferencia de masa y de calor y requieren el contacto directo entre las fases [13].

Una columna de relleno consiste en una coraza cilíndrica, o columna, equipada con sistemas de alimentación y distribución de las fases, así como con dispositivos para la salida, en el fondo y en el tope. Cuenta con un lecho de sólidos inertes que constituye el empaque. El fluido menos denso, usualmente un gas o vapor, ingresa por el fondo de la columna y asciende a través del área transversal libre, en tanto que el fluido más denso se dirige hacia abajo desde de la cima de la torre [23].

Se tiene en cuenta las siguientes etapas para el diseño de la columna de relleno:

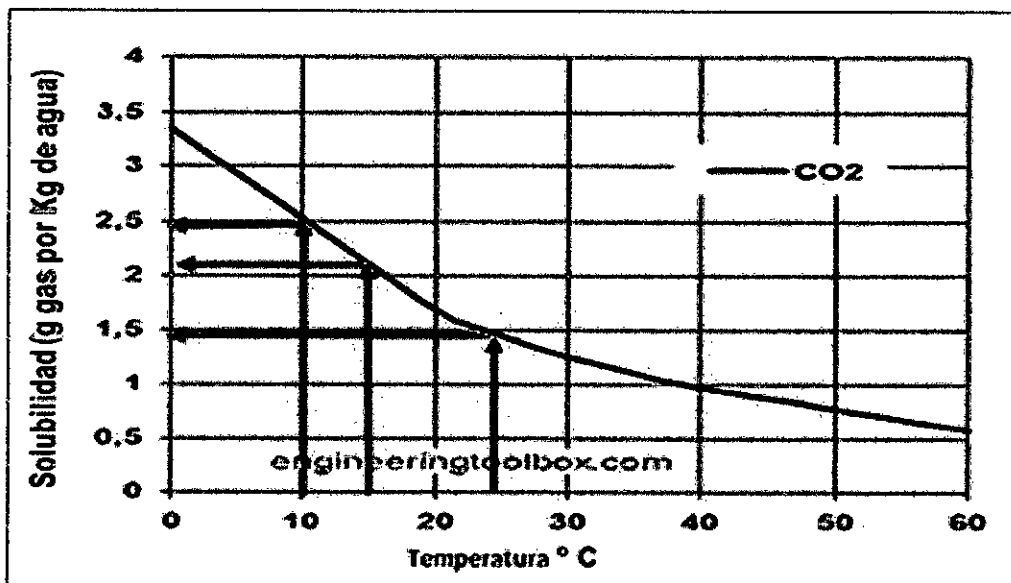
- Seleccionar el tipo y tamaño de relleno
- Determinar el tamaño del diámetro de la columna (capacidad) necesaria en función de los flujos de líquido y vapor.
- Determinar la altura de la columna que se necesita para llevar a cabo la separación específica.
- Seleccionar y diseñar los dispositivos interiores de la columna; distribuidor del líquido de alimentación, redistribuidores de líquido, platos de soporte y de inyección del gas y platos de sujeción.

2.10 Efecto de la temperatura

Una de las consideraciones más importantes en el diseño de las columnas de absorción gas-líquido se refiere a la posible variación de la temperatura a lo largo de la columna, debido a efectos térmicos, pues la solubilidad del gas a absorber, normalmente, depende fuertemente de la temperatura [28], como se muestra en la figura 2.7 y 2.8.

Figura 2.7

Efecto de la solubilidad del CO₂ con la variación de la temperatura



Fuente: Engineering Toolbox

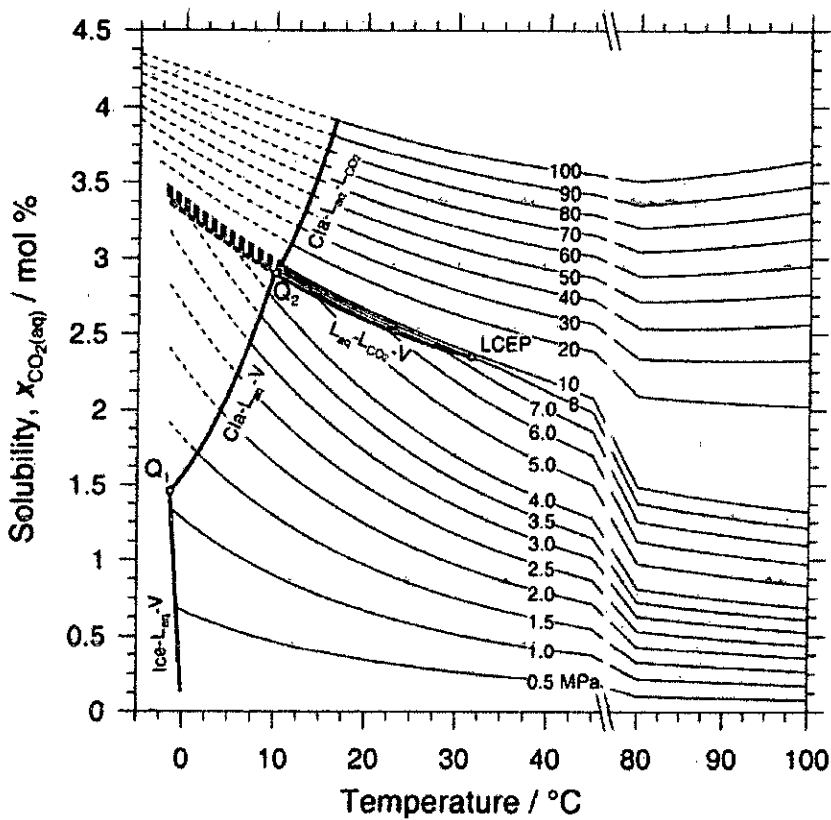
Los efectos térmicos que pueden producir variaciones de la temperatura a lo largo de una columna de absorción se deben a [28]:

- El calor de disolución del soluto (incluyendo calor de condensación, calor de mezcla y calor de reacción), que puede dar lugar a una evaluación de la temperatura del líquido.

- El calor de vaporización o condensación del disolvente.
- El intercambio de calor sensible entre las fases gas- líquido.
- La pérdida de calor sensible desde los fluidos hacia los dispositivos de enfriamiento interiores o exteriores o a la atmosfera a través de la pared de la columna.

Figura 2.8

Efecto de la solubilidad del CO₂ con la variación de la temperatura y presión



Fuente: Diamond (2003)

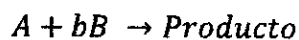
La razón entre caudales de líquido y gas, L/G puede tener una influencia significativa en el desarrollo de los perfiles de temperatura en una

columna de absorción. Valores elevados de L/G tienden a producir perfiles de temperatura menos desarrollados, debido a la elevada capacidad calorífica de la fase líquida. A medida que disminuye el valor de L/G, la concentración de soluto tiende a aumentar en la parte superior de la columna y el punto de máxima temperatura tiende a desplazarse hacia arriba en la columna, hasta que el máximo de temperatura tiene lugar solamente en el lugar más elevado [5].

2.11 Transferencia de masa con reacción química

No es raro que en las operaciones de absorción de gas se emplee un disolvente que reacciona con el soluto que se absorbe desde la fase gaseosa. El propósito de esta práctica es promover la tasa de eliminación de solutos y mejorar la eficiencia de absorción de gas [3].

El tipo de sistema químico que ha recibido la mayor atención, es la reacción en la cual el gas disuelto es sometido a una reacción irreversible de segundo grado con un reactante disuelto en líquido. Esta interacción representada por la estequiometría:



En la que las velocidades de reacción pueden aproximarse por:

$$r_A = -K C_A C_B$$

$$r_B = b r_A$$

Un análisis de los procesos de difusión para la fase líquida conducen a las siguientes relaciones:

$$D_A \frac{\partial^2 C_A}{\partial z^2} = \frac{\partial C_A}{\partial t} + K C_A C_B$$

$$D_B \frac{\partial^2 C_B}{\partial z^2} = \frac{\partial C_B}{\partial t} + bK C_A C_B$$

La solución del grupo de ecuaciones anteriores depende de las condiciones de contorno aplicadas, y se supone que el proceso de contacto interfacial sigue el modelo de la película, penetración, renovación de superficie o algún otro. Los modelos también desprecian los efectos del calor, la transferencia convectiva de la fase gaseosa y el movimiento de seno del fluido [22]. Debido que las ecuaciones son ecuaciones no lineales y acopladas es imposible obtener una solución analítica exacta. Sin embargo, se han desarrollado varias soluciones analíticas aproximadas. La solución que con más frecuencia se refiere a la literatura, es la de Van Krevelen-Hoftijzer, quienes usaron el modelo de la película en estado estacionario, lo que les permitió despreciar los términos dependientes del tiempo, de modo que se reducen a:

$$D_A \frac{\partial^2 C_A}{\partial z^2} = K C_A C_B$$

$$D_B \frac{\partial^2 C_B}{\partial z^2} = bK C_A C_B$$

En el caso de una reacción de primer orden que tiene lugar en el líquido, lo que es lo suficientemente rápido para hacer que la concentración del reactivo a cero dentro de una distancia relativamente corta de la interfaz,

es decir, dentro de lo que se considera convencionalmente como una película líquida.

Las condiciones de contorno en la interface gas-líquido para este caso son:

$$Z = 0, \quad C_A = C_{Ai}$$

$$Z = 0, \quad \frac{dC_{BL}}{dZ} = 0$$

En el borde interno de la película ($z = L$), la condición de contorno es:

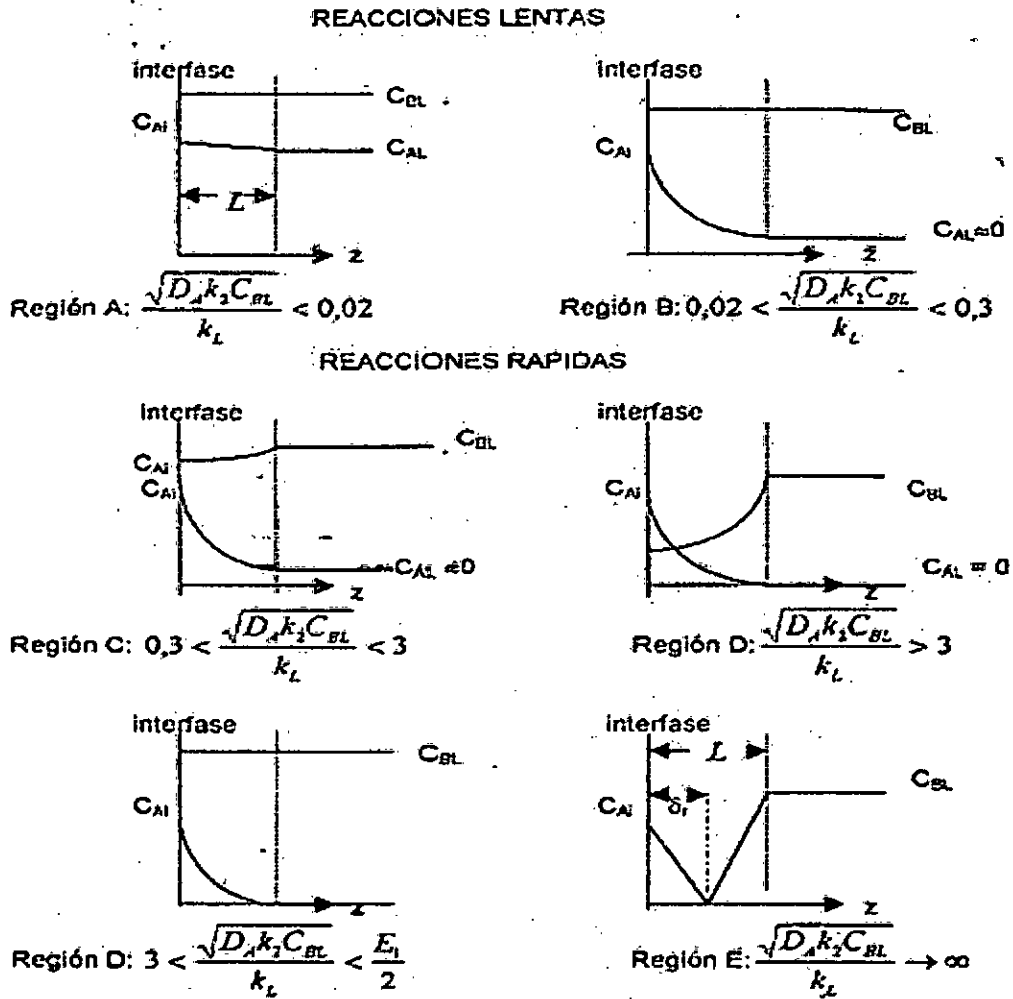
$$Z = L, \quad C_A = C_{AL}$$

$$Z = L, \quad C_B = C_{BL}$$

Las formas más comunes de la solución del sistema detallado como una distribución de concentraciones, que dependen de la velocidad de reacción como se muestra en la figura 2.9.

Figura 2.9

Perfil de concentraciones en función de la velocidad de reacción



Fuente: Geankoplis (1982)

La reacción entre el soluto absorbido y un reactivo produce dos hechos favorables a la rapidez de la absorción: el aumento de la capacidad de adsorción del líquido respecto al componente gaseoso, y el aumento de la velocidad global del proceso [35].

Las instalaciones utilizadas son las columnas de absorción con un lecho fijo de relleno o torre empacada. Al existir el contacto directo entre el gas y el líquido, se puede beneficiar en el enfriamiento del gas caliente. En las

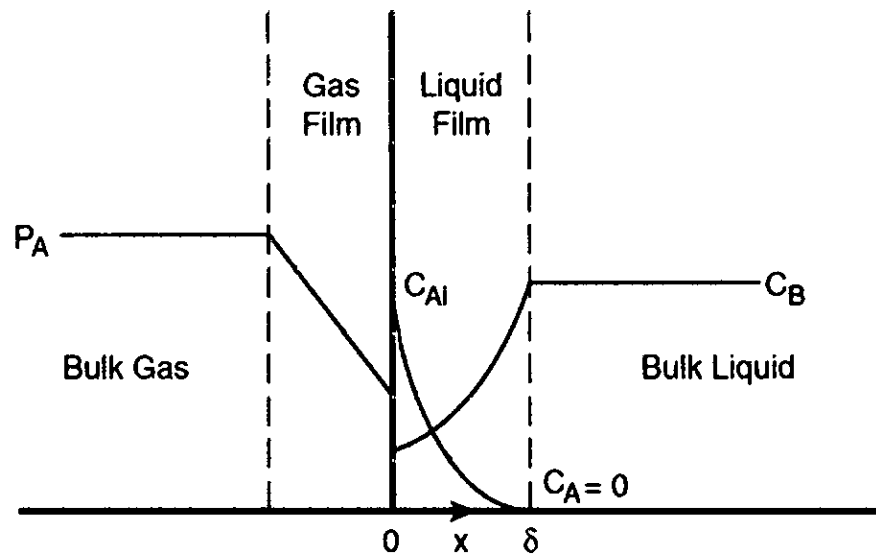
torres empacadas y de aspersion en contracorriente, los fluidos están en contacto continuos durante su trayectoria a través de la torre. Por lo tanto, en una torre empacada las composiciones del gas y el líquido cambian continuamente con la altura del relleno. La caída de presión para la fase gaseosa es relativamente baja en comparación de otros tipos de columnas, por lo que las torres de relleno son muy adecuadas para tratar caudales elevados de gas y en procesos de baja presión, proporcionan una baja retención, lo cual es importante cuando el líquido se deteriora a altas temperaturas [35].

2.11.1 Teoría de la doble capa

Describe la transferencia de masa entre una fase gaseosa y una fase líquida que se encuentran en contacto, con base en la suposición de resistencias en serie a través de dos capas límite (una en cada fase) [40]. Observamos aquí que debido a la reacción rápida en la película líquida (figura 2.10), los perfiles son altamente no lineales y ya no pueden ser aproximados por una fuerza de accionamiento lineal. Debemos recurrir a un balance total de masa difusional. Aquí de nuevo, como en el caso de la partícula de catalizador, el perfil de concentración resultante no proporciona información de interés inmediato, y se traduce en cambio en una cantidad de mayor utilidad de ingeniería [3].

Figura 2.10

Perfil de concentración en una reacción líquido-gas



Fuente: Basmadjian (2005)

La cantidad en cuestión es el denominado factor de mejora (E_h), que se define como la relación de transferencia de masa con reacción a la velocidad de transferencia de masa sin reacción. En contraste con el factor de efectividad del catalizador, el valor de E está por encima y no por debajo de la unidad. Esto se debe a que la reacción elimina continuamente el reactivo, agudizando así su gradiente y, en consecuencia, aumentando la velocidad de transferencia de masa [3].

La teoría, en general se basa en los siguientes postulados:

- a. La resistencia a la transferencia reside en la existencia de dos películas muy delgadas a ambos lados de la interfase, una por cada fase. Este proceso es lento, ya que la difusión a través de las películas tiene lugar por difusión molecular. En el resto de la masa existe agitación, que produce un movimiento, lo que provoca

difusión por turbulencia, originándose un flujo de materia mayor o menor. El gradiente de concentración es lineal a cada una de las películas y nulo fuera de ellas [30].

b. Las fases se encuentran en equilibrio con la interfase [30].

2.12 Planteamiento del modelo cinético

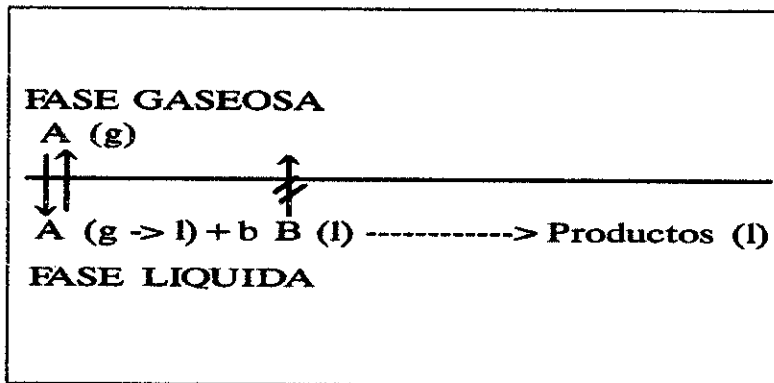
Para las reacciones fluido-fluido:

Para eliminar productos indeseados de corrientes gaseosas con disolventes líquidos, asumimos el siguiente esquema para el análisis.

Esquema del modelo heterogéneo gas-líquido:

Figura 2.11

Esquema del modelo heterogéneo gas-líquido



Fuente: Jarabo Friedrich (2000)

Condiciones asumidas para el análisis:

- Reactivo A en una fase gaseosa
- Reactivo B en una fase líquida
- Reactivo A gaseoso es soluble en el líquido

- Reactivo B no es soluble en el gas (no volátil, presión de vapor muy baja)
- Reacción entre A y B se produce sólo en la fase líquida
- Reacción irreversible y de segundo orden ($-r_A = k C_A C_B$):

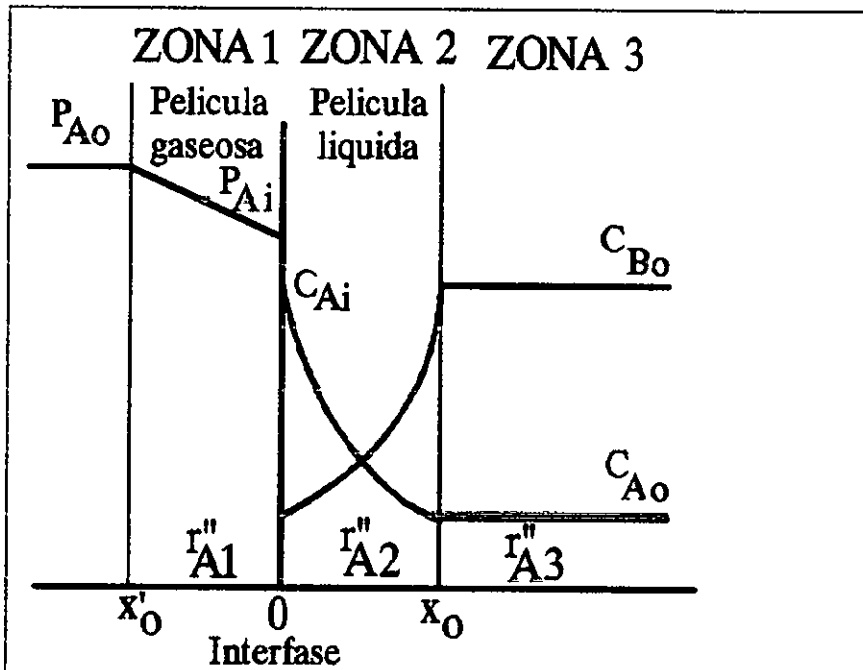
Interfase gas-líquido: a ambos lados se forma una película laminar en la que se produce el transporte de materia ("teoría de la película").

Reacción química provoca una modificación en los perfiles de concentración e incremento en la velocidad global respecto al proceso sólo físico.

Los perfiles de concentración se distinguen de tres zonas

Figura 2.12

Perfiles de concentración



Fuente: Jarabo Friedrich (2000)

Zona 1: sólo existe transporte de materia; velocidad global:

$$(-r_{A1}') = K_g a (P_{A0} - P_{A1}) = \frac{P_{A0} - P_{A1}}{\frac{1}{K_g a}}$$

Zona 2: transporte de materia y reacción química simultánea; velocidad global:

$$(-r_{A2}'') = K_f a E (C_{Af} - C_{A0}) = \frac{C_{Af} - C_{A0}}{\frac{1}{K_f a E}}$$

E: "factor de aceleración química": factor de incremento de la absorción debido a la reacción química en la película líquida (cociente entre la velocidad de transporte de A con reacción química y la velocidad de transporte de A con sólo transporte de materia, para la misma fuerza impulsora):

$$E = \frac{(r_{A2}'')_{RQ}}{(r_{A1}')_{ABS}}$$

Zona 3: sólo reacción química; velocidad global:

$$(-r_{A3}''') = K \beta C_{A0} C_{B0} = \frac{C_{A0}}{\frac{1}{K \beta C_{B0}}}$$

β : "retención líquida" ("holdup"): volumen de líquido retenido por unidad de volumen de reactor

Resistencias en serie de las tres zonas

Flujo continuo y estacionario

Ley de Henry ($P_A = H C_A$)

$$(-r_{A1}') = \frac{P_{A0} - HC_{A1}}{\frac{1}{K_g a}} = \frac{H(C_{Af} - C_{A0})}{\frac{H}{K_f a E}} = \frac{HC_{A0}}{\frac{H}{K\beta C_{B0}}}$$

Sumando numeradores y denominadores:

$$(-r_{A1}') = \frac{P_{A0}}{\frac{1}{K_g a} + \frac{H}{K_f a E} + \frac{H}{K\beta C_{B0}}}$$

Conclusión similar: aplicación de las ecuaciones de continuidad bajo las hipótesis de la teoría de la película para la cinética en estudio:

$$D_A \frac{\partial^2 C_A}{\partial x^2} = K C_A C_B$$

$$D_B \frac{\partial^2 C_B}{\partial x^2} = bK C_A C_B$$

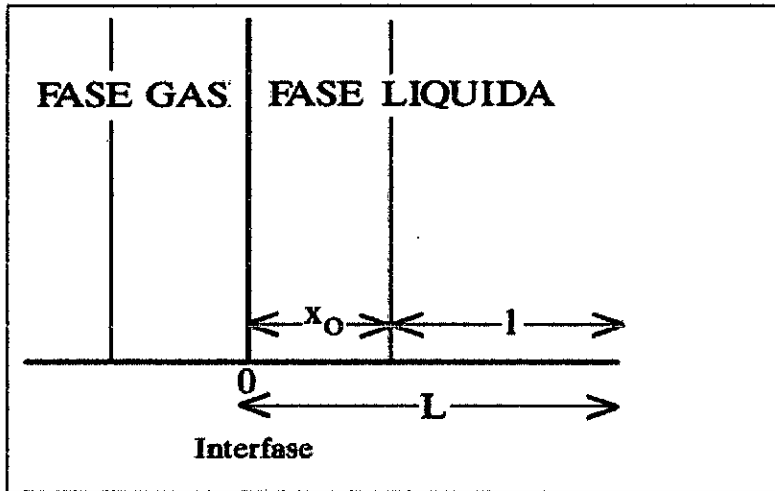
Condiciones límites:

$$x = 0, \quad C_A = C_{Af} \quad \frac{dC_B}{dx} = 0$$

$$x = x_0 \quad D_A \frac{dC_A}{dx} = K C_{A0} C_{B0} \left(\frac{\beta}{a} - x_0 \right) \quad C_B = C_{B0}$$

Análisis de la segunda condición límite:

Figura 2.13



Coordenadas espaciales de la fase líquida

Fuente: Jarabo Friedrich (2000)

En el seno de la fase líquida no existe difusión pero sí reacción química:

Caudal de A a través de la interfase igual al que reacciona en el seno del líquido:

$$D_A \frac{dC_A}{dx} S_{int} = K C_{A0} C_{B0} S_{int} l$$

$$l = L - X_0$$

$$L = \frac{\beta}{a} = \frac{\text{volumen de liquido}}{\text{por unidad de volumen de reactor}} \cdot \frac{\text{superficie interfacial}}{\text{por unidad de volumen de reactor}} \left[\frac{m^3/m^3}{m^2/m^3} \right]$$

La ecuación quedaría expresada de la siguiente manera:

$$D_A \frac{dC_A}{dx} = K C_{A0} C_{B0} \left(\frac{\beta}{a} - x_0 \right)$$

Regímenes de reacción: módulo de Hatta

Varios regímenes de reacción (comportamientos del sistema) según la importancia relativa de los fenómenos en cada una de las zonas: diferentes perfiles de concentración. Perfiles de concentración expresados en función de un módulo adimensional: "Módulo de Hatta", (Ha): relación entre la reacción química y el proceso difusivo

$$Ha^2 = \left[\frac{\text{máxima conversión debido a la reacción química}}{\text{máxima difusión}} \right]_{\text{película}}$$

Para una cinética de segundo orden:

$$Ha^2 = \frac{KC_{A1}C_{B0}X_0}{D_A \frac{C_{A1}-0}{X_0}} = \frac{K}{D_A} X_0^2 C_{B0}$$

De la teoría de la película:

$$X_0 = \frac{D_A}{k_f}$$

Por lo tanto

$$Ha^2 = \frac{D_A K C_{B0}}{k_f^2}$$

Reordenando tenemos:

$$Ha = \frac{1}{k_f} \sqrt{k D_A C_{B0}}$$

Estudio de regímenes de reacción más representativos en reacciones heterogéneas gas-líquido:

Obtención de la ecuación de velocidad:

Reacciones Rápidas ($Ha > 3$)

El reactivo gaseoso A se agota en la película líquida ($C_{Ao} = 0$): $Ha > 3$

Simplificación de la ecuación general

$$(-r_{A1}) = \frac{P_{Ao}}{\frac{1}{K_g a} + \frac{H}{K_f a E}}$$

Necesario conocer el valor de E (función del régimen de reacción):

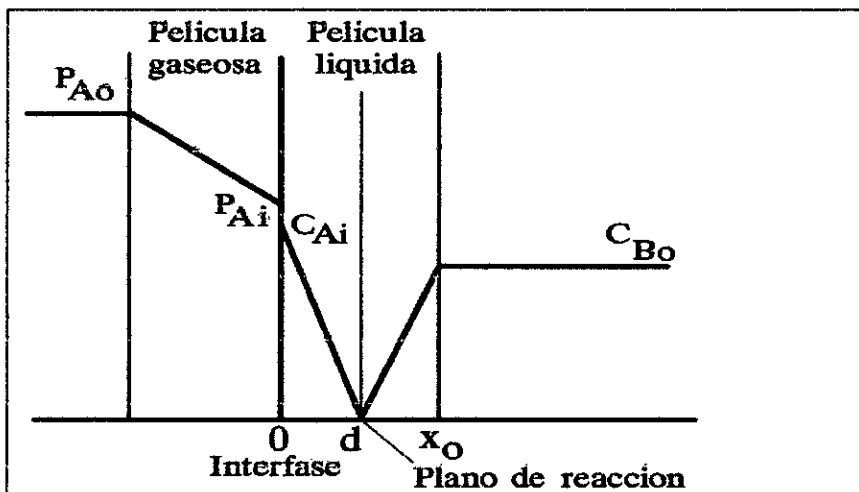
Estudio de casos límites: " Reacción instantánea " Reacción de pseudo-primer orden

Caso Límite: Reacción Instantánea ($Ha > 3$; $Ha > 5 Ei$; $E = Ei$)

A y B no coexistirán en ningún punto de la película líquida. Perfiles de concentración mostrados en la Figura

Figura 2.14

Perfil de concentración de la reacción instantánea



Fuente: Jarabo Friedrich (2000)

d: distancia a la que está situado el llamado "plano de reacción".
Densidades de flujo, r_i ($\text{mol}/\text{m}^2 \text{ s}$):

$$b r'_A = -r'_B$$

O bien

$$bD_A \frac{C_{Af} - 0}{d} = D_B \frac{C_{Bo} - 0}{X_0 - d}$$

De donde:

$$d = \frac{X_0}{1 + \frac{D_B C_{Bo}}{D_A b C_{Af}}}$$

Velocidad global volumétrica (teoría de la película)

$$-r_A'' = K_f a C_{Af} \left[1 + \frac{D_B C_{Bo}}{D_A b C_{Af}} \right]$$

Si la resistencia ofrecida por la fase gaseosa fuese despreciable ($P_{A0} = P_{Ai}$), queda:

$$-r_A'' = \frac{P_{Af}}{\frac{H}{K_f a E}} = k_f a E C_{Af}$$

Comparando

$$E = 1 + \frac{D_B C_{Bo}}{D_A b C_{Af}} = E_f$$

Ei: factor de aceleración (adimensional) "factor de aceleración instantánea" Cuando se opera a concentraciones altas del reactivo líquido y a presiones parciales muy bajas del reactivo gaseoso

$$D_B C_{Bo} \gg D_A b C_{Af}$$

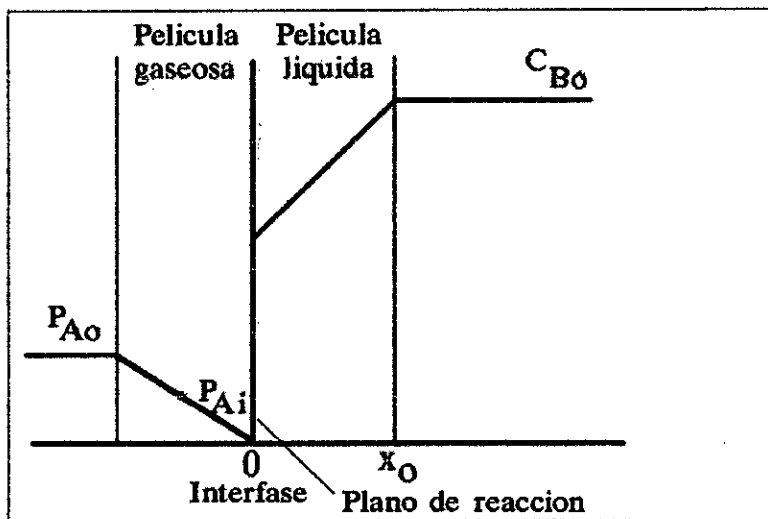
Se tendrá que $d = 0$:

“Reacción instantánea interfacial”: plano de reacción en la interfase (figura 2.15): resistencia despreciable de la fase líquida frente a la de la fase gaseosa (cálculo del coeficiente k_g):

$$-r_A'' = \frac{P_{Ao}}{\frac{1}{K_g B}} = k_g B P_{Ao}$$

Figura 2.15

Perfil de concentración de la reacción instantánea interfacial.



Fuente: Jarabo Friedrich (2000)

Perfil de concentración de la reacción instantánea interfacial.

Reacciones rápidas, en general

$$C_{Ao} = 0$$

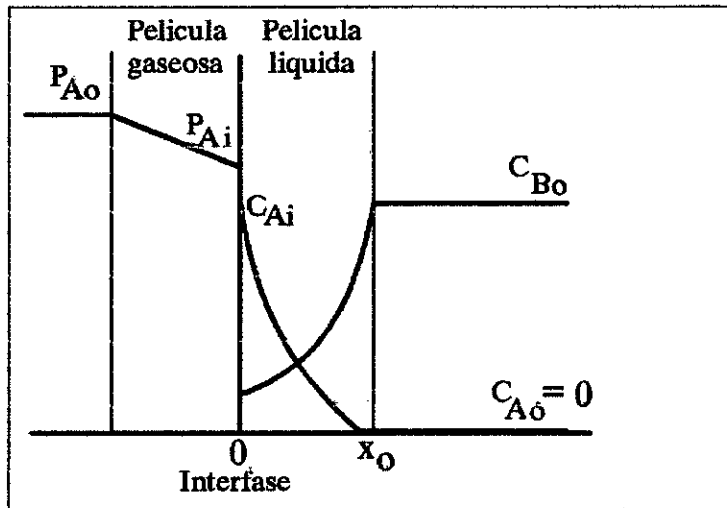
$$Ha > 3$$

$$-r_A'' = \frac{P_{Ao}}{\frac{1}{K_g B} + \frac{H}{K_f a E}}$$

Perfiles de concentración mostrados en la figura:

Figura 2.16

Perfiles de concentración



Fuente: Jarabo Friedrich (2000)

Perfil de concentración de la reacción rápida (en general).

Factor de aceleración E no tiene una expresión analítica sencilla:

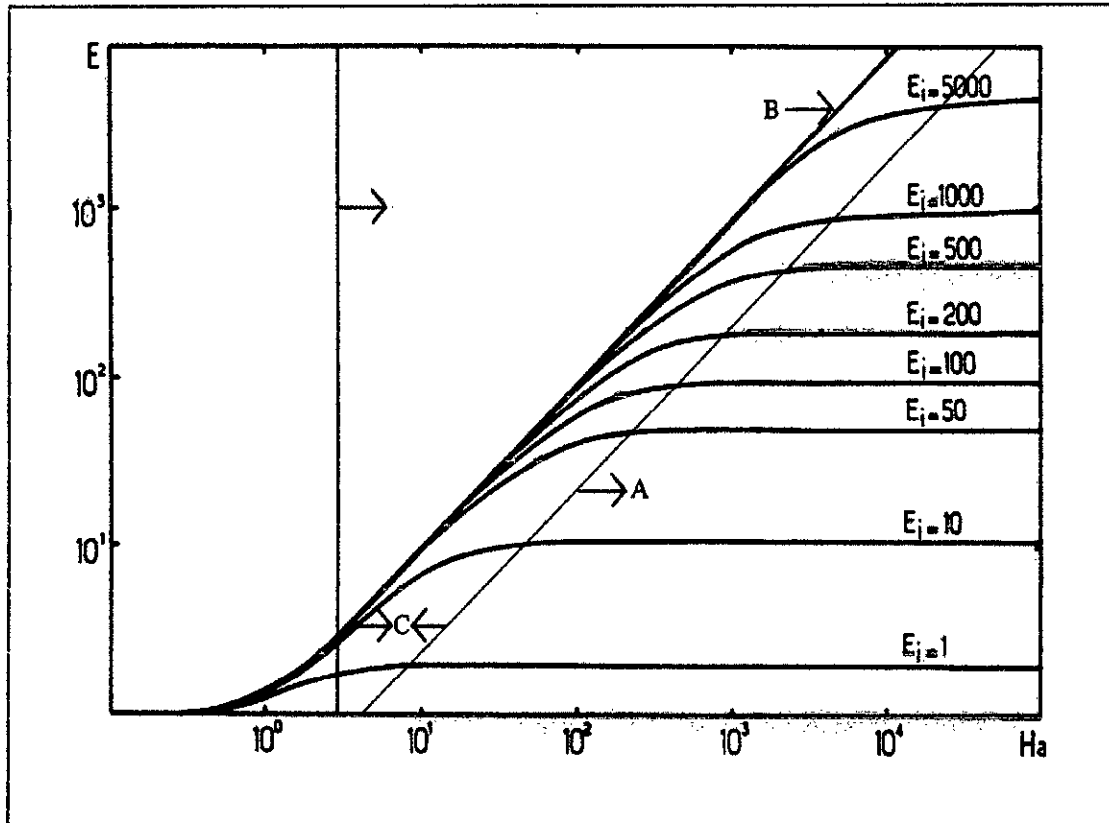
Ecuación de Van Krevelen y Hoftijzer (1958) para reacción de segundo orden:

$$E = \frac{Ha \left[\frac{E_i - E}{E_i - 1} \right]^{\frac{1}{2}}}{\text{tgh} \left[Ha \left[\frac{E_i - E}{E_i - 1} \right]^{\frac{1}{2}} \right]}$$

Valor de E implícito, por lo que elaboraron un gráfico para obtener E en función de Ha y E_i

Figura 2.17

Diagrama de Van Krevelen y Hoftijzer



Fuente: Jarabo Friedrich (2000)

Permite distinguir tres regiones, correspondientes a los tres casos:

- Región A, donde $Ha > 5 E_i$ y $E = E_i$, independientemente del valor de Ha , es la correspondiente al caso límite de reacción instantánea.
- Región B, donde $E_i > 5 Ha$ y $E = Ha$, es la correspondiente al caso límite de reacción de pseudo-primer orden.
- Región C, corresponde al caso general de reacción rápida ($Ha > 3$), obteniéndose el valor de E por lectura sobre el eje de ordenadas a partir de los valores calculados de Ha y de E_i .

Utilización De La Ecuación General De Velocidad:

En la ecuación general de velocidad, se conocen:

- Condiciones del sistema (P_{A0} , C_{B0})
- Datos hidrodinámicos (ϕ , a , kg , kl)
- Datos difusivos (D_A , D_B)
- Datos de equilibrio (H)
- Datos cinéticos (k)

Sólo será necesario determinar E para obtener la velocidad global, r_A

Como E depende, a su vez, del régimen de reacción (Ha y Ei), el primer paso ha de ser el cálculo de éstos mediante sus ecuaciones de definición:

$$Ha = \frac{1}{k_f} \sqrt{k D_A C_{B0}}$$

$$E_f = 1 + \frac{D_B C_{B0}}{D_A b C_{Af}} = 1 + \frac{D_B H C_{B0}}{D_A b P_{Af}}$$

En la ecuación de E_i interviene el valor de la presión interfacial, P_{Ai} , que es desconocido: Suponer un valor inicial (considerar la resistencia en la fase gaseosa despreciable): $P_{A0} = P_{Ai}$ Si se comprueba posteriormente que esta afirmación no es válida: $P_{Ai}' < P_{Ai}$ (comprobar siempre la validez del valor utilizado) Esquema del procedimiento a seguir para el cálculo de E para los diferentes regímenes de reacción.

Cuando $Ha > 3$ (reacción rápida), el régimen de reacción depende, a su vez, de E_i :

Si $Ha < Ei/5$ (reacción de pseudo-primer orden), se tendrá:

$$E = Ha$$

Aunque, en principio, E_i sería supuesto, como P_{A_i} está en el denominador de la ecuación, si la resistencia en fase gaseosa no fuese despreciable, esto es, $P_{A_i} < P_{A_0}$, E_i sería aún mayor, por lo que se cumpliría con mayor razón el supuesto de la reacción de pseudo-primer orden siendo, en cualquier caso, válido el valor obtenido para E .

Si $E_i/5 < Ha < 5 E_i$ (reacción rápida, en general), el valor de E se obtendrá de la gráfica de Van Krevelen y Hoftijzer (figura 2.17). También en este caso, si la resistencia de la fase gaseosa no fuera despreciable, aumentaría el valor de E_i , por lo que, o bien el supuesto de la reacción rápida en general se seguiría cumpliendo, o bien se estaría en el caso de reacción de pseudo-primer orden. En cualquiera de los casos sería válido el valor obtenido para E .

Si $Ha > 5 E_i$ (reacción instantánea), será necesario tener en cuenta la importancia relativa de la resistencia de la fase gaseosa, lo que obliga a llevar a cabo un tanteo para obtener el valor de E . Se comienza suponiendo $P_{A_0} = P_{A_i}$, esto es, $E = E_i$, y se evalúan las resistencias opuestas por cada una de las fases:

$$R_G = \frac{1}{k_g a}$$

$$R_L = \frac{H}{k_f a E}$$

Si R_G no es despreciable frente a R_L , la suposición no será correcta, siendo necesario, por tanto, suponer un nuevo valor de P_{Ai} , $P_{Ai} < P_{Ai}$. Este nuevo valor suele obtenerse definiendo la "fracción de resistencia opuesta por la fase gaseosa respecto a la resistencia total", X_g , como:

$$X_g = \frac{P_{Ao} - P_{Af}}{P_{Ao}} = \frac{\frac{1}{k_g a}}{\frac{1}{k_g a} + \frac{H}{k_f a E}}$$

De tal forma que:

$$P_{Af} = P_{Ao}(1 - X_g)$$

Es decir, con el primer valor calculado para E se obtiene un nuevo valor de P_{Ai} a partir de esta ecuación, lo que permitirá calcular un nuevo E_i , en su caso, con ayuda de la gráfica de Van Krevelen y Hoftijzer (Figura), un nuevo E . Si éste coincide con el anterior, se habrá encontrado el E buscado y el último P_{Ai} será el correcto. En caso contrario, se volvería a calcular un nuevo P_{Ai} mediante la ecuación y se repetiría el proceso. Obsérvese que puede darse el caso límite de que $P_{Ai} = 0$, es decir, reacción instantánea interfacial, en el que sólo existiría resistencia en la fase gaseosa y, por tanto, no tendría sentido la obtención de E .

Cuando $Ha < 0,02$ (reacción lenta), toda la reacción tiene lugar en el seno del líquido, y en la película líquida sólo existe transporte difusivo, por lo que:

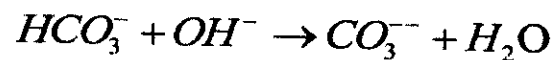
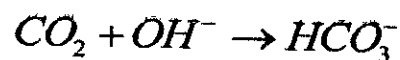
$$E = 1$$

Cuando $0,02 < Ha < 3$ (régimen de reacción intermedio), la reacción tiene lugar tanto en el seno del líquido como en la película líquida, tomándose para el factor de aceleración el valor dado por la expresión aproximada propuesta por Levenspiel:

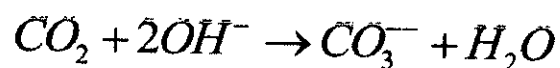
$$E = 1 + \frac{Ha^2}{3}$$

2.13 Mecanismo de reacción del CO_2 en NaOH

Las ecuaciones de reacción de CO_2 con una solución de hidróxido de sodio se pueden escribir como el siguiente esquema:



La primera reacción tiene un efecto insignificante en la tasa de absorción de CO_2 en solución alcalina con $PH > 10$. La reacción intermedia es seguida por una reacción instantánea (la tercera). La reacción general entre CO_2 y una solución de NaOH puede ser expresada como:



Esta última reacción es de segundo orden y puede considerarse irreversible.

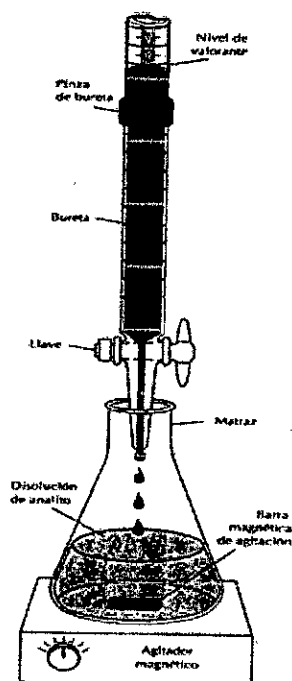
2.14 Análisis volumétrico

El análisis volumétrico se basa en la medición del volumen de la solución de una sustancia (figura 2.18). Los términos involucrados en el análisis volumétrico son [34]:

- Titulación: El proceso de averiguar el volumen de una de las soluciones requeridas para reaccionar completamente con un volumen definido de la otra solución de concentración conocida se denomina titulación.
- Titulante: La solución de concentración conocida se llama así.
- Título: La solución cuya concentración debe estimarse.
- Indicador: El reactivo que indica el punto final o punto equivalente.

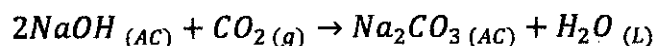
Figura 2.18

Esquema elemental de una titulación



Fuente: Universidad del Valle de México

En el presente trabajo, se utilizó una absorción con reacción química, cuya reacción fue la siguiente:



De la reacción, el producto fue titulado con ácido clorhídrico, encontrándose así el punto de equivalencia y por lo tanto la concentración de Na_2CO_3 . Finalmente, mediante el cálculo estequiométrico fue posible hacer la cuantificación de dióxido de carbono absorbido.

2.15 Optimización de variables mediante superficie de respuestas

El diseño estadístico de experimentos (DOE) se considera comúnmente como parte de la quimiometría. Sin embargo, a menudo se pasa por alto en la práctica quimiométrica. El objetivo general del DOE es garantizar que las dependencias entre las condiciones experimentales y el resultado de los experimentos (las respuestas) se puedan estimar confiablemente a un costo mínimo, es decir, con el número mínimo de experimentos. El DOE se puede dividir en varios subtemas, como encontrar las variables más importantes de un gran conjunto de variables (diseños de cribado), encontrar el efecto de una composición de mezcla en las variables de respuesta (diseños de mezcla), encontrar fuentes de error en un sistema de medición, encontrando condiciones óptimas en procesos continuos (EVOP) o procesos por lotes (RSM), o diseñando experimentos para la estimación de parámetros óptimos en modelos matemáticos (diseño óptimo) [43].

Los diseños 2^N se pueden utilizar sólo para modelos lineales con los términos de interacción opcionales en el orden N .

Por experiencia, se sabe que la interacción de orden superior a dos rara vez es significativa. Por lo tanto, es común considerar estos términos como ruido aleatorio, dando grados adicionales de libertad para la estimación del error. Sin embargo, hay que tener cuidado con esas interpretaciones, siempre deben ser cuidadosamente validadas. También debe tenerse en cuenta que los errores residuales siempre contienen tanto error experimental como error de modelado. Por esta razón, los experimentos de repetición independientes son de suma importancia, y sólo tener una estimación fiable del error experimental da la posibilidad de comprobar la falta de ajuste, es decir, la adecuación del modelo [43].

La forma general de un modelo para una variable de respuesta y con términos lineales y términos de interacción hasta orden N es:

$$y = \sum_{i=1}^N b_i X_i + \sum_{i<j}^N b_{ij} X_i X_j + \sum_{i<j<k}^N b_{ijk} X_i X_j X_k + \dots$$

El número de términos en la segunda suma es $\binom{N}{2}$, y en la tercera suma es $\binom{N}{3}$, y así sucesivamente [43].

Los tipos de modelos más comunes utilizados son modelos con términos lineales solamente, o modelos con términos lineales y términos de interacción de pared. Si se utilizan todos los términos del modelo antes mencionados y no hay experimentos de repetición en el diseño 2^N correspondiente, hay tantos parámetros desconocidos en el modelo como

hay experimentos en el diseño, no dejando grados de libertad para el error residual, es decir, todos los residuos son cero. En tales casos, el diseño se llama saturado con respecto al modelo, o simplemente saturado, si es obvio lo que es el modelo. En estos casos no se pueden emplear pruebas estadísticas tradicionales. En su lugar, los términos significativos pueden detectarse a menudo inspeccionando los valores estimados de los parámetros del modelo utilizando gráficos de probabilidad normales [43].

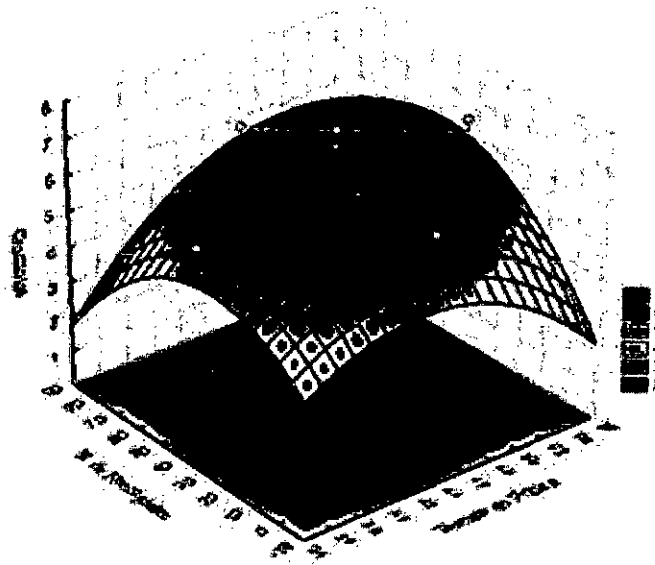
Más adelante debemos diferenciar entre los términos "matriz de diseño" y "matriz de modelo". Una matriz de diseño es una matriz $N_{exp} \times N$ cuyas columnas son los valores de las variables de diseño donde N_{exp} es el número de experimentos. Una matriz de modelo es una matriz $N_{exp} \times p$ que es la matriz de diseño añadida con columnas correspondientes a los términos del modelo. Por ejemplo, una matriz modelo para un modelo de interacción lineal más para dos variables tiene una columna de unos (correspondiente a la intersección), columnas para valores de X_1 y X_2 y una columna para valores del producto $X_1 \cdot X_2$. Es bueno entender la naturaleza de los términos de interacción par. Consideremos un modelo para dos variables, es decir, $y = b_0 + b_1X_1 + b_2X_2 + b_{12}X_1X_2$ y se reordenan los términos como $y = b_0 + b_1X_1 + (b_2 + b_{12}X_1)X_2$. Esta forma revela que la interacción realmente significa que la pendiente de X_2 depende linealmente de X_1 . Tomando X_1 como el factor común en lugar de X_2 muestra que la pendiente de X_1 depende linealmente de X_2 . En

otras palabras, una interacción entre dos variables significa que la otra variable afecta el efecto de la otra. Si dos variables no interactúan, se dice que sus efectos son aditivos [43].

La superficie de respuesta se representa gráficamente de la siguiente manera:

Figura 2.19

Representación de la superficie de respuestas



Fuente: Google sites

2.16 Definición de términos

- **Cinética química**

Este campo estudia la velocidad de reacción de los procesos químicos en función de la concentración de las especies que reaccionan, de los productos de reacción, de los catalizadores e inhibidores, de los diferentes medios disolventes, de la temperatura, y de todas las demás variables que pueden afectar a la velocidad de una reacción [12].

- **Gas**

Estado de agregación de la materia en el que las sustancias no tienen forma ni volumen propio, adoptando el de los recipientes que las contienen. Las moléculas que constituyen un gas casi no son atraídas unas por otras, por lo que se mueven en el vacío a gran velocidad y muy separadas unas de otras [31].

- **Reacción química**

Proceso químico en el cual dos o más sustancias llamadas reaccionantes, por efecto de un factor energético, se transforman en otras sustancias llamadas productos. Esas sustancias pueden ser elementos o compuestos [11].

- **Transferencia de masa**

La transferencia de masa describe el transporte de masa de un punto a otro y es uno de los pilares principales en el tema de Fenómenos de Transporte. La transferencia de masa puede tener lugar en una sola fase o en límites de fase en sistemas multifásicos. En la gran mayoría de los problemas de ingeniería, la transferencia de masa implica al menos una fase fluida (gas o líquido), aunque también puede describirse en materiales en fase sólida [7].

III. VARIABLES E HIPÓTESIS

3.1 DEFINICIÓN DE LAS VARIABLES

- **Variable dependiente**

- Obtener las variables de operación para alcanzar la mayor concentración del dióxido de carbono en soda cáustica (Y).

- **Variables independientes**

Proceso de absorción
en una columna de
relleno

- Temperatura de operación (X1).
- Concentración de soda cáustica (X2).
- Flujo volumétrico de soda cáustica (X3)
- Flujo volumétrico del aire (X4).

- **Datos de la columna**

- Altura de llenado 1.5 m
- Sección de la columna 0.005 m²
- Superficie específica del relleno 500 m²/m³

3.2 OPERACIONALIZACIÓN DE VARIABLES

Con la finalidad de probar la hipótesis formulada en el presente trabajo, someteremos a un proceso de operacionalización de las variables, identificando a los indicadores claves en cada una de ellas a fin de encontrar las marchas tecnológicas que nos permitan recoger datos

experimentales para modelar el proceso. Se muestra en la siguiente

Tabla 3.1

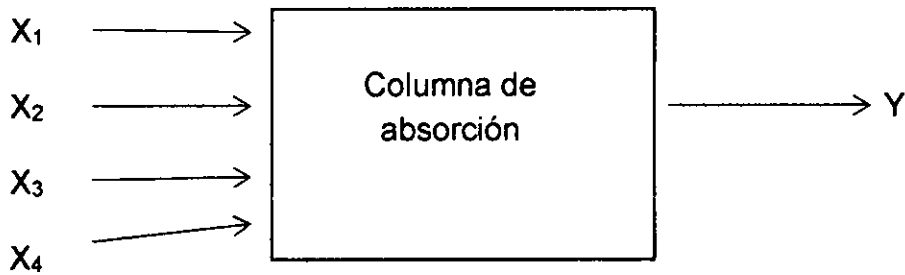


Tabla 3.1
Operacionalización de variables

VARIABLE DEP.		DIMENSIONES	INDICADORES	MÉTODO
Y= Concentración de dióxido de carbono en la solución líquida (Y)		- Concentración del dióxido de carbono	- g/L	Análisis cuantitativo, la valoración o titulación para determinar la concentración.
VARIABLES IND.		DIMENSIONES	INDICADORES	MÉTODO
Proceso de absorción en una columna de relleno	X ₁ = temperatura de trabajo	- Temperatura óptima de trabajo.	- °C	- Experimentación con variaciones de temperatura.
	X ₂ = concentración de soda cáustica	- Concentración de soda cáustica óptima de trabajo.	- N	- Experimentación con cambios de concentración de soda cáustica.
	X ₃ = Flujo volumétrico de soda cáustica	- Flujo volumétrico de soda cáustica óptimo de trabajo.	- L/h	- Experimentación con cambios de flujo volumétrico de soda cáustica.
	X ₄ = Flujo volumétrico del aire	- Flujo volumétrico del aire óptimo de trabajo.	- L/min	- Experimentación con cambios de flujo volumétrico del aire.

Fuente: Elaboración propia

RELACIÓN DE VARIABLES TOTALES $Y = F(X_1, X_2, X_3, X_4)$

3.3 HIPÓTESIS GENERAL

Se plantea la siguiente hipótesis.

Hipótesis General

Se obtendrá la mayor absorción del dióxido de carbono en soda cáustica a una temperatura de 10 °C, concentración de soda cáustica de 0,3 N, un flujo volumetrico soda cáustica de 100 L/h, flujo volumetrico de aire de 25 L/min.

IV.- METODOLOGÍA

4.1. Tipo de investigación

Los tipos de investigación que se realizaron en el presente trabajo de tesis son:

4.1.1 Investigación experimental

En el trabajo se aprecia que existe una relación entre las cuatro variables de investigación.

Con relación a la naturaleza de los datos, el campo de aplicación de la investigación es de una metodología cuantitativa, la manipulación de la variables consiste en una investigación experimental y en relación a la naturaleza de sus objetos es una investigación correlacional, el tiempo en que se efectúa determina una investigación sincrónica, donde el periodo de estudio de los experimentos se pueden realizar en el laboratorio o puede ser en el campo.

4.1.2 Nivel de investigación

La investigación será a nivel de laboratorio.

4.1.3 Metodología de la investigación

En el presente proyecto se empleará el método descriptivo, y se complementará con el estadístico, análisis, síntesis, deductivo y experimental.

4.2 Diseño de la investigación

La presente investigación obedece a un modelo experimental. Aquí se buscara correlacionar a las variables a través de un proceso sistemático y controlado.

Se establece un programa para el recogimiento de datos:

- a. Recolección de la información.
- b. Selección del método.
- c. Trabajo de pruebas experimentales a nivel de laboratorio.
- d. Presentación.

Además con los resultados óptimos de absorción se analizará la muestra experimental estudiado; para tal efecto se consideran tres (04) factores (A, B, C y D) con tres (03) niveles, realizando un análisis de superficie de respuestas y se analizó las interacciones de los factores considerados y los residuales que generen el análisis de confianza del 95%, para reportar los valores más favorables del proceso.

4.3 Población y muestra

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

La investigación utilizó la infraestructura del Laboratorio de Operaciones y procesos unitarios de la Facultad de Ingeniería Química de la Universidad Nacional del Callao, en donde se realizó los trabajos experimentales, se realizó todas las experiencias planteadas en el diseño experimental, así

como también los análisis de laboratorio necesarios para el trabajo de investigación.

4.4 Técnicas e instrumentos de recolección de datos.

4.4.1 Materiales y equipos

A. Reactivos utilizados

En la presente tesis se trabajó con concentración de soda cáustica como líquido de absorción, con concentraciones de 0.2N, 0.3N y 0.4N. La temperatura de operación se disminuyó utilizando bloques de hielo (figura 4.1) y se midió la temperatura mediante termómetros digitales (figura 4.2).

El dióxido de carbono fue extraído de un cilindro presurizado, colocado junto a la columna.

Figura 4.1

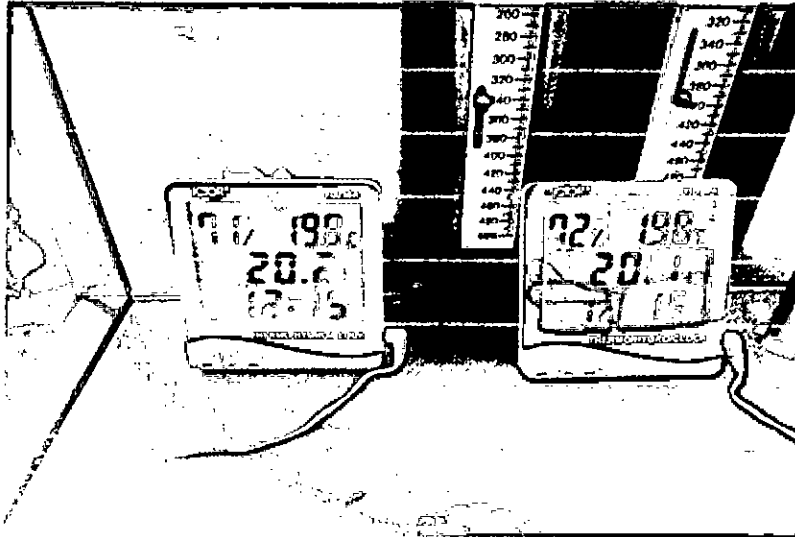
Disminución de la temperatura de Soda Cáustica



Fuente: Elaboración propia

Figura 4.2

Termómetros digitales



Fuente: Elaboración propia

Para los análisis fisicoquímicos se utilizó:

- **Agua destilada**

Libre de CO₂ y pH a 25 °C entre 6,2 y 7,2

- **Fenolftaleína (0,25%)**

Se disolvió 0,25 ml de fenolftaleína en 100 ml de etanol al 50 %.

- **Anaranjado de metilo**

Se disuelve 0,1 g. del colorante en una pequeña cantidad de alcohol de 96% y se diluye hasta formar 100 c. c. con alcohol al 50 % en volumen.

- **Solución de HCl 0,1N**

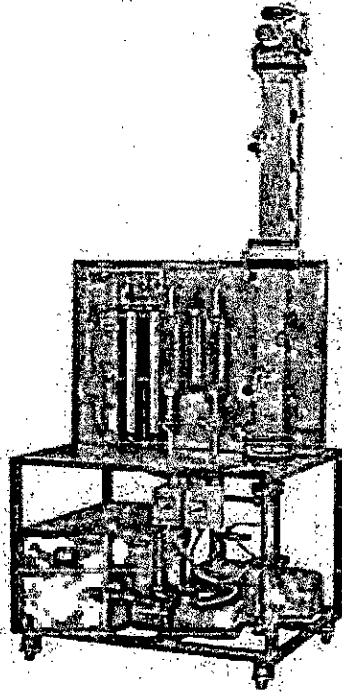
Se diluyeron 8,3 ml de HCl al 37 % en agua destilada y se aforó a 1000 mL con agua destilada.

B. Torre de absorción

Para la absorción del CO_2 se utilizó la torre empacada en vidrio borosilicato formada por dos troncos, altura de 750 mm, diámetro interior de 80 mm, llenos de anillos Raschig de vidrio borosilicato de 10 mm (superficie específica de $500 \text{ m}^2/\text{m}^3$), perteneciente al Laboratorio de Operaciones y Procesos Unitarios (LOPU) de la FIQ-UNAC (figuras 4.3, 4.4 y 4.5). El gas mencionado pasó a través de un medidor de flujo calibrado (figura 4.6), y se mezcló con un flujo de aire, también de flujo volumétrico conocido, que proviene de un compresor giratorio. La relación de gas a aire de la mezcla que entra en la columna es por tanto conocida y es fácilmente variable. La mezcla de gas entra por el fondo de la columna, asciende a través del lecho denso y se contrae en contracorriente con el líquido que desciende por la columna. Un medidor de flujo en la línea de recirculación da una lectura directa del flujo volumétrico de soda cáustica.

Figura 4.3

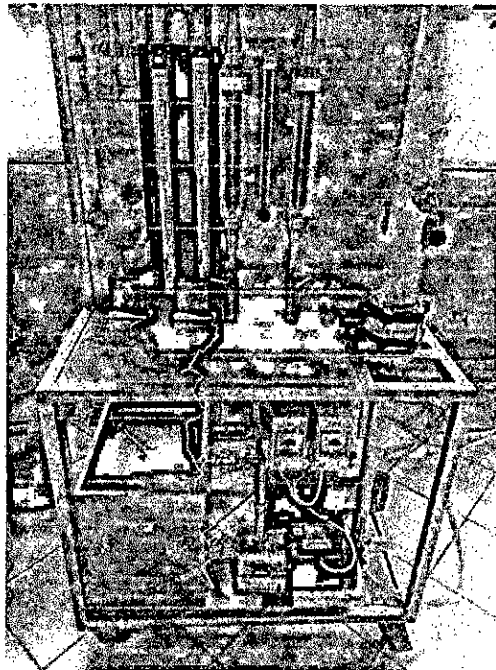
Unidad de absorción



Fuente: Elaboración propia

Figura 4.4

Unidad de absorción perteneciente al LOPU-FIQ UNAC



Fuente: Elaboración propia

Figura 4.5

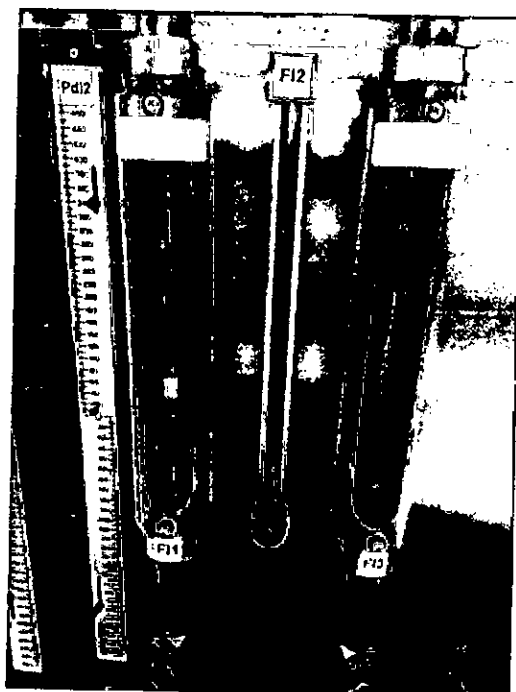
Recipiente contenedor del líquido de absorción



Fuente: Elaboración propia

Figura 4.6

Medidores de caudal del equipo de absorción



Fuente: Elaboración propia



La columna de absorción cuenta con los siguientes detalles técnicos [39]:

Estructura de acero inox AISI 304 montada sobre ruedas.

Columna de absorción de vidrio borosilicato DN80, constituida por 2 tramos de 750 mm, diámetro interior de 80 mm, llenados con anillos Raschig de vidrio borosilicato de 10 mm.

- Tanque de alimentación de acero inox AISI 304, volumen de 50 litros
- Bomba centrífuga de alimentación de acero inox AISI 316
- $Q_{\text{máx}} = 28 \text{ l/min}$, $H_{\text{máx}} = 1 \text{ bar}$
- Compresor giratorio, $Q_{\text{máx}} = 10 \text{ m}^3/\text{h}$, $P_{\text{máx}} = 0,8 \text{ bar}$
- Caudalímetro para el agua, escala de 60-600 l/h
- Caudalímetro para el aire, escala de 2-22 NI/min
- Caudalímetro para CO_2 , escala de 20-200 NI/min

4.4.2. Primera etapa

Procedimiento para el funcionamiento de la columna de absorción y absorción de CO_2

Se verificó que todos los interruptores estén apagados y las válvulas estén cerradas. Posteriormente, se preparó una disolución soda cáustica pesando en una balanza analítica la cantidad necesaria de "lentejas" de NaOH para cada circuito.

Se abrió la llave general del balón que contiene el CO_2 regulando el caudal aproximadamente a 3 l/min, además se reguló el flujo volumétrico de aire según programación de operación. Seguidamente, el interruptor

de partida de la bomba se activó en posición ON y se esperó unos minutos hasta que fluya hacia la columna de absorción de acuerdo a tres niveles específicos de operación.

La absorción de CO₂ se efectuó a la temperatura específica programada de tres niveles, utilizando como líquido absorbente diferentes concentraciones de soda cáustica. El procedimiento experimental es similar en todos los experimentos, diferenciándose solamente en el análisis de las muestras líquidas y la determinación de la concentración de carbonatos.

Inicialmente, se procede a llenar los estanques de almacenamiento y alimentación, así como también el sistema de circulación del fluido. Seguidamente, se hace ingresar el gas para ventear la columna y a continuación se regula el flujo volumétrico del líquido de acuerdo a las condiciones de operación.

Se alimentó el CO₂ a la columna y se mantienen las condiciones de operación constantes durante el tiempo suficiente para lograr el estado estacionario, el cual se verifica mediante el análisis del líquido de salida del absorbedor durante el periodo; bastará 10 minutos para llegar al estado estacionario en el caso de estudio. Después de ese tiempo se mantuvo las condiciones de operación durante otros 10 minutos tomándose las muestras de la solución, para medir el porcentaje de concentración de carbonatos.

Las muestras para su análisis fueron recogidas del tanque, obteniendo así las muestras para ser analizadas mediante un análisis volumétrico fisicoquímico, para lo cual se utilizará el método de titulación.

4.4.3 Segunda etapa

Análisis fisicoquímicos para la determinación de CO₂ absorbido.

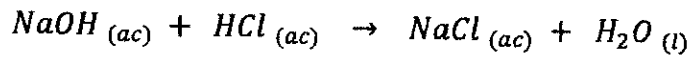
Se trabajó mediante la determinación de carbonatos y se determinó por titulación de la muestra con una solución valorada de un ácido fuerte como el HCl (0.1N), mediante dos puntos sucesivos de equivalencia, indicados por medio del cambio de color de dos indicadores ácido-base adecuado.

Cuando se le agregó a la muestra (10 mL) el indicador de fenolftaleína (3 gotas) y apareció un color rosa (figura 4.7), fue indicativo de que la muestra tenía un pH mayor que 8.3 y esto indicó la presencia de hidróxido de sodio en exceso.

Se procedió a titular, hasta que el color rosa viró a incoloro (figura 4.8) además se le agregó el indicador anaranjado de metilo (3 gotas) y apareció un color amarillo (figura 4.9) se le tituló con el HCl 0,1 N hasta el cambio de color a rojo (figura 5.0), con esto se calcula la cantidad de carbonatos (CO₃⁼)

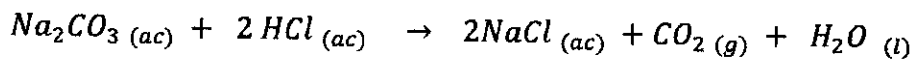
Para el cálculo del CO₂ absorbido a partir de la titulación se utilizaron las siguientes expresiones (con una precisión de +/- 0.5%):

Primero hallamos la masa de hidróxido de sodio sabiendo que se ha neutralizado completamente la base y la mitad de sal.



$$masa\ de\ NaOH = \frac{(F - A) \times N \times P.E.\ (NaOH) \times Volumen\ total}{Volumen\ de\ muestra}$$

Seguidamente hallamos la masa de carbonato de sodio.



$$masa\ de\ Na_2CO_3 = \frac{2 \times A \times N \times P.E.\ (Na_2CO_3) \times Volumen\ total}{Volumen\ de\ muestra}$$

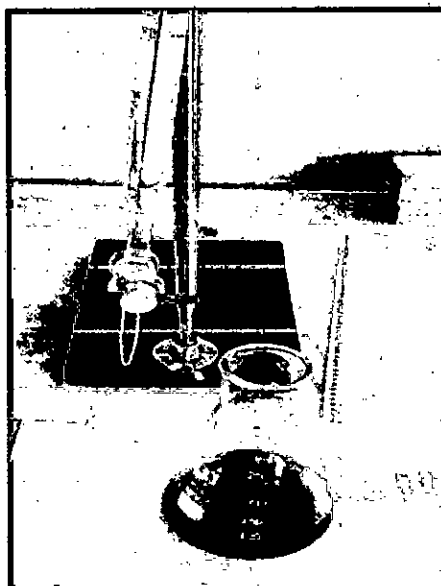
Además calculamos la masa de dióxido de carbono por estequiometría:

$$masa\ de\ CO_2 = \frac{PM\ (CO_2)}{PM\ (Na_2CO_3)} \times masa\ de\ Na_2CO_3$$

- Dónde:
- F = Primer gasto en mL de HCl 0,1 N (Fenolftaleína)
 - A = Segundo gasto en mL de HCl 0,1 N (anaranjado de metilo)
 - N = Ácido clorhídrico 0,1 N
 - P.E. = Peso Equivalente
 - P.M. = Peso Molecular
 - V t = 38 litros de solución
 - V m = 10 m L de solución

Figura 4.7

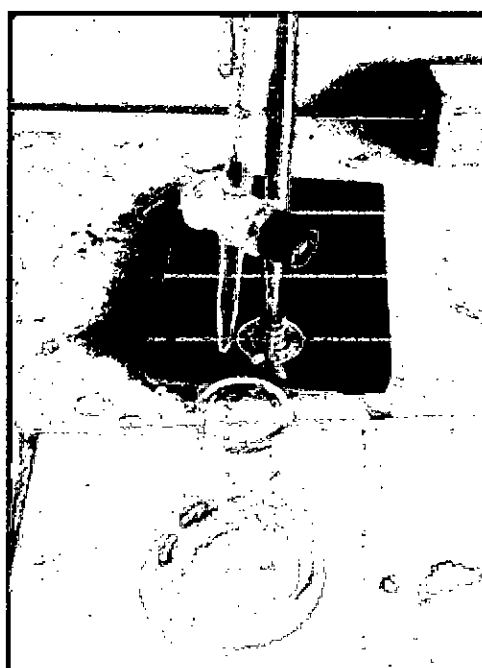
Solución rosa en el proceso de titulación



Fuente: Elaboración propia

Figura 4.8

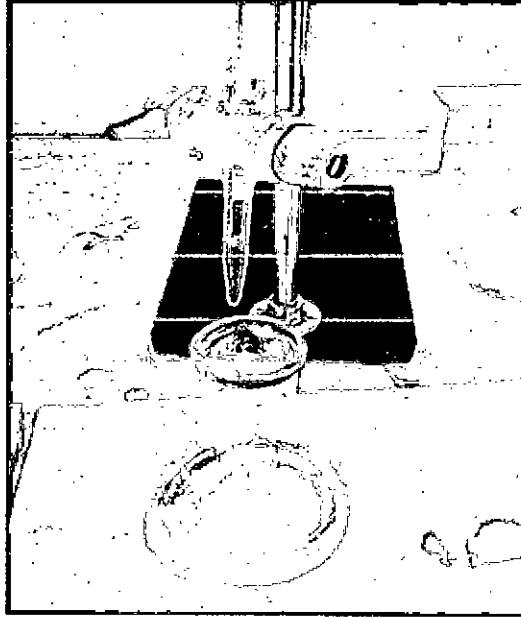
Solución luego del proceso de titulación



Fuente: Elaboración propia

Figura 4.9

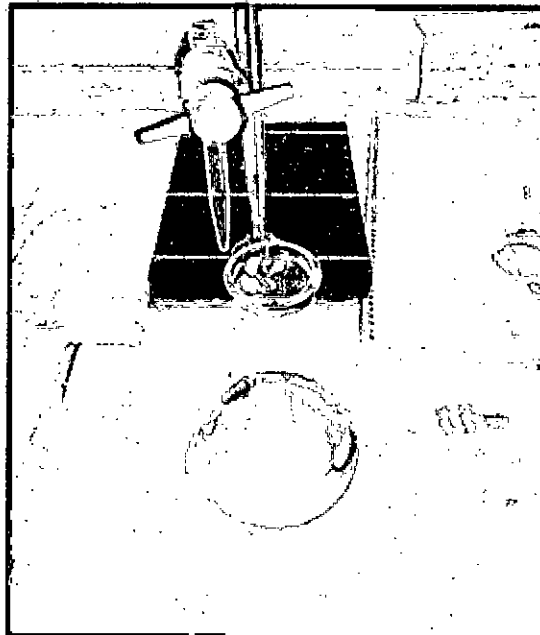
Solución amarilla en el proceso de titulación



Fuente: Elaboración propia

Figura 4.10

Solución roja despues del proceso de titulación



Fuente: Elaboración propia

4.5 Procesamiento estadístico y análisis de datos

Para el análisis estadístico se empleó: el diseño factorial completo de 4 factores o variables según como se indica en la tabla (4.1)

Tabla 4.1
Diseño Factorial

Número de prueba	Temperatura (°C)	Concentración de Soda Cáustica (N)	Flujo volumétrico de Soda Cáustica (L/H)	Flujo volumétrico del aire (L/min)
1	10	0,4	150	20
2	10	0,3	180	30
3	10	0,2	250	40
4	15	0,4	150	20
5	15	0,3	180	30
6	15	0,2	250	40
7	24	0,4	150	20
8	24	0,3	180	30
9	24	0,2	250	40

Fuente: Los autores (2017)

Los diseños factoriales a cuatro niveles generan pruebas en cada combinación de estos niveles. Obtuvimos 9 corridas pero se realizó por triplicado en total fueron 27 corridas, Para el análisis de los resultados se empleó el método de superficie respuesta con el software Minitab versión 17. En este software se ingresó los valores obtenidos de la experimentación aleatoria y se analizaron los efectos con los gráficos de contorno y la ecuación estadística propuesta por el software.

4.5.1 Análisis de superficie de respuesta

La metodología de superficie de respuesta es una colección de técnicas matemáticas y estadísticas para la construcción de modelos empíricos. Mediante el diseño cuidadoso de los experimentos, el objetivo es optimizar una respuesta (variable de salida) que está influenciada por varias variables independientes (variables de entrada) [42].

Un experimento es una serie de pruebas, llamadas ejecuciones, en las que se realizan cambios en las variables de entrada para identificar las razones de los cambios en la respuesta de salida.

Originalmente, se desarrolló para modelar las respuestas experimentales y luego migró al modelado de experimentos numéricos. En este método se supone que los errores son aleatorios.

Generalmente, la estructura de la relación entre la respuesta y las variables independientes es desconocida. El primer paso es encontrar una aproximación adecuada a la verdadera relación. Las formas más comunes son los polinomios de orden inferior (primero o segundo orden),

que relacionan las variables de entrada entre sí mismas o interactuando entre ellas, para llegar a una relación aproximada y mediante cálculos matemáticos, lograr optimizar el valor deseado (máximo, valor objetivo o mínimo) [42].

V. RESULTADOS

5.1. Resultados parciales

5.1.1 Resultados de las pruebas de absorción

A continuación se muestran los datos obtenidos luego de un análisis volumétrico de titulación y del cálculo estequiométrico, para cada prueba de absorción a las condiciones operación establecida, por triplicado:

Tabla 5.1

Parámetros de operación de la primera prueba de absorción

Temperatura (°C)	10
Concentración de soda cáustica (N)	0,4
Flujo volumétrico de soda cáustica (L/h)	150
Flujo volumétrico del aire (L/min)	20

Fuente: Elaboración propia

Tabla 5.2

Primera corrida a las condiciones de la primera prueba de absorción

TIEMPO minutos	GASTO 1 HCl mL (F)	GASTO 2 HCl mL (A)	gramos NaOH	gramos Na ₂ CO ₃	gramos CO ₂
10	23.1	15.1	150.48	608.228	252.471
20	23	15.4	145.92	620.312	257.487
30	22.8	15.5	144.4	624.34	259.159
40	21.6	16.4	130.72	660.592	274.207
50	21.2	18.6	97.28	749.208	310.991
60	20	19.9	77.52	801.572	332.727

Fuente: Elaboración propia

Tabla 5.3

Segunda corrida a las condiciones de la primera prueba de absorción

TIEMPO minutos	GASTO 1 HCl mL (F)	GASTO 2 HCl mL (A)	gramos NaOH	gramos Na₂CO₃	gramos CO₂
10	24	14.2	164.16	571.976	237.423
20	23.9	14.6	158.08	588.088	244.111
30	23.2	15	152	604.2	250.799
40	22.9	15.2	148.96	612.256	254.143
50	21.7	16	136.8	644.48	267.519
60	21	18.9	92.72	761.292	316.007

Fuente: Elaboración propia

Tabla 5.4

Tercera corrida a las condiciones de la primera prueba de absorción

TIEMPO minutos	GASTO 1 HCl mL (F)	GASTO 2 HCl mL (A)	gramos NaOH	gramos Na₂CO₃	gramos CO₂
10	25	13	182.4	523.64	217.359
20	23.9	13.8	170.24	555.864	230.735
30	23.5	14	167.2	563.92	234.079
40	22	14.6	158.08	588.088	244.111
50	21.8	14.8	155.04	596.144	247.455
60	20	15.6	142.88	628.368	260.831

Fuente: Elaboración propia

Tabla 5.5

Condiciones de la segunda prueba de absorción

Temperatura (°C)	10
Concentración de soda cáustica (N)	0,3
Flujo volumétrico de soda cáustica (L/h)	180
Flujo volumétrico del aire (L/min)	30

Fuente: Elaboración propia

Tabla 5.6

Primera corrida a las condiciones de la segunda prueba de absorción

TIEMPO minutos	GASTO 1 HCl mL (F)	GASTO 2 HCl mL (A)	gramos NaOH	gramos Na₂CO₃	gramos CO₂
10	18	12.6	112.48	507.528	210.671
20	16.9	12.9	107.92	519.612	215.687
30	16.3	13.8	94.24	555.864	230.735
40	16	14	91.2	563.92	234.079
50	15.5	14	91.2	563.92	234.079
60	15	14.9	77.52	600.172	249.127

Fuente: Elaboración propia

Tabla 5.7

Segunda corrida a las condiciones de la segunda prueba de absorción

TIEMPO minutos	GASTO 1 HCl mL (F)	GASTO 2 HCl mL (A)	gramos NaOH	gramos Na₂CO₃	gramos CO₂
10	17	12	121.6	483.36	200.639
20	16.8	12.6	112.48	507.528	210.671
30	16.5	13.2	103.36	531.696	220.703
40	15.4	14.5	83.6	584.06	242.439
50	15	14.6	82.08	588.088	244.111
60	14.6	14.1	89.68	567.948	235.751

Fuente: Elaboración propia

Tabla 5.8

Tercera corrida a las condiciones de la segunda prueba de absorción

TIEMPO minutos	GASTO 1 HCl mL (F)	GASTO 2 HCl mL (A)	gramos NaOH	gramos Na₂CO₃	gramos CO₂
10	19.1	13.5	98.8	543.78	225.719
20	18.6	14	91.2	563.92	234.079
30	18.3	14	91.2	563.92	234.079
40	17.9	15	76	604.2	250.799
50	17.4	15.1	74.48	608.228	252.471
60	17.2	15.2	72.96	612.256	254.143

Fuente: Elaboración propia

Tabla 5.9

Condiciones de la tercera prueba de absorción

Temperatura (°C)	10
Concentración de soda cáustica (N)	0,2
Flujo volumétrico de soda cáustica (L/h)	250
Flujo volumétrico del aire (L/min)	40

Fuente: Elaboración propia

Tabla 5.10

Primera corrida a las condiciones de la tercera prueba de absorción

TIEMPO minutos	GASTO 1 HCl mL (F)	GASTO 2 HCl mL (A)	gramos NaOH	gramos Na ₂ CO ₃	gramos CO ₂
10	12.7	9.3	86.64	374.604	155.495
20	12.5	11.5	53.2	463.22	192.279
30	11.9	10.4	69.92	418.912	173.887
40	11.8	11	60.8	443.08	183.919
50	11.8	12.2	42.56	491.416	203.983
60	11.8	12.2	42.56	491.416	203.983

Fuente: Elaboración propia

Tabla 5.11

Segunda corrida a las condiciones de la tercera prueba de absorción

TIEMPO minutos	GASTO 1 HCl mL (F)	GASTO 2 HCl mL (A)	gramos NaOH	gramos Na ₂ CO ₃	gramos CO ₂
10	11.4	9	91.2	362.52	150.479
20	10.8	9.4	85.12	378.632	157.167
30	10.6	9.4	85.12	378.632	157.167
40	10	9.7	80.56	390.716	162.183
50	9.9	9.8	79.04	394.744	163.855
60	9.8	9.8	79.04	394.744	163.855

Fuente: Elaboración propia

Tabla 5.12

Tercera corrida a las condiciones de la tercera prueba de absorción

TIEMPO minutos	GASTO 1 HCl mL (F)	GASTO 2 HCl mL (A)	gramos NaOH	gramos Na ₂ CO ₃	gramos CO ₂
10	12.5	10	76	402.8	167.199
20	12.3	10.2	72.96	410.856	170.543
30	12	10.6	66.88	426.968	177.231
40	11	10.8	63.84	435.024	180.575
50	10.8	11	60.8	443.08	183.919
60	10.7	11	60.8	443.08	183.919

Fuente: Elaboración propia

Tabla 5.13

Condiciones de la cuarta prueba de absorción

Temperatura (°C)	15
Concentración de soda cáustica (N)	0,4
Flujo volumétrico de soda cáustica (L/h)	150
Flujo volumétrico del aire (L/min)	20

Fuente: Elaboración propia

Tabla 5.14

Primera corrida a las condiciones de la cuarta prueba de absorción

TIEMPO minutos	GASTO 1 HCl mL (F)	GASTO 2 HCl mL (A)	gramos NaOH	gramos Na ₂ CO ₃	gramos CO ₂
10	23	14.5	159.6	584.06	242.439
20	22.1	15	152	604.2	250.799
30	22	15.6	142.88	628.368	260.831
40	21.3	16	136.8	644.48	267.519
50	20	17.4	115.52	700.872	290.927
60	18	18	106.4	725.04	300.959

Fuente: Elaboración propia

Tabla 5.15**Segunda corrida a las condiciones de la cuarta prueba de absorción**

TIEMPO minutos	GASTO 1 HCl mL (F)	GASTO 2 HCl mL (A)	gramos NaOH	gramos Na ₂ CO ₃	gramos CO ₂
10	23.2	14	167.2	563.92	234.079
20	22	14.4	161.12	580.032	240.767
30	21.6	14.6	158.08	588.088	244.111
40	20.4	15.8	139.84	636.424	264.175
50	20	16.9	123.12	680.732	282.567
60	19	17.8	109.44	716.984	297.615

Fuente: Elaboración propia

Tabla 5.16**Tercera corrida a las condiciones de la cuarta prueba de absorción**

TIEMPO	GASTO 1 HCl mL (F)	GASTO 2 HCl mL (A)	gramos NaOH	gramos Na ₂ CO ₃	gramos CO ₂
10	24	13	182.4	523.64	217.359
20	24	13.2	179.36	531.696	220.703
30	23.9	13.4	176.32	539.752	224.047
40	20	14.2	164.16	571.976	237.423
50	21.3	14.5	159.6	584.06	242.439
60	18	15	152	604.2	250.799

Fuente: Elaboración propia

Tábla 5.17**Condiciones de la quinta prueba de absorción**

Temperatura (°C)	15
Concentración de soda cáustica (N)	0,3
Flujo volumétrico de soda cáustica (L/h)	180
Flujo volumétrico del aire (L/min)	30

Fuente: Elaboración propia

Tabla 5.18**Primera corrida a las condiciones de la quinta prueba de absorción**

TIEMPO minutos	GASTO 1 HCl mL (F)	GASTO 2 HCl mL (A)	gramos NaOH	gramos Na ₂ CO ₃	gramos CO ₂
10	19.8	9.4	161.12	378.632	157.167
20	19.3	9.8	155.04	394.744	163.855
30	18.2	10	152	402.8	167.199
40	18	12.3	117.04	495.444	205.655
50	17	12.8	109.44	515.584	214.015
60	16.2	14	91.2	563.92	234.079

Fuente: Elaboración propia

Tabla 5.19**Segunda corrida a las condiciones de la quinta prueba de absorción**

TIEMPO minutos	GASTO 1 HCl mL (F)	GASTO 2 HCl mL (A)	gramos NaOH	gramos Na ₂ CO ₃	gramos CO ₂
10	20	10	152	402.8	167.199
20	19.4	10.2	148.96	410.856	170.543
30	19.1	11	136.8	443.08	183.919
40	18.5	11.4	130.72	459.192	190.607
50	17.6	11.4	130.72	459.192	190.607
60	17	11.9	123.12	479.332	198.967

Fuente: Elaboración propia

Tabla 5.20**Tercera corrida a las condiciones de la quinta prueba de absorción**

TIEMPO minutos	GASTO 1 HCl mL (F)	GASTO 2 HCl mL (A)	gramos NaOH	gramos Na ₂ CO ₃	gramos CO ₂
10	19.3	11	136.8	443.08	183.919
20	19.4	11	136.8	443.08	183.919
30	18.9	12.6	112.48	507.528	210.671
40	18	12.9	107.92	519.612	215.687
50	17.3	13	106.4	523.64	217.359
60	16.8	14	91.2	563.92	234.079

Fuente: Elaboración propia

Tabla 5.21**Condiciones de la sexta prueba de absorción**

Temperatura (°C)	15
Concentración de soda cáustica (N)	0,2
Flujo volumétrico de soda cáustica (L/h)	250
Flujo volumétrico del aire (L/min)	40

Fuente: Elaboración propia

Tabla 5.22**Primera corrida a las condiciones de la sexta prueba de absorción**

TIEMPO minutos	GASTO 1 HCl mL (F)	GASTO 2 HCl mL (A)	gramos NaOH	gramos Na₂CO₃	gramos CO₂
10	14.7	7.6	112.48	306.128	127.071
20	14.5	8.2	103.36	330.296	137.103
30	14	9	91.2	362.52	150.479
40	13.6	9.1	89.68	366.548	152.151
50	13	10	76	402.8	167.199
60	11.6	10.8	63.84	435.024	180.575

Fuente: Elaboración propia

Tabla 5.23**Segunda corrida a las condiciones de la sexta prueba de absorción**

TIEMPO minutos	GASTO 1 HCl mL (F)	GASTO 2 HCl mL (A)	gramos NaOH	gramos Na₂CO₃	gramos CO₂
10	14.9	7	121.6	281.96	117.039
20	14.6	7.8	109.44	314.184	130.415
30	14	7.9	107.92	318.212	132.087
40	13.5	8.6	97.28	346.408	143.791
50	13	9	91.2	362.52	150.479
60	12	9.6	82.08	386.688	160.511

Fuente: Elaboración propia

Tabla 5.24**Tercera corrida a las condiciones de la sexta prueba de absorción**

TIEMPO minutos	GASTO 1 HCl mL (F)	GASTO 2 HCl mL (A)	gramos NaOH	gramos Na ₂ CO ₃	gramos CO ₂
10	14.7	8	106.4	322.24	133.759
20	14.5	8.5	98.8	342.38	142.119
30	14.1	9.2	88.16	370.576	153.823
40	13.8	9.6	82.08	386.688	160.511
50	13.2	9.9	77.52	398.772	165.527
60	13	12	45.6	483.36	200.639

Fuente: Elaboración propia

Tabla 5.25**Condiciones de la séptima prueba de absorción**

Temperatura (°C)	24
Concentración de soda cáustica (N)	0,4
Flujo volumétrico de soda cáustica (L/h)	150
Flujo volumétrico del aire (L/min)	20

Fuente: Elaboración propia

Tabla 5.26**Primera corrida a las condiciones de la séptima prueba de absorción**

TIEMPO minutos	GASTO 1 HCl mL (F)	GASTO 2 HCl mL (A)	gramos NaOH	gramos Na ₂ CO ₃	gramos CO ₂
10	23	14	167.2	563.92	234.079
20	21.8	11.4	206.72	459.192	190.607
30	20.8	13.8	170.24	555.864	230.735
40	18.8	15.2	148.96	612.256	254.143
50	16.4	16.1	135.28	648.508	269.191
60	15.2	16	136.8	644.48	267.519

Fuente: Elaboración propia

Tabla 5.27

Segunda corrida a las condiciones de la séptima prueba de absorción

TIEMPO minutos	GASTO 1 HCl mL (F)	GASTO 2 HCl mL (A)	gramos NaOH	gramos Na ₂ CO ₃	gramos CO ₂
10	23.5	13.2	179.36	531.696	220.703
20	20.3	13.8	170.24	555.864	230.735
30	20	14.2	164.16	571.976	237.423
40	18.4	15	152	604.2	250.799
50	16.4	16	136.8	644.48	267.519
60	16	16	136.8	644.48	267.519

Fuente: Elaboración propia

Tabla 5.28

Tercera corrida a las condiciones de la séptima prueba de absorción

TIEMPO minutos	GASTO 1 HCl mL (F)	GASTO 2 HCl mL (A)	gramos NaOH	gramos Na ₂ CO ₃	gramos CO ₂
10	23.6	13	182.4	523.64	217.359
20	22.2	13.2	179.36	531.696	220.703
30	20.8	13.8	170.24	555.864	230.735
40	18.8	14.4	161.12	580.032	240.767
50	16.4	15	152	604.2	250.799
60	15.2	15.1	150.48	608.228	252.471

Fuente: Elaboración propia

Tabla 5.29

Condiciones de la octava prueba de absorción

Temperatura (°C)	24
Concentración de soda cáustica (N)	0,3
Flujo volumétrico de soda cáustica (L/h)	180
Flujo volumétrico del aire (L/min)	30

Fuente: Elaboración propia

Tabla 5.30

Primera corrida a las condiciones de la octava prueba de absorción

TIEMPO minutos	GASTO 1 HCl mL (F)	GASTO 2 HCl mL (A)	gramos NaOH	gramos Na ₂ CO ₃	gramos CO ₂
10	20	7.2	194.56	290.016	120.383
20	19.8	7.8	185.44	314.184	130.415
30	18.7	7.9	183.92	318.212	132.087
40	15.6	8	182.4	322.24	133.759
50	12.5	8.2	179.36	330.296	137.103
60	9.6	9	167.2	362.52	150.479

Fuente: Elaboración propia

Tabla 5.31

Segunda corrida a las condiciones de la octava prueba de absorción

TIEMPO	GASTO 1 HCl mL (F)	GASTO 2 HCl mL (A)	gramos NaOH	gramos Na ₂ CO ₃	gramos CO ₂
10	19.9	6	212.8	241.68	100.319
20	19.8	6.4	206.72	257.792	107.007
30	16.9	7	197.6	281.96	117.039
40	14.3	7.8	185.44	314.184	130.415
50	12.5	8.6	173.28	346.408	143.791
60	10.6	9.4	161.12	378.632	157.167

Fuente: Elaboración propia

Tabla 5.32

Tercera corrida a las condiciones de la octava prueba de absorción

TIEMPO	GASTO 1 HCl mL (F)	GASTO 2 HCl mL (A)	gramos NaOH	gramos Na ₂ CO ₃	gramos CO ₂
10	19	5.6	218.88	225.568	93.631
20	19.1	5.8	215.84	233.624	96.975
30	18.9	6.9	199.12	277.932	115.367
40	18.4	8	182.4	322.24	133.759
50	15.6	8.6	173.28	346.408	143.791
60	12.4	9	167.2	362.52	150.479

Fuente: Elaboración propia

Tabla 5.33**Condiciones de la novena prueba de absorción**

Temperatura (°C)	24
Concentración de soda cáustica (N)	0,2
Flujo volumétrico de soda cáustica (L/h)	250
Flujo volumétrico del aire (L/min)	40

Fuente: Elaboración propia

Tabla 5.34**Primera corrida a las condiciones de la novena prueba de absorción**

TIEMPO minutos	GASTO 1 HCl mL (F)	GASTO 2 HCl mL (A)	gramos NaOH	gramos Na ₂ CO ₃	gramos CO ₂
10	14.9	5.1	150.48	205.428	85.271
20	14.5	5.3	147.44	213.484	88.615
30	14	6.5	129.2	261.82	108.679
40	13.7	8	106.4	322.24	133.759
50	12.4	8.2	103.36	330.296	137.103
60	11.6	9	91.2	362.52	150.479

Fuente: Elaboración propia

Tabla 5.35**Segunda corrida a las condiciones de la novena prueba de absorción**

TIEMPO minutos	GASTO 1 HCl mL (F)	GASTO 2 HCl mL (A)	gramos NaOH	gramos Na ₂ CO ₃	gramos CO ₂
10	14	4	167.2	161.12	66.879
20	13.4	5.3	147.44	213.484	88.615
30	13	6.5	129.2	261.82	108.679
40	11.6	7.6	112.48	306.128	127.071
50	11.4	7.7	110.96	310.156	128.743
60	11.4	7.8	109.44	314.184	130.415

Fuente: Elaboración propia

Tabla 5.36

Tercera corrida a las condiciones de la novena prueba de absorción

TIEMPO minutos	GASTO 1 HCl mL (F)	GASTO 2 HCl mL (A)	gramos NaOH	gramos Na₂CO₃	gramos CO₂
10	14.6	5	152	201.4	83.599
20	14.5	5.3	147.44	213.484	88.615
30	14.2	6.5	129.2	261.82	108.679
40	13.7	5.8	139.84	233.624	96.975
50	13.4	6.4	130.72	257.792	107.007
60	11.8	8	106.4	322.24	133.759

Fuente: Elaboración propia

5.1.2. Análisis volumétrico

Siguiendo el procedimiento analítico mostrado en el capítulo IV, se obtuvieron los siguientes resultados promedios de masa de dióxido de carbono medidos en gramos y además la concentración de moles de dióxido de carbono en litros de solución, estos datos se obtuvieron en una hora de trabajo y a las condiciones de las variables de operación indicada en cada corrida.:

Tabla 5.37

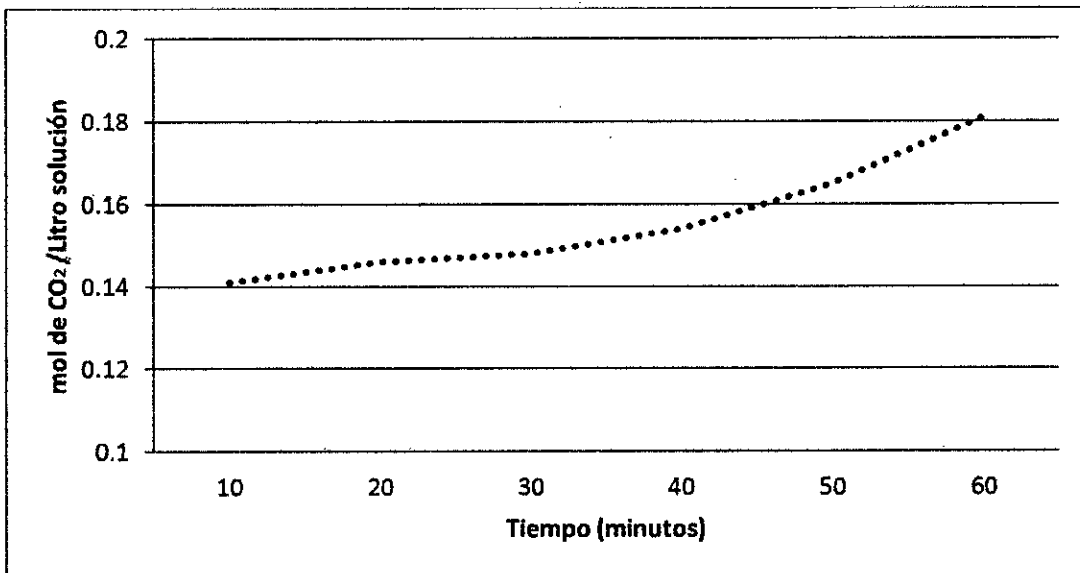
Datos promedios obtenidos en la primera prueba de operación

TIEMPO (minutos)	MASA PROMEDIO (gramos de CO₂ en 38 L.solución)	Mol de CO₂/Litros de solución
10	235.751	0.141
20	244.111	0.146
30	248.012	0.148
40	257.487	0.154
50	275.321	0.165
60	303.188	0.181

Fuente: Elaboración propia

Grafico 5.1

**Concentración de CO₂ vs tiempo
a 10°C, 0.4 N soda caustica, 150 L/h soda cáustica, 20 L/min de aire**



Fuente: Elaboración propia

Tabla 5.38

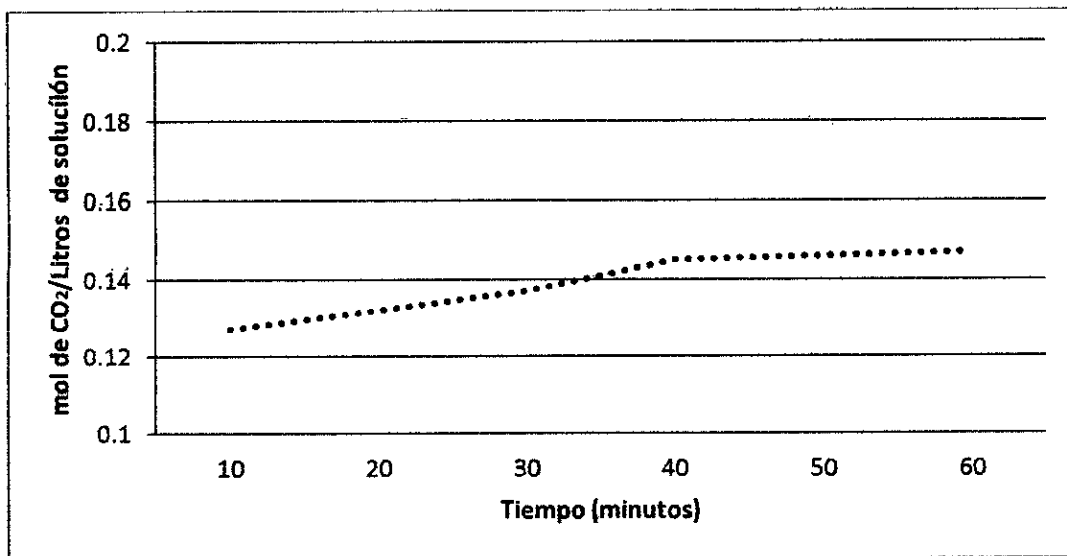
Datos promedios obtenidos en la segunda prueba de operación

TIEMPO (minutos)	MASA PROMEDIO (gramos de CO₂ en 38 L.solución)	Mol de CO₂/Litros de solución
10	212.343	0.127
20	220.145	0.132
30	228.505	0.137
40	242.439	0.145
50	243.553	0.146
60	246.34	0.147

Fuente: Elaboración propia

Grafico 5.2

**Concentración de CO₂ vs tiempo
a 10°C, 0.3 N soda caustica, 180 L/h soda cáustica, 30 L/min de aire**



Fuente: Elaboración propia

Tabla 5.39

Datos promedios obtenidos en la tercera prueba de operación

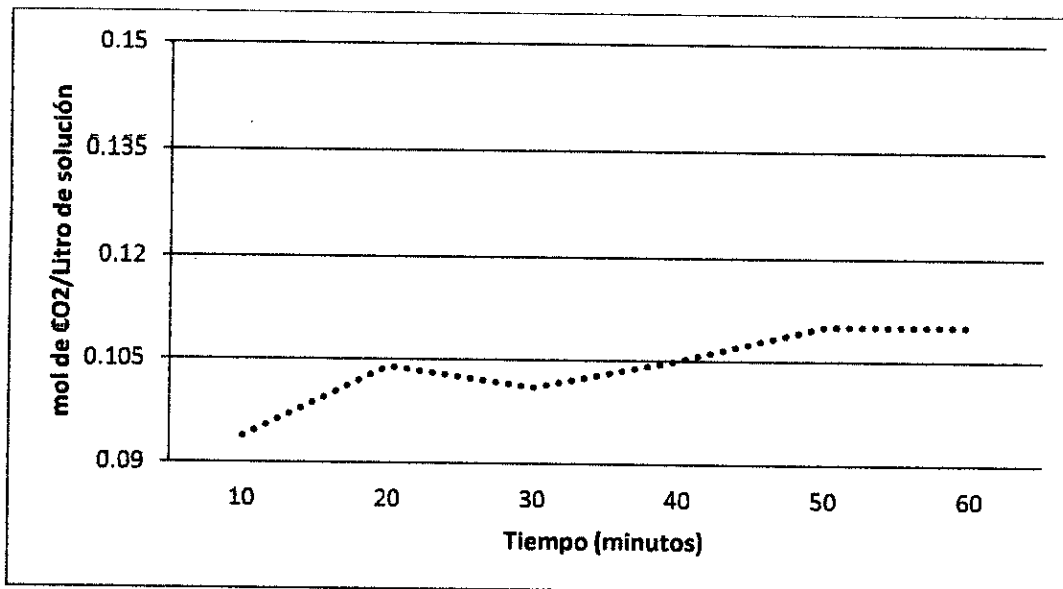
TIEMPO (minutos)	MASA PROMEDIO (gramos de CO ₂ en 38 L.solución)	Mol de CO ₂ /Litros de solución
10	157.724	0.094
20	173.329	0.104
30	169.428	0.101
40	175.559	0.105
50	183.919	0.110
60	183.919	0.110

Fuente: Elaboración propia

Grafico 5.3

Concentración de CO₂ vs tiempo

a 10°C, 0.2 N soda caustica, 250 L/h soda cáustica, 40 L/min de aire



Fuente: Elaboración propia

Tabla 5.40

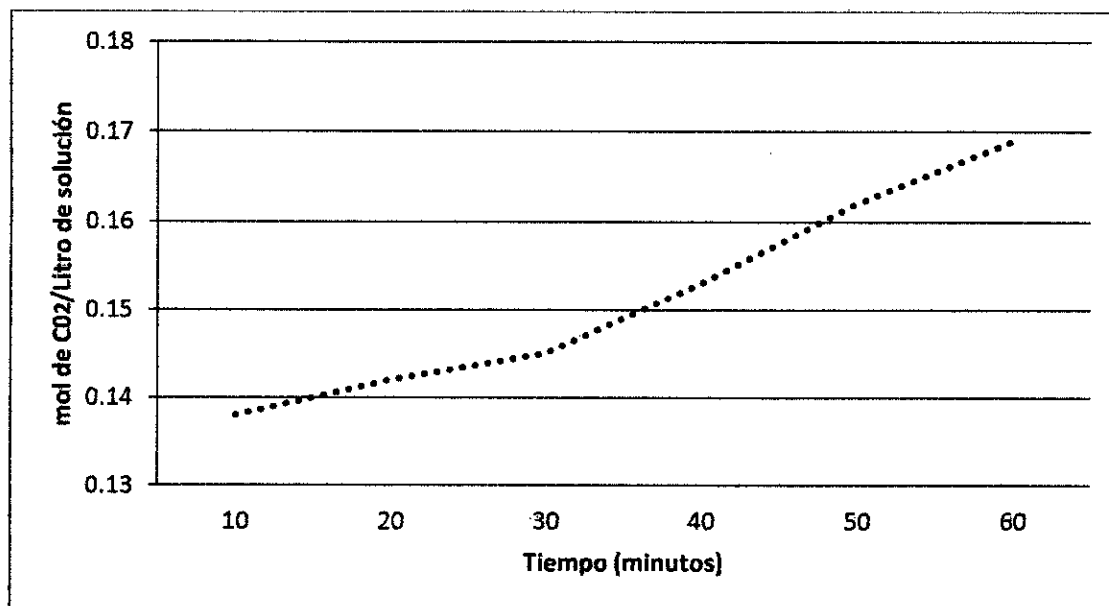
Datos promedios obtenidos en la cuarta prueba de operación

TIEMPO (minutos)	MASA PROMEDIO (gramos de CO₂ en 38 L.solución)	Mol de CO₂/Litros de solución
10	231.292	0.138
20	237.423	0.142
30	242.996	0.145
40	256.372	0.153
50	271.977	0.162
60	283.124	0.169

Fuente: Elaboración propia

Grafico 5.4

**Concentración de CO₂ vs tiempo
a 15°C, 0.4 N soda cáustica, 150 L/h soda cáustica, 20 L/min de aire**



Fuente: Elaboración propia

Tabla 5.41

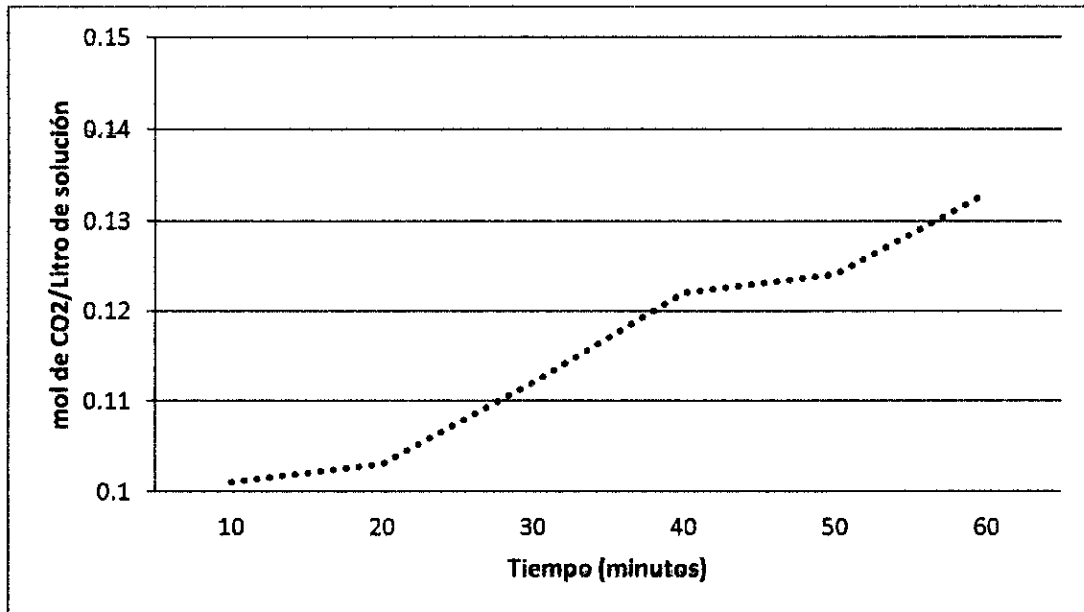
Datos promedios obtenidos en la quinta prueba de operación

TIEMPO (minutos)	MASA PROMEDIO (gramos de CO₂ en 38 L. solución)	Mol de CO₂/Litros de solución
10	169.428	0.101
20	172.772	0.103
30	187.263	0.112
40	203.983	0.122
50	207.327	0.124
60	222.375	0.133

Fuente: Elaboración propia

Gráfico 5.5

**Concentración de CO₂ vs tiempo
a 15°C, 0.3 N soda cáustica, 180 L/h soda cáustica, 30 L/min de aire**



Fuente: Elaboración propia

Tabla 5.42

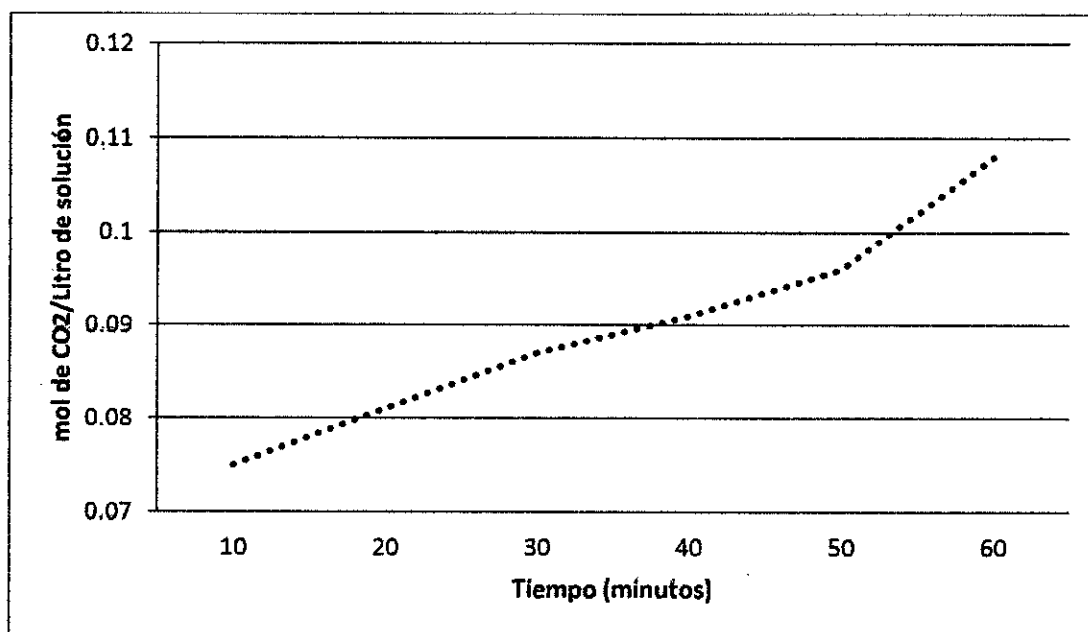
Datos promedios obtenidos en la sexta prueba de operación

TIEMPO (minutos)	MASA PROMEDIO (gramos de CO₂ en 38 L. solución)	Mol de CO₂/Litros de solución
10	125.956	0.075
20	136.545	0.081
30	145.463	0.087
40	152.151	0.091
50	161.068	0.096
60	180.575	0.108

Fuente: Elaboración propia

Gráfico 5.6

**Concentración de CO₂ vs tiempo
a 15°C, 0.2 N soda caustica, 250 L/h soda cáustica, 40 L/min de aire**



Fuente: Elaboración propia

Tabla 5.43

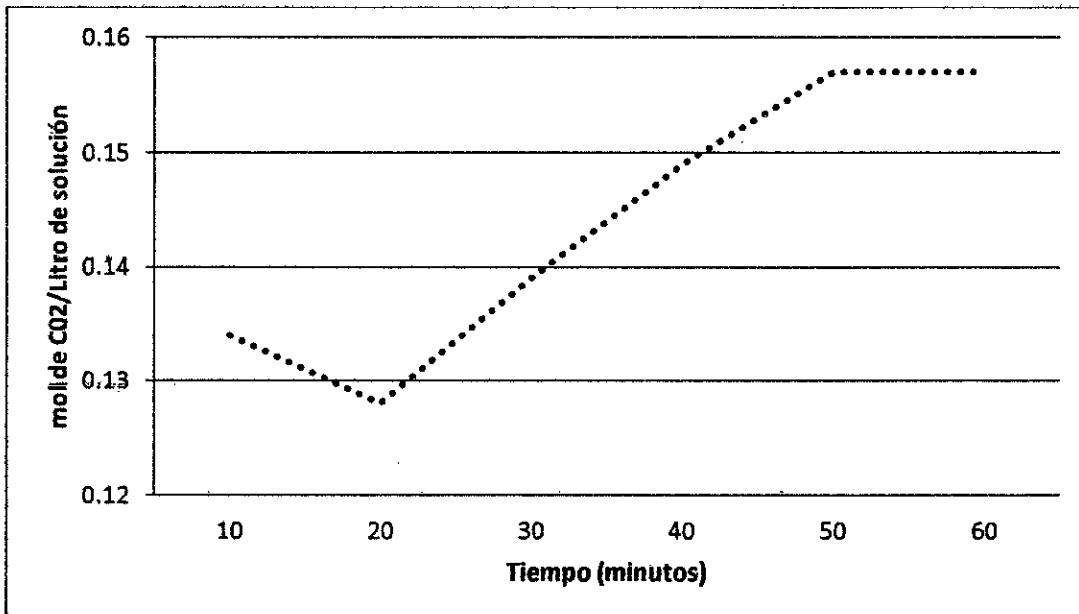
Datos promedios obtenidos en la séptima prueba de operación

TIEMPO (minutos)	MASA PROMEDIO (gramos de CO₂ en 38 L.solución)	Mol de CO₂/Litros de solución
10	224.047	0.134
20	214.015	0.128
30	232.964	0.139
40	248.569	0.149
50	262.503	0.157
60	262.503	0.157

Fuente: Elaboración propia

Grafico 5.7

**Concentración de CO₂ vs tiempo
a 24°C, 0.4 N soda caustica, 150 L/h soda cáustica, 20 L/min de aire**



Fuente: Elaboración propia

Tabla 5.44

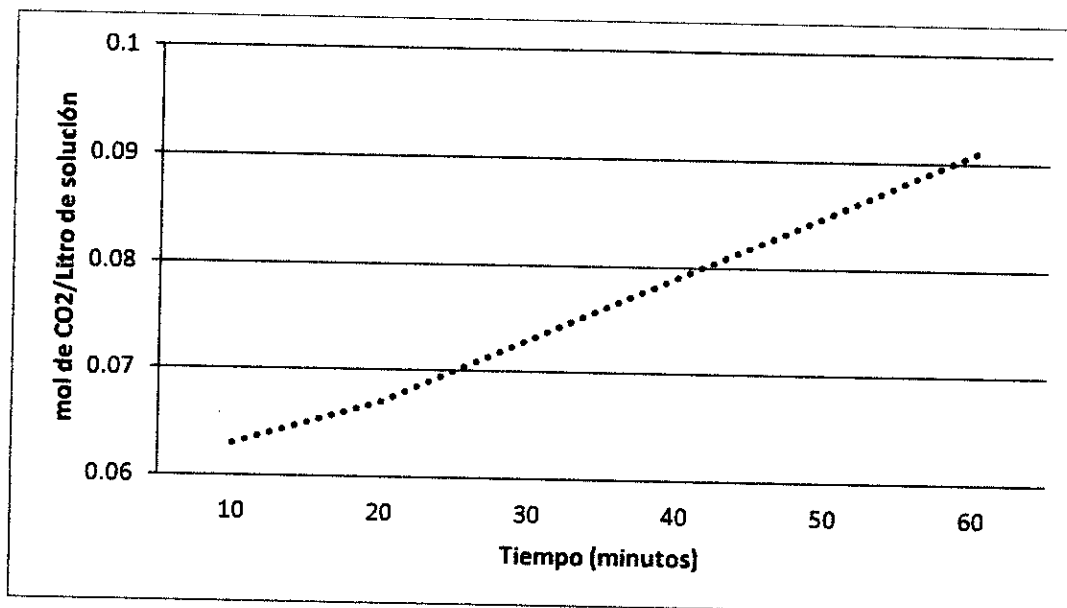
Datos promedios obtenidos en la octava prueba de operación

TIEMPO (minutos)	MASA PROMEDIO (gramos de CO ₂ en 38 L. solución)	Mol de CO ₂ /Litros de solución
10	104.777	0.063
20	111.465	0.067
30	121.497	0.073
40	132.644	0.079
50	141.561	0.085
60	152.708	0.091

Fuente: Elaboración propia

Grafico 5.8

**Concentración de CO₂ vs tiempo
a 24°C, 0.3 N soda caustica, 180 L/h soda cáustica, 30 L/min de aire**



Fuente: Elaboración propia

Tabla 5.45

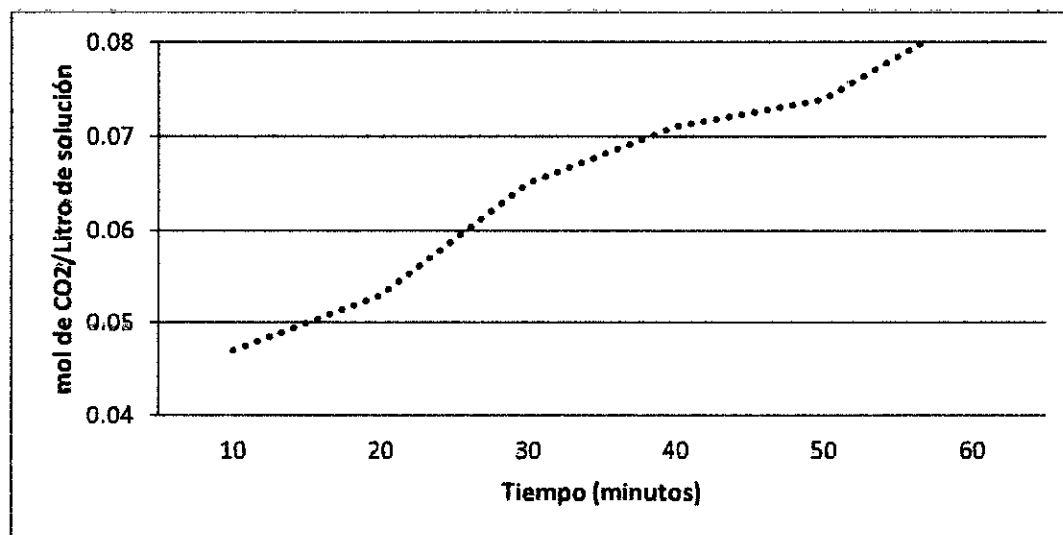
Datos promedios obtenidos en la novena prueba de operación

TIEMPO (minutos)	MASA PROMEDIO (gramos de CO₂ en 38 L. solución)	Mol de CO₂/Litros de solución
10	78.583	0.047
20	88.615	0.053
30	108.679	0.065
40	119.268	0.071
50	124.284	0.074
60	138.217	0.083

Fuente: Elaboración propia

Gráfico 5.9

**Concentración de CO₂ vs tiempo
a 24°C, 0.2 N soda caustica, 250 L/h soda cáustica, 40 L/min de aire**



Fuente: Elaboración propia

5.2. Resultados Finales

En concordancia con los datos obtenidos en las corridas de absorción y el análisis volumétrico, se realizó un análisis de varianza con las todas las variables independientes:

Tabla 5.46

Tabla de condiciones de absorción y la cantidad obtenida de CO₂

N°	T (°C)	Concentración de soda cáustica (N)	Flujo volumétrico de soda cáustica (L/h)	Flujo volumétrico de aire (L/min)	Tiempo 60 minutos	
					g CO ₂ en 38 L solución	Mol de CO ₂ en L solución
1	10	0.4	150	20	303.188	0.181
2	10	0.3	180	30	247.34	0.147
3	10	0.2	250	40	183.919	0.110
4	15	0.4	150	20	283.124	0.169
5	15	0.3	180	30	222.375	0.133
6	15	0.2	250	40	180.575	0.108
7	24	0.4	150	20	262.503	0.157
8	24	0.3	180	30	152.708	0.091
9	24	0.2	250	40	138.217	0.083

Fuente: Elaboración propia

Tabla 5.46

Análisis de varianza de las cuatro variables

Regresión de superficie de respuesta: CO₂ vs. T; CNaOH; QNaOH; QAire

No se pueden estimar los siguientes términos y se eliminaron:
QAire; CNaOH*CNaOH; QNaOH*QNaOH; QAire*QAire; T*QAire; CNaOH*QNaOH;
CNaOH*QAire;
QNaOH*QAire

Análisis de Varianza

Fuente	GL	SC Ajust.	MC Ajust.	Valor F	Valor p
Modelo	6	27410.6	4568.46	74.66	0.013
Lineal	3	22680.3	7560.09	123.43	0.008
T	1	1854.9	1854.87	30.28	0.031
CNaOH	1	3534.3	3534.29	57.70	0.017
QNaOH	1	811.4	811.37	13.25	0.068
Cuadrado	1	57.3	57.31	0.94	0.435
T*T	1	57.3	57.31	0.94	0.435
Interacción de 2 factores	2	958.0	479.00	7.82	0.113
T*CNaOH	1	950.6	950.56	15.52	0.059
T*QNaOH	1	939.7	939.66	15.34	0.059
Error	2	122.5	61.25		
Total	8	27533.3			

Resumen del modelo

S	R-cuad.	R-cuad. (ajustado)	R-cuad. (pred)
7.82625	99.56%	98.22%	82.63%

Coefficientes codificados

Término	Efecto	Coef	EE del coef.	Valor T	Valor p	VIF
Constante		227.31	5.36	42.41	0.001	
T	-42.82	-21.44	3.90	-5.50	0.031	1.53
CNaOH	217.1	108.6	14.3	7.60	0.017	20.01
QNaOH	101.4	50.7	13.9	3.64	0.068	20.01
T*T	-11.82	-5.91	6.11	-0.97	0.435	1.03
T*CNaOH	135.2	67.6	17.2	3.94	0.059	20.01
T*QNaOH	131.0	65.5	16.7	3.92	0.059	20.51

Ecuación de regresión en unidades no codificadas

$$CO_2 = 845 - 65.4 T - 556 CNaOH - 2.167 QNaOH - 0.121 T^2 + 96.6 T^*CNaOH + 0.1871 T^*QNaOH$$

Fuente: Elaboración propia

La ecuación para este juego de variables estará dada por:

$$CO_2 = 845 - 65.4T - 556 C.NaOH - 2.167Q.NaOH - 0.121TxT + 96.6 TxC.NaOH + 0.1871TxQ.NaOH$$

Optimización de respuesta: CO2

Parámetros

Respuesta	Meta	Inferior	Objetivo	Superior	Ponderación	Importancia
CO2	Objetivo	138.217	303.188	333.507	1	1

Solución

Solución	T	CNaOH	QNaOH	CO2 Ajuste	Deseabilidad compuesta
1	17	0.323201	250	303.188	1

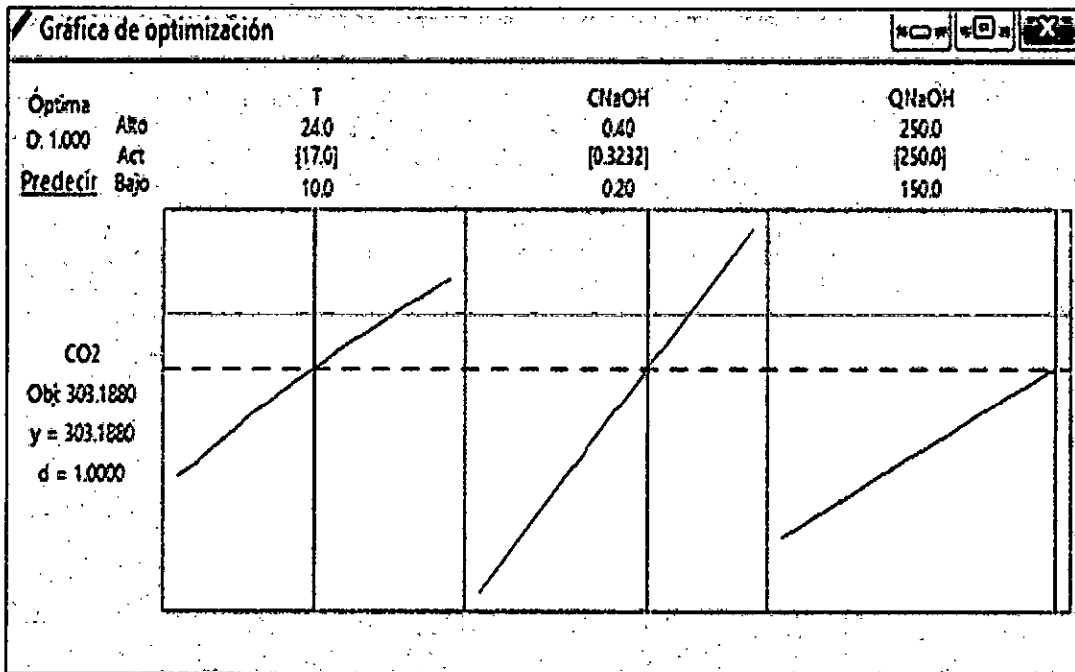
Predicción de respuesta múltiple

Variáble	Valor de configuración
T	17
CNaOH	0.323201
QNaOH	250

Respuesta	Ajuste	ajuste	EE de IC de 95%	IP de 95%
CO2	303.2	19.7	(218.5; 387.9)	(212.1; 394.3)

Tabla 5.47

Análisis de la optimización



Fuente: Elaboración propia

VI. DISCUSIÓN DE RESULTADOS

6.1 Contratación de hipótesis con los resultados

Resultados obtenidos de las pruebas de absorción

Se pudo hacer el cálculo de la cantidad absorbida de dióxido de carbono en cada prueba, y el resumen se muestra en las tablas 5.46 y 6.2 (valores promedio).

Tabla 6.1

Tabla de condiciones de absorción y la cantidad obtenida de CO₂ en Litro de solución

	T (°C)	Concentración de soda cáustica (N)	Flujo volumétrico de soda cáustica (L/h)	Flujo volumétrico de aire (L/min)	60 Minutos Mol de CO ₂ en L solución
1	10	0.4	150	20	0.181
2	10	0.3	180	30	0.147
3	10	0.2	250	40	0.110
4	15	0.4	150	20	0.169
5	15	0.3	180	30	0.133
6	15	0.2	250	40	0.108
7	24	0.4	150	20	0.157
8	24	0.3	180	30	0.091
9	24	0.2	250	40	0.083

Fuente: Elaboración propia

Tabla 6.2

Tabla del peso de CO₂ absorbido

Nº	10 min	20 min	30 min	40 min	50 min	60 min
1	235.751	244.111	248.013	257.487	275.322	303.189
2	212.343	220.146	228.506	242.439	243.554	246.341
3	157.725	173.33	169.429	175.559	183.919	183.919
4	231.293	237.423	242.997	256.373	271.978	283.125
5	169.429	172.773	187.263	203.983	207.327	222.375
6	125.957	136.546	145.463	152.151	161.069	180.575
7	224.047	214.015	232.965	248.57	262.503	262.503
8	104.778	111.466	121.498	132.645	141.562	152.709
9	78.583	88.615	108.679	119.269	124.285	138.218

Fuente: Elaboración propia

Se puede apreciar que la teoría de absorción a bajas temperaturas es contrastada con los resultados experimentales y las condiciones a las que se trabajó fueron optimizadas.

Analizando la tabla 5.46 los valores de p deben de ajustarse en un rango de valor de 0.05 a 0.01, para que estos valores sean significativo, además en concordancia con el valor de VIF que debe presentar un valor alto, con estos datos se puede obtener la regresión.

Optimización de los parámetros de trabajo

Se trabajó la optimización de las variables temperatura, concentración de soda cáustica, flujo volumétrico de soda cáustica y flujo volumétrico de aire, teniendo como variable de respuesta la concentración de CO_2 absorbido. Los resultados de la optimización se visualizan en la tabla siguiente:

Tabla 6.3
Optimización de variables

Temperatura (°C)	Concentración de NaOH (N)	Caudal de NaOH (L/h)
17	0.332	250

Fuente: Elaboración propia

Por lo tanto, dentro del rango de los valores estudiados, estos son los que nos permiten obtener una mayor cantidad de CO_2 absorbido, optimizándose de este modo las variables.

Además la absorción de CO_2 se rápida como se muestra en el trabajo experimental. La tasa de absorción de CO_2 es lo suficientemente rápida.

Por lo tanto, la ecuación se simplificó a:

$$\frac{\Delta C}{\Delta t} = r_{\text{CO}_2}$$

Entonces para encontrar la velocidad de reacción se tomó los valores óptimos encontrados, como indica la tabla 5,37.

Tabla 6.4
Velocidad de absorción

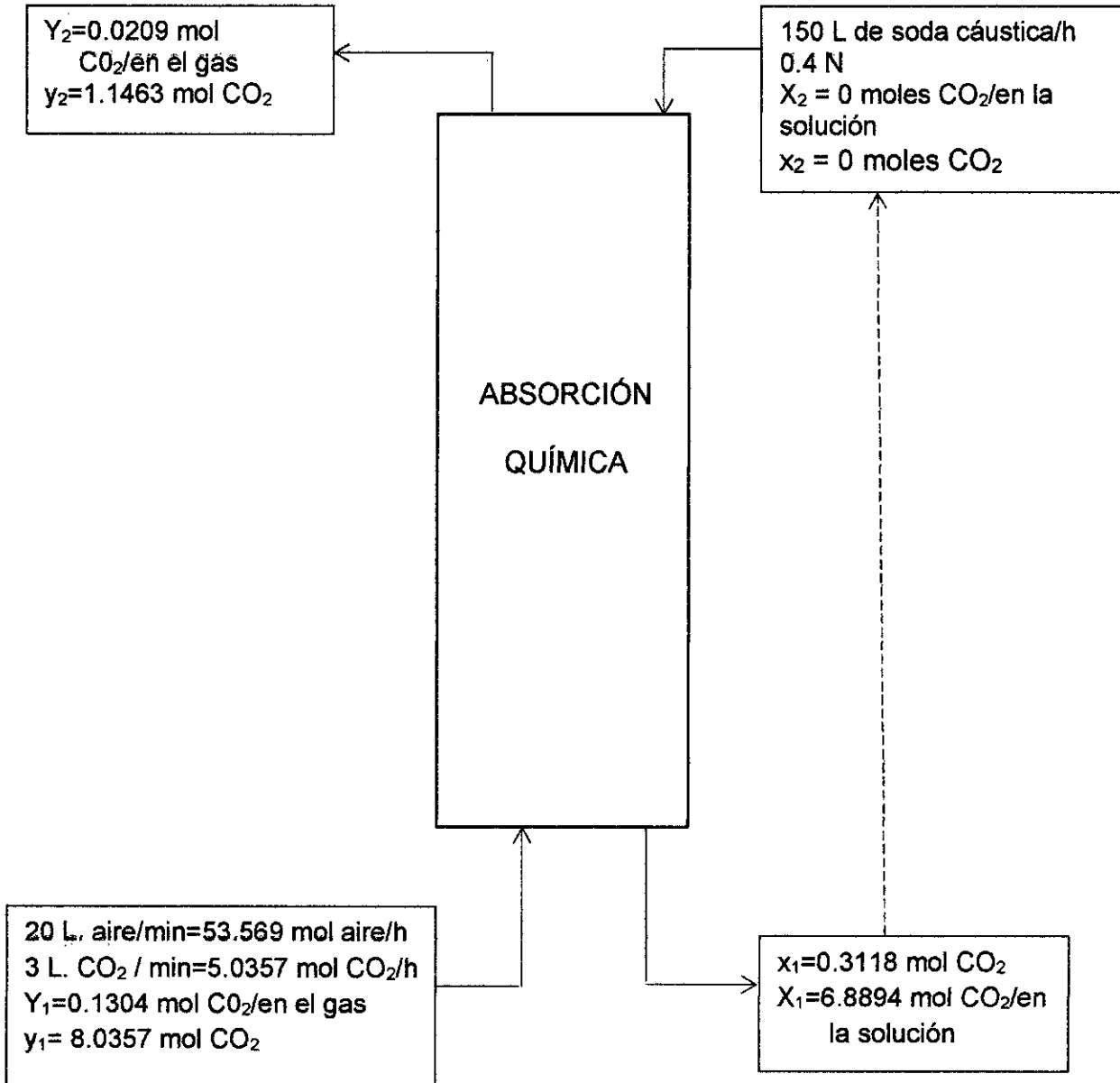
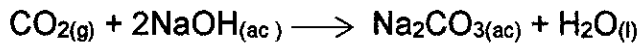
Tiempo (minutos)	Mol de CO_2 /Litros de solución	r_{CO_2}
10	0.141	
20	0.146	0.0005
30	0.148	0.0002
40	0.154	0.0006
50	0.165	0.0011
60	0.181	0.0016

Aplicando la ecuación se obtiene un valor promedio:

$$r_{\text{CO}_2} = \frac{(0.181 - 0.141) \text{ mol CO}_2 / \text{L. solución}}{(60 - 10) \text{ min}}$$

$$r_{\text{CO}_2} = 0.8 \times 10^{-3} \text{ mol CO}_2 / \text{L. solución min}$$

Con los datos obtenidos podemos hacer un análisis de la columna a las condiciones de operación: 10 C, 0.4 N Concentración de NaOH, 150 Litros de soda cáustica/h, 20 Litros de aire/min.



Ahora podemos calcular el coeficiente total de transferencia de masa, podemos considerar que en el caso de gases diluidos la velocidad de absorción de una columna es la siguiente:

$$N = K_f \cdot a \cdot S \cdot H \cdot \Delta P_{ln}$$

Tomando en cuenta que la absorción se lleva a cabo con reacción instantánea por parte de un líquido con alta concentración de reactivo.

H=altura de llenado=1.5 m

S=sección de la columna=0.005m²

a= superficie específica del relleno=500 m²/m³

Kf=coeficiente total de transferencia de masa en la fase gaseosa

Reemplazando datos para obtener Kf

$$\Delta P_{ln} = \frac{P_e - P_s}{\ln \frac{P_e}{P_s}}$$

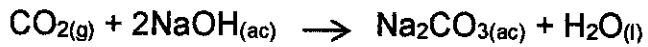
Pe=Ye x Pt

Ps=Ys x Pt

$$kf = \frac{1.667 \times 10^{-3} \text{ mol } CO_2 / s}{500 \text{ m}^2 / \text{m}^3 \times 1.5 \text{ m} \times 0.005 \text{ m}^2 \times 0.05871 \text{ atm}}$$

$$kf = 7.572 \times 10^{-3} \text{ mol } CO_2 / s \text{ m}^2 \text{ atm}$$

Además considerando la ecuación siguiente:



Podemos calcular la máxima concentración de saturación para el proceso de absorción química, asumimos 0,332 N de NaOH que fue uno nuestro valores óptimo, de esta manera por estequiometria se obtiene el valor teórico máximo de CO₂, que fue de 7,304 g CO₂/L más el valor de la solubilidad de 1,45 g CO₂/L se obtiene 8,754 g CO₂/L y el valor obtenido en forma experimental fue de 7,97 g CO₂/L, de esta manera podríamos hallar el porcentaje de error en el proceso de absorción química de ± 8.95 %.

VII. CONCLUSIONES

1. La máxima concentración de absorción de dióxido de carbono en soda cáustica en forma experimental fue de 7,97 g de CO₂/L de solución a las siguientes condiciones: 10 C°, 0.4 N de soda cáustica, 150L/h de solución de sosa cáustica, 20 L/min de aire. Al realizar la optimización de las variables en el proceso de absorción se obtuvieron los siguientes valores: Temperatura 17 °C, Concentración de soda cáustica de 0.332 N, Caudal de soda cáustica de 250 L/h, utilizando el valor de la concentración optima por estequiometria se obtuvo 7,93 g de CO₂/L de solución. Se realizaron cálculos teóricos de la solubilidad de dióxido de carbono en agua pura y en la solución de soda caustica, obteniéndose un valor de 8,754 g de CO₂ absorbidos/L de solución y comparando con el valor optimizado se encontró un porcentaje de error de ±8.95 %.
2. Se demostró experimentalmente que la absorción de dióxido de carbono en soda cáustica es una función directa de la concentración de soda cáustica y del flujo volumétrico de soda cáustica, y una función inversa de la temperatura.

VIII. RECOMENDACIONES

1. Ampliar el rango de condiciones de trabajo para tener más puntos al momento de hacer la optimización de variables
2. El cálculo de CO_2 absorbido fue gracias a los datos de titulación volumétrica del carbonato de sodio. Sería recomendable hacer la cuantificación por otro método para verificar si se puede tener mayor precisión en la obtención de datos
3. Realizar trabajos experimentales utilizando otras variables de operación, tales como: la presión dentro de la columna de absorción, flujo volumétrico del CO_2 , solución acuosa de hidróxido de potasio, etc. De esta manera se podrá realizar un estudio más detallado de la absorción del CO_2 .

IX. REFERENCIA BIBLIOGRÁFICA

1. ACEDO SANCHEZ, JOSÉ (2006). Instrumentación y control avanzado de procesos. Madrid: Díaz de Santos.
2. BARRIOS, ORIAN, BERROTERAN, PEDRO, DA SILVA, VÍCTOR & ROCA, EFRAÍN (2011). Simulación y control de una columna de absorción continua rellena con anillos tipo rasching a través del software SIMULATROL 6000. Carabobo: Universidad de Carabobo.
3. BASMAJDIAN, DIRAN (2005). Mass Transfer – Principles and Applications. Florida: CRC Press.
4. BERROCAL MARTINEZ, ISABEL (2011). Principios de transferencia de masa en la Ingeniería de Alimentos. Informe Final de Investigación. Callao: Universidad Nacional del Callao
5. CENTRO DE ESTUDIOS EN CIENCIAS DE LA ENERGÍA (2010). Deshidratación. Zulia: Universidad Bolivariana de Venezuela.
6. CHANG LIN, CHIA Y RONG CHU, CHING (2015). Mass transfer performance of rotating packed beds with blade packings in carbon dioxide absorption into sodium hydroxide solution, 150, 196-203.
7. COMSOL (2013). Understanding Mass Transfer. 17 de junio de 2017. Disponible en:
<https://www.comsol.com/multiphysics/what-is-mass-transfer>
8. CUSI PALOMINO (2006). Eliminación del dióxido de carbono del gas natural por depuración húmeda empleando compuestos de sodio. Ica: Universidad Nacional San Luis Gonzaga de Ica.

9. DE LA HOZ SIEGLER, HECTOR JR. (2003). Diseño de un módulo para el dimensionamiento hidráulico de torres empacadas. Bogotá: Universidad Nacional de Colombia
10. DI SONG, GARY (2016). Reaction Kinetics of Carbon Dioxide and Hydroxide in aqueous Glycerol. *Chemical Engineering Science*, 16, 2509-2528.
11. ECURED (2010). Reacciones químicas. 06 de abril de 2017. Disponible en:
https://www.ecured.cu/Reacci%C3%B3n_qu%C3%ADmica
12. FISICANET (2011). Cinética química. 06 de abril de 2017. Disponible en:
https://www.fisicanet.com.ar/quimica/cinetica_quimica/ap01_cinetica_quimica.php
13. FORERO TAVERA, J.A.; GUTIERREZ, L.D.; MANRIQUE RUEDA, E.D. Y RODRÍGUEZ LANCHEROS, N.A. (2013). Pre Informe de torres empacadas. Santander: Universidad Industrial de Santander.
14. GEANKOPLIS, CHRISTIE (1993). *Transport Processes and Unit Operations*. California: Prentice Hall International.
15. GONZALES DÍAZ, ABIGAIL; FRANCO NAVA, JOSÉ MANUEL; PERALTA MARTÍNEZ, MARÍA V.; GONZALES SANTOLÓ, JOSÉ M.; FRANCO LÓPEZ, ROGELIO Y CARREÓN SILVA, RAMÓN (2010). Estudio técnico del proceso de captura de dióxido de carbono con monoetanolamina para una planta termoeléctrica. Ciudad de México: Instituto Nacional de Electricidad y Energías Limpias.

16. GONDAL, SHAHLA; ASIF, NAVEED; SVENDSEN, HALLVARD Y KNUUTILA, HANNA (2015). Kinetics of the absorption of carbon dioxide into aqueous hydroxides of lithium, sodium and potassium and blends of hydroxides and carbonates. *Chemical Engineering Science*, 123, 487-499.
17. GONZALES GARCIA RICARDO (2011). Simulador de columna de destilación. Oaxaca: Instituto tecnológico de Oaxaca.
18. HEANLEY, E.J. Y SEADER, J.D. (2000). Operaciones de separación por etapas de equilibrio en Ingeniería Química. Ciudad de México. Editorial Reverté
19. KISTER, HENRY (1992). *Distillation Design*. California: McGraw Hill.
20. LEIVA MAS, JORGE; MARTÍNEZ NODAL, PASTORA DE LA C.; ESPERANZA PÉREZ, GUILLERMO; RODRÍGUEZ RICO, IVÁN Y GORDIS GARCÍA, CARLOS (2012). Absorción de hidrocarburos en columnas rellenas de bagazo. Instituto Cubano de Investigaciones de los Derivados de la caña de Azúcar.
21. MCCABE, WARREN; SMITH, JULIAN Y HARRIOTT, PETER (1993). *Unit Operations of Chemical Engineering*. Singapur: McGraw-Hill.
22. MISARI CUESTAS, MARLON Y ORIHUELA SOLIER, ELENA (2011). Evaluación del efecto del tipo de relleno (anillo raschig y montura berl de cerámico) sobre el factor de reacción en la absorción química del dióxido de carbono puro con hidróxido de sodio en la columna de absorción del LOPU – FIQ - UNCP. Huancayo: Universidad Nacional del Centro

23. MOGOLLÓN ACOSTA, BRUNO Y DELGADO FERNÁNDEZ, SERGIO (2011). Estudio comparativo entre empaques aleatorios y estructurados en la operación unitaria de destilación. Lima: Universidad Nacional de Ingeniería.
24. MORERO, BETZABET Y CAMPANELLA, ENRIQUE A. (2013). Simulación del proceso de absorción química con soluciones de aminas para la purificación del biogás. Universidad Nacional del Litoral.
25. MOTT SOUDERS (1979). Memorial Tributes: National Academy of Engineering, Volumen 1. The National Academies.
26. NEW MEXICO STATE UNIVERSITY (2015). Vapor/Liquid Equilibrium. 23 de junio de 2017. Disponible en:
<https://chme.nmsu.edu/academics/undergrad/undergraduate-chme-laboratory/>
27. NORTON CHEMICAL PROCESS PRODUCT CORPORATION (2001). Packed Towers Internals Guide. Ohio.
28. OCHOA MAYORGA, FREDY MARTÍN; PEÑALOZA GARCÍA, DIANA; PARDO TORRES, JAHIR; SOLANA LAMBRAÑO, KEYLA MARÍA; JAIMES ORTIZ; LUZ YANEIDA; DÍAZ FONTECHA, JHON JAIRO; SILVA, CARMEN SOFÍA Y RODRÍGUEZ RODRÍGUEZ, KATHERINE (2014). Absorción en torre de platos: Asignación HYSYS. Santander: Universidad Industrial de Santander.
29. PENDERS-VAN ELK, NATHALIE; HAMBORG, ESPEN; HUTTENHUIS, PATRICK; FRADETTE, SYLVIE; CARLEY, JONATHAN Y VERSTEEG, GEERT (2013). Kinetics of absorption of

carbon dioxide in aqueous amine and carbonate solutions with carbonic anhydrase. International Journal of Greenhouse Gas Control, 12, 259-268.

30. PROCESOS BIO (2016). Teoría de la película. 26 de junio de 2017.

Disponible en:

[https://procesosbio.wikispaces.com/Teor%C3%ADa+de+la+pel%C3%](https://procesosbio.wikispaces.com/Teor%C3%ADa+de+la+pel%C3%ADcula)

[ADcula](https://procesosbio.wikispaces.com/Teor%C3%ADa+de+la+pel%C3%ADcula)

31. QUIMICADES (2010). Gases. 06 de marzo de 2017. Disponible en:

[http://quimicades.blogspot.pe/2011/05/gases-definicion-y-](http://quimicades.blogspot.pe/2011/05/gases-definicion-y-propiedades.html)

[propiedades.html](http://quimicades.blogspot.pe/2011/05/gases-definicion-y-propiedades.html)

32. QUIMICA ITAT (2011). Absorción de gases. 15 de mayo de 2017.

Disponible en:

[https://quimicaitatljmm.files.wordpress.com/2013/11/psiii-absorcion-](https://quimicaitatljmm.files.wordpress.com/2013/11/psiii-absorcion-ago_dic-2013.pdf)

[ago_dic-2013.pdf](https://quimicaitatljmm.files.wordpress.com/2013/11/psiii-absorcion-ago_dic-2013.pdf)

33. RANGEL MORALES, FABIO MANUEL (2011). Absorción de gases:

Método de cálculo en contacto discontinuo. Callao: Universidad Nacional del Callao.

34. RAJU INSTITUTE OF TECHNOLOGY (2015). Volumetric titration. 23

de julio de 2017. Disponible en:

[https://www.bvrit.ac.in/Freshman_Lab_Manuals/freshman_engineering](https://www.bvrit.ac.in/Freshman_Lab_Manuals/freshman_engineering_chemistry/files/assets/downloads/page0006.pdf)

[_chemistry/files/assets/downloads/page0006.pdf](https://www.bvrit.ac.in/Freshman_Lab_Manuals/freshman_engineering_chemistry/files/assets/downloads/page0006.pdf)

35. SANCHEZ ALARCON, JUAN ANTONIO; PUJOL, RAMÓN OLIVER Y

ESTRANY CODA, FRANCESC (2013). Planta para la recuperación del dióxido de carbono de los gases de combustión.

36. SANTA CRUZ, WILBERTH GIBRÁN Y PACHO CARRILLO, JUAN DANIEL (2006). Optimización de una torre de absorción en una planta de endulzamiento de gas natural. Instituto Mexicano de Ingenieros Químicos.
37. SILVESTRE ALBERO, JOAQUÍN; SILVESTE ALBERO, ANA; CASCO, MIRIAN Y RODRIGUEZ REINOSO, FRANCISCO (2014). Retos actuales para la captura y almacenamiento de dióxido de carbono. Alicante: Universidad de Alicante.
38. SOCOLOW, ROBERT (2005). Can we bury global warming? Scientific American.
39. STRIGLE, RALPH (1994). Packed Tower Design and Applications. Houston: Gulf Publishing Company.
40. TECNO CRUZ FIERRO (2014). Teoría de la doble capa. 15 de junio de 2017. Disponible en:
<http://tecno.cruzfierro.com/formularios/doble-capa>
41. UNIVERSIDAD DE HUELVA (2012). Dióxido de carbono. 05 de marzo de 2017. Disponible en:
<http://www.uhu.es/servicio.prevencion/menuservicio/info/higiene/dioxido.pdf>
42. UNIVERSITY OF BRADFORD (2014). Response surface Methodology. 05 de marzo de 2017. Disponible en:
http://www.brad.ac.uk/staff/vtoropov/burgeon/thesis_luis/chapter3.pdf
43. VELI MATTI, TAPANI TAAVITSAINEN (2013). Experimental Optimization and Response Surfaces. Helsinki: Helsinki Metropolia University of Applied Sciences.

44. ZHAO, YI; ZHANG, ZILI; QIAN, ZINFENG Y HAN, YINGUANG (2015).
Properties of carbon dioxide absorption and reduction by sodium
borohydride under atmospheric pressure. *Fuel*, 142, 1-8.

ANEXOS

10.1 Matriz de consistencia

PROBLEMA GENERAL	OBJETIVO GENERAL	HIPÓTESIS GENERAL	VARIABLE DEPENDIENTE	DIMENSIONES	INDICADORES	MÉTODO
¿Mediante la optimización de las variables de operación en la absorción de dióxido de carbono en soda cáustica en una columna de empaques a nivel piloto se podrá obtener la mayor absorción posible?	Optimizar las variables de operación en la absorción de dióxido de carbono en soda cáustica en una columna de empaques a nivel piloto	Se obtendrá la mayor absorción del dióxido de carbono en soda cáustica a una temperatura de 10 °C, concentración de soda cáustica de 0.1 N, un flujo volumétrico de soda cáustica de 100 L/h, flujo volumétrico de aire de 25 L/min.	Concentración de dióxido de carbono en la solución líquida	Concentración del dióxido de carbono en la absorción (Y).	g/L	Titulación
			VARIABLES INDEPENDIENTE	DIMENSIONES	INDICADORES	PRIMERA ETAPA
			Proceso de absorción en una columna de relleno	temperatura	°C	Experimentación aplicando diseño factorial
				Concentración de soda cáustica	N	
				Flujo volumétrico de soda cáustica	L / h	
				Flujo volumétrico del aire	L / min	
						SEGUNDA ETAPA
						Optimización de las variables de operación