



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

**ESTUDIO DE PREFACTIBILIDAD TÉCNICA Y ECONÓMICA DE LA IMPLEMENTACIÓN DE UNA
NUEVA TECNOLOGÍA DE CARBONATACIÓN POR CONTACTOR DE MEMBRANA EN SUSTITUCIÓN
DE UN EQUIPO CONVENCIONAL EN UNA PLANTA DE BEBIDAS CARBONATADAS**

José Alberto Rodríguez Recinos

Asesorado por el Ing. Renato Giovanni Ponciano Sandoval

Guatemala, agosto de 2013

UNIVERSIDAD DE SAN CARLOS DE GUATEMALA



FACULTAD DE INGENIERÍA

**ESTUDIO DE PREFACTIBILIDAD TÉCNICA Y ECONÓMICA DE LA IMPLEMENTACIÓN DE UNA
NUEVA TECNOLOGÍA DE CARBONATACIÓN POR CONTACTOR DE MEMBRANA EN SUSTITUCIÓN
DE UN EQUIPO CONVENCIONAL EN UNA PLANTA DE BEBIDAS CARBONATADAS**

TRABAJO DE GRADUACIÓN

PRESENTADO A LA JUNTA DIRECTIVA DE LA
FACULTAD DE INGENIERÍA
POR

JOSÉ ALBERTO RODRÍGUEZ RECINOS

ASESORADO POR EL ING. RENATO GIOVANNI PONCIANO SANDOVAL

AL CONFERÍRSELE EL TÍTULO DE

INGENIERO QUÍMICO

GUATEMALA, AGOSTO DE 2013

UNIVERSIDAD DE SAN CARLOS DE GUATEMALA
FACULTAD DE INGENIERÍA



NÓMINA DE JUNTA DIRECTIVA

DECANO	Ing. Murphy Olympto Paiz Recinos
VOCAL I	Ing. Alfredo Enrique Beber Aceituno
VOCAL II	Ing. Pedro Antonio Aguilar Polanco
VOCAL III	Inga. Elvia Miriam Ruballos Samayoa
VOCAL IV	Br. Walter Rafael Véliz Muñoz
VOCAL V	Br. Sergio Alejandro Donis Soto
SECRETARIO	Ing. Hugo Humberto Rivera Pérez

TRIBUNAL QUE PRACTICÓ EL EXAMEN GENERAL PRIVADO

DECANO	Ing. Murphy Olympto Paiz Recinos
EXAMINADOR	Ing. Otto Raúl de León de Paz
EXAMINADORA	Dra. Casta Petrona Zeceña Zeceña
EXAMINADOR	Dr. Williams Guillermo Álvarez Mejía
SECRETARIO	Ing. Hugo Humberto Rivera Pérez

HONORABLE TRIBUNAL EXAMINADOR

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

ESTUDIO DE PREFACTIBILIDAD TÉCNICA Y ECONÓMICA DE LA IMPLEMENTACIÓN DE UNA NUEVA TECNOLOGÍA DE CARBONATACIÓN POR CONTACTOR DE MEMBRANA EN SUSTITUCIÓN DE UN EQUIPO CONVENCIONAL EN UNA PLANTA DE BEBIDAS CARBONATADAS

Tema que me fuera asignado por la Dirección de la Escuela de Ingeniería Química, con fecha enero del 2013.



José Alberto Rodríguez Recinos



Guatemala, 4 de julio de 2013

Ingeniero

Víctor Manuel Monzón Valdez

Director de la Escuela de Ingeniería Química

Facultad de Ingeniería USAC

Respetable Ingeniero:

Reciba un cordial saludo. El motivo de la presente es para informarle que he revisado el trabajo de graduación del estudiante José Alberto Rodríguez Recinos, con número de carné 200915246, titulado: **“Estudio de prefactibilidad técnica y económica de la implementación de una nueva tecnología de carbonatación por contactor de membrana en sustitución de un equipo convencional en una planta de bebidas carbonatadas”**. Habiendo pasado un proceso de revisiones y cambios, considero que el trabajo está listo para ser presentado ante la terna revisora. Por lo tanto, por este medio comunico oficialmente mi **aprobación** del mismo.

Sin más que agregar, me suscribo de usted con todo respeto.

Atentamente,
“ID Y ENSEÑAD A TODOS”

Renato Giovanni Ponciano Sandoval
INGENIERO QUÍMICO

M.A. Ing. Qco. Renato Giovanni Ponciano Sandoval
Profesor Titular 5. Asesor de Tesis



Guatemala, 25 de enero de 2013
Ref. EIQ.TG-DI.010.2013

Ingeniero
Víctor Manuel Monzón Valdez
DIRECTOR
Escuela de Ingeniería Química
Facultad de Ingeniería

Estimado Ingeniero Monzón:

Como consta en el Acta TG-086-2012-DI le informo que reunidos los Miembros de la Terna nombrada por la Escuela de Ingeniería Química, se practicó la revisión del:

**DISEÑO DE INVESTIGACIÓN DE TRABAJO DE GRADUACIÓN
-Modalidad Seminario de Investigación-**

Solicitado por el estudiante universitario: **José Alberto Rodríguez Recinos**

Identificado con número de carné: **2009-15246**

Previo a optar al título de INGENIERO QUÍMICO.

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

**ESTUDIO DE PREFACTIBILIDAD TÉCNICA Y ECONÓMICA DE LA IMPLEMENTACIÓN DE UNA NUEVA
TECNOLOGÍA DE CARBONATACIÓN POR CONTACTOR DE MEMBRANA EN SUSTITUCIÓN DE UN
EQUIPO CONVENCIONAL EN UNA PLANTA DE BEBIDAS CARBONATADAS**

El Trabajo de Graduación es asesorado por el Ingeniero Químico: **Renato Giovanni Ponciano Sandoval**.

Se autoriza al estudiante, proceder con la fase de ejecución del proyecto de investigación, del trabajo de graduación de acuerdo al cronograma aprobado.

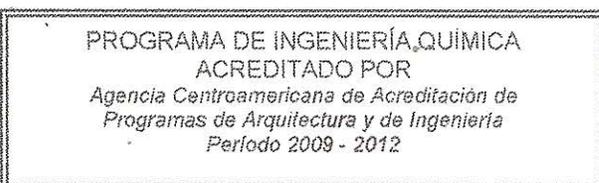
"ID Y ENSEÑAD A TODOS"



Ingeniero Víctor Manuel Monzón Valdez
COORDINADOR DE TERNA
Tribunal de Revisión
Trabajo de Graduación



C.c.: archivo





El Director de la Escuela de Ingeniería Química de la Universidad de San Carlos de Guatemala, luego de conocer el dictamen del Asesor y de los Miembros del Tribunal nombrado por la Escuela de Ingeniería Química para revisar el Informe del Trabajo de Graduación del estudiante, **JOSÉ ALBERTO RODRÍGUEZ RECINOS** titulado: **"ESTUDIO DE PREFACTIBILIDAD TÉCNICA Y ECONÓMICA DE LA IMPLEMENTACIÓN DE UNA NUEVA TECNOLOGÍA DE CARBONATACIÓN POR CONTACTOR DE MEMBRANA EN SUSTITUCIÓN DE UN EQUIPO CONVENCIONAL EN UNA PLANTA DE BEBIDAS CARBONATADAS"**.
Procede a la autorización del mismo, ya que reúne el rigor, la secuencia, la pertinencia y la coherencia metodológica requerida.

Ing. Víctor Manuel Monzón Valdez
DIRECTOR
Escuela de Ingeniería Química



Guatemala, julio 2013

Cc: Archivo
VMMV/ale

Universidad de San Carlos
de Guatemala

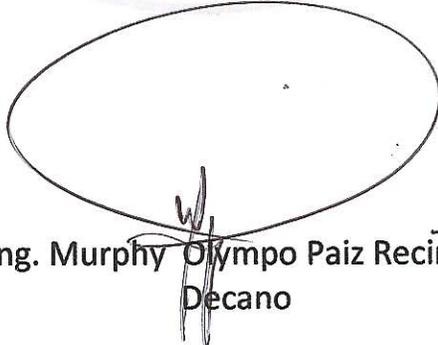


Facultad de Ingeniería
Decanato

DTG: 533 .2013

El Decano de la Facultad de Ingeniería de la Universidad de San Carlos de Guatemala, luego de conocer la aprobación por parte del Director de la Escuela de Ingeniería Química, al Trabajo de Graduación titulado: **ESTUDIO DE PREFACTIBILIDAD TÉCNICA Y ECONÓMICA DE LA IMPLEMENTACIÓN DE UNA NUEVA TECNOLOGÍA DE CARBONATACIÓN POR CONTACTOR DE MEMBRANA EN SUSTITUCIÓN DE UN EQUIPO CONVENCIONAL EN UNA PLANTA DE BEBIDAS CARBONATADAS**, presentado por el estudiante universitario **José Alberto Rodríguez Recinos**, autoriza la impresión del mismo.

IMPRÍMASE:


Ing. Murphy Olympo Paiz Recinos
Decano

Guatemala, 2 de agosto de 2013

/gdech



ACTO QUE DEDICO A:

- Dios** Por brindarme la oportunidad de estudiar y culminar esta importante meta.
- Mis padres** José Rodríguez y Dina Recinos de Rodríguez, por su esfuerzo y apoyo para la culminación de esta meta.
- Mi hermana** Dina Rodríguez, por el apoyo e interés durante estos años.

AGRADECIMIENTOS A:

**La Universidad de San
Carlos de Guatemala**

Por la formación académica.

Mis amigos

Por su apoyo en el transcurso de mi carrera universitaria.

Renato Ponciano

Por dedicar su tiempo, experiencia y consejos en la realización de este trabajo de graduación.

Juan Luis Martínez

Por su apoyo en la realización de las prácticas finales y en la parte experimental de este trabajo de graduación.

Carlos Gil

Por su apoyo en el desarrollo de mi trabajo de graduación.

ÍNDICE GENERAL

ÍNDICE DE ILUSTRACIONES.....	VII
LISTA DE SÍMBOLOS.....	IX
GLOSARIO.....	XI
RESUMEN.....	XIII
OBJETIVOS / HIPÓTESIS.....	XV
INTRODUCCIÓN.....	XVII
1. ANTECEDENTES.....	1
2. MARCO TEÓRICO.....	5
2.1. Bebidas carbonatadas.....	5
2.1.1. Materia prima.....	5
2.1.2. Agua tratada.....	5
2.1.3. Dióxido de carbono (CO ₂).....	6
2.1.4. Acidulantes.....	6
2.1.5. Saborizantes.....	7
2.1.6. Colorantes.....	7
2.1.7. Envases.....	7
2.2. Carbonatación.....	8
2.2.1. Reacciones en la carbonatación.....	8
2.2.2. Constantes de equilibrio.....	9
2.2.3. Formación de ácido carbónico.....	10
2.3. Medición de CO ₂ presente en una bebida.....	11
2.3.1. Ley de Henry.....	11
2.3.2. Volúmenes de carbonatación.....	11

	2.3.2.1.	Tabla de volúmenes de carbonatación	12
	2.3.2.2.	Medición de volúmenes de carbonatación	13
2.4.		Equipos de carbonatación	13
	2.4.1.	Carbonatadores con enfriamiento.....	14
	2.4.2.	Carbonatadores sin enfriamiento.....	15
	2.4.2.1.	Inyección y dispersión del CO ₂ en el líquido.....	15
	2.4.2.2.	Rocío del líquido en una atmósfera de CO ₂	15
2.5.		Contactador de membrana.....	16
	2.5.1.	Descripción.....	16
	2.5.2.	Características	17
	2.5.3.	Perfil de concentración	17
	2.5.4.	Transferencia de masa.....	18
	2.5.4.1.	Determinación del coeficiente de transferencia de masa	19
	2.5.5.	Aplicaciones	20
	2.5.5.1.	Eliminación de oxígeno y dióxido de carbono	20
	2.5.5.2.	Carbonatación	21
	2.5.5.3.	Remoción de agua y dióxido de carbono de gas natural	22
2.6.		Análisis de prefactibilidad técnico y económico	22
	2.6.1.	Estudio tecnológico	23
	2.6.2.	Estudio económico	24
	2.6.2.1.	Valor Actual Neto (VAN)	24

3.	DISEÑO METODOLÓGICO	25
3.1.	Variables	25
3.2.	Delimitación de campo de estudio	26
3.3.	Recursos humanos disponibles	26
3.4.	Recursos materiales disponibles	26
3.4.1.	Equipo	27
3.4.2.	Materia prima	27
3.5.	Técnica cuantitativa	28
3.6.	Recolección y ordenamiento de la información.	28
3.6.1.	Área de superficie de la membrana para el proceso a escala industrial.	28
3.6.2.	Curvas de volúmenes de carbonatación.	29
3.6.3.	Evaluación de la formación de H_2CO_3 en el producto de ambos equipos de carbonatación.	30
3.6.4.	Evaluación de la retención de CO_2 del producto de ambos equipos de carbonatación.	31
3.6.5.	Precio del contactor de membrana y costos de operación de ambos carbonatadores.	31
3.7.	Tabulación, ordenamiento y procesamiento de la información	32
3.7.1.	Tablas de recolección de datos.	32
3.8.	Procesamiento de la información	36
3.8.1.	Concentración de CO_2 en la salida de líquido	37
3.8.1.1.	Concentración de ácido carbónico	37
3.8.1.2.	Concentración total de CO_2	38
3.8.2.	Concentración de CO_2 en la salida de gas	39
3.8.3.	Área de membrana necesaria para el proceso a escala industrial	39

3.8.3.1.	Coeficiente de transferencia de masa.....	40
3.8.3.2.	Cálculo del área de superficie a escala industrial.....	41
3.8.4.	Curvas de volúmenes de carbonatación.....	41
3.8.5.	Porcentaje de ácido carbónico.....	42
3.8.6.	Retención de CO ₂	42
3.8.7.	Comparación de costos de operación.....	43
3.9.	Análisis estadístico.....	44
3.9.1.	Número de repeticiones.....	44
3.9.2.	Media de una muestra.....	45
3.9.3.	Desviación estándar.....	45
3.9.4.	Coeficiente de correlación de Pearson.....	46
3.9.5.	Contraste de significación.....	46
3.9.5.1.	Comparación de 2 medias experimentales de formación de ácido carbónico.....	48
3.9.5.2.	Comparación de 2 medias experimentales de retención de CO ₂ ...	48
4.	RESULTADOS.....	49
4.1.	Área de superficie de membrana del equipo a escala industrial.....	49
4.1.1.	Área de superficie de membrana calculada.....	49
4.1.2.	Área de superficie disponible en el mercado.....	50
4.2.	Curvas de carbonatación en función del flujo de agua a diferentes presiones de dióxido de carbono.....	51
4.3.	Comparación de la formación del ácido carbónico.....	52
4.4.	Comparación de la retención de dióxido de carbono.....	52

4.5.	Comparación de costos de ambos carbonatadores mediante el análisis económico Valor Actual Neto (VAN).	53
4.6.	Análisis estadístico	53
4.6.1.	Coeficiente de correlación de Pearson.....	53
4.6.2.	Contraste de significación	54
5.	INTERPRETACIÓN DE RESULTADOS.....	55
	CONCLUSIONES.....	59
	RECOMENDACIONES.....	61
	BIBLIOGRAFÍA.....	63
	APÉNDICES.....	67
	ANEXOS	87

ÍNDICE DE ILUSTRACIONES

FIGURAS

1.	Diagrama de volúmenes de carbonatación en función de la temperatura y presión.	12
2.	Equipo de presión de una bebida para determinar los volúmenes de CO ₂	13
3.	Imagen de carbonatador con enfriamiento	14
4.	Imagen de carbonatador de inyección de CO ₂	15
5.	Imagen de carbonatador por rocío de agua.....	16
6.	Imagen de proceso de transferencia de masa por un contactor de membrana.....	17
7.	Perfiles de concentración para un contactor de membrana hidrofóbica (izquierda) y una membrana hidrofílica (derecha)	18
8.	Proceso eliminación de O ₂ y CO ₂	21
9.	Proceso de transferencia de CO ₂ y eliminación de O ₂ del agua	22
10.	Curvas de carbonatación en función del flujo de agua a diferentes presiones de dióxido de carbono.....	51

TABLAS

I.	Principales parámetros de calidad del agua tratada utilizada para la elaboración de bebidas carbonatadas	6
II.	Ventajas y desventajas de los materiales de los recipientes utilizados en la industria de bebidas carbonatadas	8
III.	Reacciones de equilibrio químico de la disolución de CO ₂	9

IV.	Efecto de la temperatura sobre la constante de equilibrio químico.....	10
V.	Lista de variables del proceso	25
VI.	Lista de variables a manipular	26
VII.	Datos de temperatura y presión del agua carbonatada	32
VIII.	Valores requeridos para determinar la transferencia de masa a 30 psi de presión de CO ₂ y un flujo de agua aproximado de 0,38 m ³ /h.....	33
IX.	Valores de pH, presión y temperatura del producto de cada carbonatador	34
X.	Valores de pérdida de carbonatación de dos bebidas carbonatadas por diferentes equipos.....	35
XI.	Precios de compra del contactor de membrana.....	36
XII.	Valores costos de operación para cada equipo	36
XIII.	Área de superficie de membrana calculada para el proceso a escala industrial.....	49
XIV.	Área de superficie de membrana del equipo sugerido disponible en el mercado.....	50
XV.	Comparación de ácido carbónico formado.....	52
XVI.	Comparación de la retención de dióxido de carbono	52
XVII.	Costos de ambos carbonatadores al Valor Actual Neto (VAN)	53
XVIII.	Coefficiente de correlación de Pearson	54
XIX.	Contraste de significación.....	54

LISTA DE SÍMBOLOS

Símbolo	Significado
H_2CO_3	Ácido carbónico
A	Área superficial de membrana (m^2)
\dot{Q}_l	Caudal de agua (m^3/s)
K_O	Coefficiente de transferencia de masa ($1/\text{m}^2\text{s}$)
Ca	Concentración de ácido carbónico (mol/m^3)
C_l	Concentración de CO_2 en agua (mol/m^3)
C_g	Concentración de CO_2 en el gas (mol/m^3)
H	Constante de Henry
CO_2	Dióxido de carbono
$^\circ\text{C}$	Grados Celsius
$^\circ\text{F}$	Grados Fahrenheit
$m_{\text{CO}_2, \text{lib}}$	Masa de CO_2 liberado al ambiente (g)
m_n	Masa de la bebida en la corrida "n" (g)
m_i	Masa inicial de la bebida (g)
O_2	Oxígeno
$\%\text{H}_2\text{CO}_3$	Porcentaje de ácido carbónico formado
P	Presión
FTU	Unidades de Turbidez Formazin

GLOSARIO

Ácido carbónico	Ácido formado como producto de la disolución de CO ₂ en agua.
Bebida carbonatada	Agua destinada para el consumo humano en la cual se encuentra disuelto dióxido de carbono en forma gaseosa.
Carbonatación	Proceso de absorción de dióxido de carbono gaseoso en un disolvente líquido comúnmente agua.
Hidrofóbica	Se aplica a las sustancias que repelen el agua o que no se pueden mezclar con ella.
LiquiCel	Empresa dedicada a la elaboración de contactores de membrana para diferentes aplicaciones.
Membrana	Pared semipermeable que permite el paso selectivo de ciertas sustancias presentes en dos disoluciones.
Selectividad	Propiedad de las membranas que permite el paso de sólo ciertas moléculas a través de ella.
Volúmenes de CO₂	Forma para medir el grado de carbonatación de una bebida.

RESUMEN

En el presente trabajo de graduación se desarrolló un estudio de prefactibilidad técnica y económica de la implementación de una nueva tecnología de carbonatación por contactor de membrana, en sustitución de un equipo convencional de placas con enfriamiento instalado en una fábrica de bebidas carbonatadas. Para el estudio se comparó la formación de ácido carbónico y la retención de dióxido de carbono del agua producida por cada equipo de carbonatación. Asimismo, se comparó los costos de operación de cada equipo agregando el precio del contactor de membrana.

Para obtener el precio del equipo de contactor de membrana primero se calculó el área de superficie de membrana necesaria para el proceso. Para esto se utilizó un equipo de escala laboratorio, del mismo material y marca que el recomendado a la fábrica. Sobre este se determinó el coeficiente de transferencia de masa y, bajo las condiciones de operación requeridas, se calculó el área. El área obtenida fue de aproximadamente 95 metros cuadrados, por lo que se sugirió implementar un equipo 130 metros cuadrados.

Se evaluó el efecto de la variación del flujo de agua y la presión de dióxido de carbono sobre los volúmenes de carbonatación. Se obtuvo una relación inversamente proporcional entre el flujo de agua y los volúmenes de dióxido de carbono, para cada presión de dióxido de carbono utilizada. Esto se evaluó mediante el coeficiente de correlación de Pearson, obteniendo valores negativos de aproximadamente 0,95.

Se evaluó la carbonatación en los productos de cada carbonatador al determinar el porcentaje de ácido carbónico formado y el porcentaje de retención de dióxido de carbono al transcurrir 30 minutos. Para poder comparar los dos carbonatadores, se utilizó productos con el mismo volumen de CO₂. Sobre el porcentaje de ácido carbónico se obtuvo valores promedio de 7,22 por ciento para el contactor de membrana y 0,11 por ciento para el carbonatador convencional. Para la retención de dióxido de carbono se obtuvo valores promedio de 84,66 por ciento para el contactor de membrana y 84,01 por ciento para el carbonatador convencional.

Los porcentajes de ácido carbónico y retención de dióxido de carbono se compararon mediante un contraste de significancia para determinar si la diferencia entre los promedios obtenidos fue significativa. Para el porcentaje de ácido carbónico se determinó un mayor porcentaje formado en el producto del carbonatador de contactor de membrana. El porcentaje de retención de dióxido de carbono fue el mismo para el producto de ambos carbonatadores.

Para los costos de operación y precio del equipo nuevo, se realizó un análisis económico de valor actual neto para los próximos 5 años. Se obtuvo una disminución en los costos de operación, aunque los costos actuales netos son mayores para el equipo de contactor de membrana. El equipo de contactor de membrana aumenta la capacidad de producción de la planta, al compararse con el equipo actual. Es posible aumentar la producción de la planta sin necesidad de adquirir otro carbonatador en un futuro, además de la obtención de un producto de mayor calidad.

OBJETIVOS

General

Realizar un estudio de prefactibilidad técnica y económica de una nueva tecnología de carbonatación, por contactor de membrana, en sustitución de un equipo de placas con enfriamiento instalado en una planta de bebidas carbonatadas.

Específicos

1. Determinar el área de superficie de membrana del equipo necesaria para el proceso a escala industrial en base al flujo de masa de un contactor de membrana de escala planta piloto.
2. Realizar las curvas de volúmenes de carbonatación en función del flujo de agua, a diferentes presiones de dióxido de carbono.
3. Comparar la formación de ácido carbónico en el producto del contactor de membrana contra el del equipo de placas con enfriamiento.
4. Evaluar la retención de dióxido de carbono del producto del contactor de membrana y del producto del equipo de placas con enfriamiento.
5. Comparar los costos de la implementación y operación de un contactor de membrana para carbonatar bebidas contra los costos del equipo utilizado actualmente.

HIPÓTESIS

Con la utilización de un contactor de membrana para la operación de carbonatación se obtendrá un producto con igual o mayor retención de CO_2 que con el equipo instalado actualmente a un costo de operación menor.

Hipótesis nula:

$H_{0,1}$ = los porcentajes de retención de CO_2 del agua producida por cada equipo son iguales.

$H_{0,2}$ = los porcentajes de ácido carbónico del agua producida por cada equipo son iguales.

Hipótesis alterna:

$H_{a,1}$ = los porcentaje de retención de CO_2 del producto del contactor de membrana son menores que los del carbonatador de placas.

$H_{a,2}$ = los porcentaje de ácido carbónico del producto del contactor de membrana son menores que los del carbonatador de placas.

INTRODUCCIÓN

Las bebidas carbonatadas se caracterizan por las burbujas que se forman al destapar la bebida debido a la liberación de dióxido de carbono disuelto en la misma. En las fábricas de este tipo de bebidas se realiza el proceso de disolución de dióxido de carbono en agua, llamado carbonatación. Este proceso se lleva a cabo en un equipo llamado carbonatador, en el cual ingresa agua previamente tratada y se mezcla con el CO_2 . De esta forma se logra una absorción de las moléculas de CO_2 por el agua.

La cantidad de CO_2 absorbida es medida en volúmenes de CO_2 y depende de la presión del CO_2 , de la temperatura del agua y del área de contacto entre estas dos fases. Por esta razón, un equipo de carbonatación utiliza agua a baja temperatura, la cual pone en contacto con dióxido de carbono a alta presión. Esto conlleva a altos consumos de CO_2 , altos costos de enfriamiento de agua y grandes espacios físicos ocupados por los equipos.

Por otro lado, en los últimos años se ha dado un aumento en la utilización de la tecnología de membranas. Las membranas son superficies sólidas que se caracterizan por ser permeables a ciertos compuestos, dependiendo de su afinidad. Con esta tecnología se desarrolló un equipo llamado contactor de membrana que permite la transferencia de masa entre dos fases sin que estas estén en contacto directo. Este equipo tiene el potencial para su utilización en la carbonatación en una fábrica de bebidas carbonatadas que utiliza actualmente un carbonatador convencional de placas con enfriamiento.

1. ANTECEDENTES

En Guatemala actualmente existen alrededor de 9 empresas que se dedican a la producción de bebidas carbonatadas. Estas poseen fábricas que realizan sus procesos de carbonatación utilizando equipos de placas con enfriamiento. En estos equipos la carbonatación se realiza al dejar caer agua por las placas, en las cuales pasa un refrigerante para disminuir la temperatura del fluido, mientras en el ambiente se encuentra CO_2 . De esta forma se logra tener un área de contacto entre las fases líquida y gaseosa del área de la placa.

Este tipo de carbonatadores utilizan altas cantidades de CO_2 para ocupar el volumen del mismo a alta presión y requieren enfriar el agua para obtener los niveles de carbonatación requeridos.

Investigaciones consultadas en la base de datos de trabajos de graduación de la Universidad de San Carlos de Guatemala tratan temas relacionados con la industria de bebidas carbonatadas, sin enfocarse en el proceso de la carbonatación.

Entre estas se puede mencionar Sistemas de distribución de agua potable en una planta de bebidas carbonatadas, esta fue publicada en 1989 por Manuel Galván. La investigación trata del diseño, optimización e instalación de una red de distribución de agua tratada para la industria de bebidas carbonatadas. Con ello se busca centralizar el sistema de distribución de agua tratada dirigido a tres líneas de producción variable de llenado de bebidas carbonatadas. En los resultados de la investigación se presenta un diseño de la red hidráulica de dos bloques con 8 circuitos.

Otra publicación reciente sobre la carbonatación es Manuales de mantenimiento de carbonatadores, publicada en 2003 por Daniel García. La investigación propone un programa de mantenimiento preventivo para un carbonatador de bebidas. Este programa propone tareas periódicas para conservar el equipo y prolongar su vida útil. En los resultados se incluye el listado de tareas, la frecuencia con la que deben realizarse, el tiempo de ejecución, el listado de materiales necesarios y los conocimientos que debe tener de la persona que los realizará.

En los últimos años se ha dado un aumento en la utilización de membranas para diferentes aplicaciones en la industria. Debido a la selectividad que estas poseen, se pueden utilizar para una amplia variedad de procesos dependiendo del material utilizado y el arreglo de éstas.

Recientemente se ha desarrollado una nueva tecnología, llamada contactor de membrana, que permite realizar operaciones de transferencia de masa entre fases líquido y gas utilizando una membrana selectiva como interfase. Estudios realizados demuestran su diversidad de aplicaciones, principalmente para la remoción de ciertos componentes gaseosos a partir de corrientes de líquidos o gases.

Entre estos se puede mencionar el artículo de *CO₂ absorption at elevated pressures using a hollow fiber membrane contactor* (absorción de CO₂ a altas temperaturas usando un contactor de membrana de fibra hueca). Este fue publicado en 2003 por Dindore, Brilman, Feron y Versteeg. Estudia la utilización de equipos de contactores de membrana para absorción de CO₂ a presiones de 1 a 20 bares usando como disolvente el carbonato de polipropileno. Sobre este estudio se concluyó que es posible utilizar este equipo para la absorción de CO₂ a altas temperaturas ya que el coeficiente total de

transferencia de masa es independiente a la presión de operación para este sistema.

Otra publicación reciente sobre las aplicaciones de estos equipos es *Influence of membrane wetting on CO₂ capture in microporous hollow fiber membrane contactors* (Influencia de la humectación del poro en la absorción de CO₂ en un contactor de membrana microporosa de fibra hueca), publicado en 2005 por Wang, Zhang, Feron y Liang. La investigación busca entender la influencia de la humectación del microporo en la absorción de CO₂ en agua, mediante una simulación de la absorción bajo dos condiciones extremas, humectación y no humectación del poro.

En el estudio se concluyó que la tasa de absorción de CO₂ con la humectación del poro es seis veces menor que sin humectación del poro, debido a la resistencia de transferencia de masa impuesta por el líquido en los poros de la membrana.

2. MARCO TEÓRICO

2.1. Bebidas carbonatadas

Las bebidas carbonatadas se caracterizan principalmente por la presencia de dióxido de carbono disuelto que forman pequeñas burbujas. Su producción implica utilización de agua tratada, jarabes, aditivos y dióxido de carbono.

2.1.1. Materia prima

La materia prima utilizada para la producción de bebidas carbonatadas varía para cada tipo y marca de bebida. La clasificación general de la materia prima utilizada es:

2.1.2. Agua tratada

El agua constituye el 90 por ciento de una bebida carbonatada, por esto es importante que la misma cumpla ciertos estándares detallados en la tabla 1.

Por esto es importante que el agua utilizada para la producción de bebidas carbonatadas sea previamente filtrada y sea apta para consumo humano. Asimismo se busca reducir la concentración de oxígeno disuelto en el agua mediante equipos de aireación, ya que este afecta a los diferentes aditivos y jarabes, disminuyendo así el tiempo de vida para el consumo de una bebida.

Tabla I. **Principales parámetros de calidad del agua tratada utilizada para la elaboración de bebidas carbonatadas**

Clasificación	Parámetro	Nivel máximo
Organoléptica	Olor y sabor	Sin olor ni sabor
Física	Color	20 ml/L
	Turbidez	1 FTU
Química	Alcalinidad	100 ml/L CaCO ₃
	pH	6,5-8,5
	Oxígeno disuelto	0,05 ppm
	Total de sólidos disueltos	500 mg/L

Fuente: STEEN, David. *Carbonated Soft Drinks: Formulation and Manufacture*. p. 20.

2.1.3. Dióxido de carbono (CO₂)

Es el componente característico de una bebida carbonatada. Es un compuesto gaseoso a temperatura y presión estándar, inerte, incoloro, sin sabor, no es tóxico y está disponible a costos accesibles. Su molécula está formada por dos átomos de oxígeno y uno de carbono. Entre las propiedades más comunes del dióxido de carbono se puede mencionar:

- Peso molecular: 44,01
- Densidad (a TPE) 1,98 kg/m³
- Incombustible
- Solubilidad en agua (a TPE) 1,45 g/L

2.1.4. Acidulantes

Los acidulantes son parte esencial de la elaboración de una bebida carbonatada, ya que el acidulante normalmente es el tercer componente en

mayor porcentaje presente en la bebida. Entre los acidulantes utilizados en la elaboración de bebidas se encuentran:

- Ácido cítrico
- Ácido tartánico
- Ácido fosfórico
- Ácido láctico

2.1.5. Saborizantes

Provee del sabor característico de cada bebida, por lo que estos varían ampliamente en cada bebida. Estos pueden ser dulces, ácidos, aromáticos, entre otros. Se clasifican en artificiales y naturales. Entre los saborizantes naturales están las especias, extractos naturales, aceites, frutas o yerbas. Los saborizantes artificiales se utilizan debido a la mayor variedad de sabores y a su mayor disponibilidad en el mercado.

2.1.6. Colorantes

En muchas ocasiones el color de la bebida es característico del sabor de la misma siendo importante comercialmente. Existe una amplia variedad de colorantes que se agregan a las bebidas dependiendo del sabor de la misma.

2.1.7. Envases

Las bebidas carbonatadas se distribuyen generalmente en contenedores de tres materiales diferentes. Los materiales utilizados son PET, vidrio y aluminio. El material afecta las características de la bebida, y presentando diferentes ventajas y desventajas como:

Tabla II. **Ventajas y desventajas de los materiales de los recipientes utilizados en la industria de bebidas carbonatadas**

Material	Ventaja	Desventaja
PET	Fácil transporte, menor peso	No reciclable, Permeable al CO ₂
Vidrio	Reciclable Retornable	Frágiles Poca permeabilidad a CO ₂
Aluminio	Reciclable	Poca permeabilidad a CO ₂

Fuente: STEEN, David. *Carbonated Soft Drinks: Formulation and Manufacture*. p.39.

2.2. Carbonatación

La carbonatación es el proceso de absorción de CO₂ por el agua. Esta es una operación de transferencia de masa y se realiza al poner en contacto estas dos fases a una presión alta y baja temperatura. Esto se debe a la relación de solubilidad de gases en líquidos.

2.2.1. Reacciones en la carbonatación

En los equipos de carbonatación se realiza el proceso de absorción del CO₂ por el agua. En este se da una reacción de equilibrio químico en la cual se forma ácido carbónico. Esto afecta el producto, reduciendo su pH.

Tabla III. **Reacciones de equilibrio químico de la disolución de CO₂**

Número de Reacción	Reacción química
0	$\text{H}_2\text{O} + \text{CO}_2 \leftrightarrow \text{H}_2\text{CO}_3$
1	$\text{H}_2\text{CO}_3 \leftrightarrow \text{H}^+ + \text{HCO}_3^-$
2	$\text{HCO}_3^- \leftrightarrow \text{H}^+ + \text{CO}_3^{2-}$

Fuente: MOOK, W., Isótopos Ambientales en el Ciclo Hidrológico, principios y aplicaciones. p. 102.

2.2.2. Constantes de equilibrio

En reacciones de equilibrio, se tiene una velocidad para formar productos y una velocidad de formación de reactivos. Cuando estas velocidades de formación se igualan, a ciertas condiciones de temperatura, se tiene un equilibrio dinámico.

Este equilibrio dinámico contribuye a determinar la cantidad de cada especie presente a un pH y temperatura específicos. En el caso de la disolución de dióxido de carbono en agua, las constantes de equilibrio se representan mediante una K, con un subíndice para cada reacción, obteniendo así K₀, K₁ y K₂.

Para determinar el valor de cada constante de CO₂ y de agua (k_w) a diferentes temperaturas se utilizan modelos los matemáticos modelos matemáticos de la siguiente tabla.

Tabla IV. **Efecto de la temperatura sobre la constante de equilibrio químico**

Constante de equilibrio	Ecuación
K_0	$pK_0 = -2622.38 T^{-1} - 0.0178471T + 15.5873$
K_1	$pK_1 = 3404.71 T^{-1} + 0.032786T - 14.8435$
K_2	$pK_2 = 2902.39 T^{-1} + 0.02379T - 6.4980$
K_w	$\ln K_w = 148.9802 - 13847.26 T^{-1} - 23.6521 \ln T$

Fuente: MOOK, W., Isótopos Ambientales en el Ciclo Hidrológico, principios y aplicaciones. Capítulo 9. p. 103.

2.2.3. Formación de ácido carbónico

La reacción de equilibrio para la disolución de dióxido de carbono genera la formación del ácido carbónico. Esto se debe al proceso de solvatación de la molécula de agua a la de dióxido de carbono. La formación de ácido carbónico produce una reducción en el potencial de hidrógeno del producto, dependiendo de la concentración del ácido.

En base a esto, es posible determinar la concentración de ácido carbónico formada a cierta concentración de iones hidronio, mediante la siguiente ecuación de balance de materia y cargas para ácidos débiles poliprótico:

$$[H^+]^4 + K_1 [H^+]^3 + (K_1 K_2 - K_w - K_1 C_a) [H^+]^2 - (K_w + 2K_2 C_a) K_1 [H^+] = K_w K_1 K_2$$

[Ecuación 1]

2.3. Medición de CO₂ presente en una bebida

La medición del CO₂ presente en una bebida, es un procedimiento de rutina para una planta de bebidas carbonatadas. Para medir la cantidad de CO₂ presente en una bebida, se debe tomar en cuenta las siguientes consideraciones:

2.3.1. Ley de Henry

Para medir la cantidad de CO₂ presente en una bebida carbonatada se aplica la ley de Henry que indica, según Steen¹, la cantidad de gas disuelto en un volumen dado de solvente es proporcional a la presión parcial del gas que está en equilibrio con el solvente. Esto aplicado a la carbonatación de una bebida se expresa de la siguiente manera:

$$P_{\text{CO}_2} = H_{\text{CO}_2} C_{\text{CO}_2}$$

[Ecuación 2]

Donde:

P_{CO_2} : Presión parcial de CO₂ (Pa)

H_{CO_2} : Constante de Henry para CO₂ (adimensional)

C_{CO_2} : Concentración de CO₂ (%)

2.3.2. Volúmenes de carbonatación

El concepto de volúmenes de carbonatación, también llamados volúmenes Bunsen o de CO₂, se desarrolló como una forma de expresar la cantidad de

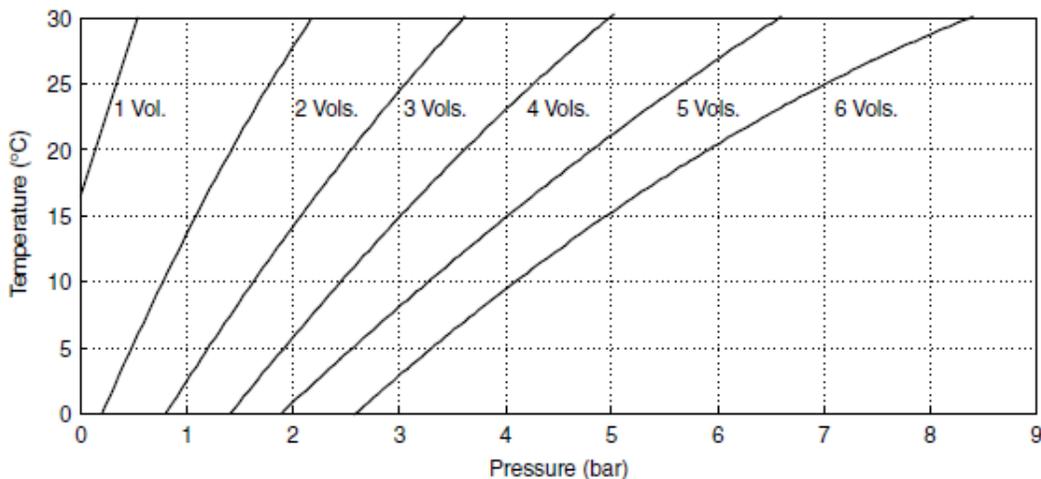
¹ STEEN, David. *Carbonated Soft Drinks: Formulation and Manufacture*. Primera edición. Editorial Blackwell Publishing Ltd. Oxford. Reino Unido, 2006, p. 129

CO₂ presente en una bebida. Se define como el número de veces que el volumen total del gas disuelto puede ser dividido por el volumen del solvente. Un volumen de carbonatación es medido a una presión de 1 atmósfera y a una temperatura de 0 grados Celsius, siendo equivalente a 1,96 gramos de CO₂ por litro.

2.3.2.1. Tabla de volúmenes de carbonatación

Aplicando los conceptos de la Ley de Henry y la definición de volúmenes de carbonatación se desarrolló los valores de volúmenes de carbonatación en función de la temperatura y presión. Estos valores están representados en la figura 1, mientras que en la industria se utiliza tablas que contienen estos valores, presentada en la sección de anexos.

Figura 1. **Diagrama de volúmenes de carbonatación en función de la temperatura y presión**

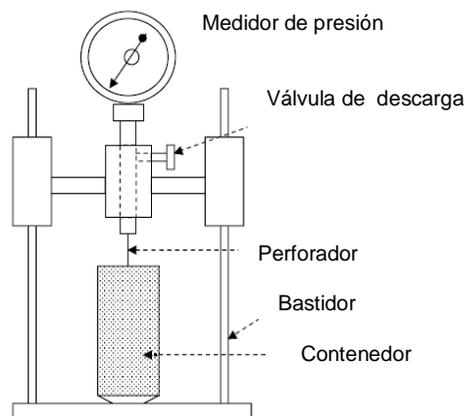


Fuente: STEEN, David. *Carbonated Soft Drinks: Formulation and Manufacture*. p.125.

2.3.2.2. Medición de volúmenes de carbonatación

En la industria de bebidas carbonatadas es importante realizar mediciones periódicas del grado de carbonatación del producto. Para esto se utiliza el equipo de la figura 2. Este equipo se caracteriza por permitir medir la presión y temperatura dentro del contenedor utilizado.

Figura 2. **Equipo de presión de una bebida para determinar los volúmenes de CO₂**



Fuente: STEEN David. *Carbonated Soft Drinks: Formulation and Manufacture*, p. 126.

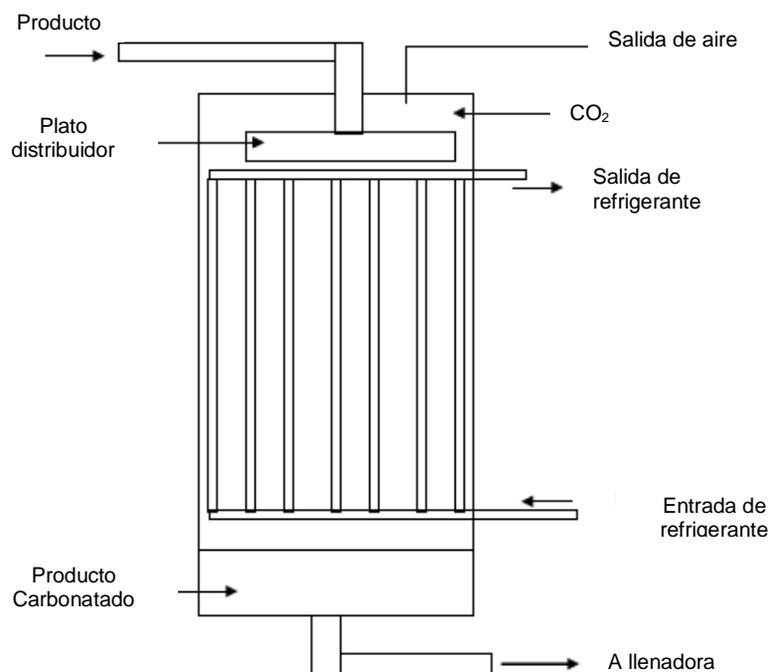
2.4. Equipos de carbonatación

En la industria de bebidas, la carbonatación del agua tratada se da en los equipos de carbonatación. Estos equipos de carbonatación se clasifican en dos grupos, dependiendo de si estos enfrían el agua tratada como parte del proceso de carbonatación o pueden producir agua carbonatada sin enfriamiento.

2.4.1. Carbonatadores con enfriamiento

Generalmente estos equipos enfrían el agua alrededor de 4 grados Celsius para poder carbonatarla. Esto se realiza esparciendo el agua por placas enfriadoras donde el líquido cae formando una capa delgada, esta capa está en contacto con dióxido de carbono. Este equipo facilita el proceso de llenado en la etapa posterior debido a la reducción de la temperatura. Aunque esto requiere a altos consumos energéticos para el enfriamiento del agua.

Figura 3. Imagen de carbonatador con enfriamiento



Fuente: STEEN, David. *Carbonated Soft Drinks: Formulation and Manufacture*, p. 130.

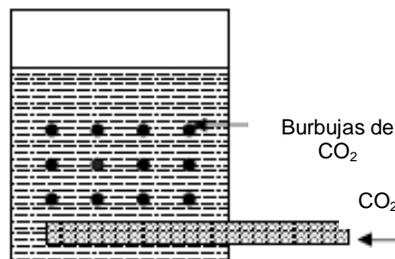
2.4.2. Carbonatadores sin enfriamiento

Los equipos de carbonatación que no enfrían el producto en el proceso, se clasifican en 2 grupos, según el método utilizado para carbonatar. Estos son de inyección con dispersión y de rocío.

2.4.2.1. Inyección y dispersión del CO₂ en el líquido

Este método consiste en la inyección del CO₂ en el líquido formando pequeñas burbujas en el mismo. En este método se obtiene mayores rendimientos de carbonatación al tener presiones de gas altas, ya que esto produce burbujas pequeñas aportando así una mayor área de contacto entre las dos fases.

Figura 4. Imagen de carbonatador de inyección de CO₂

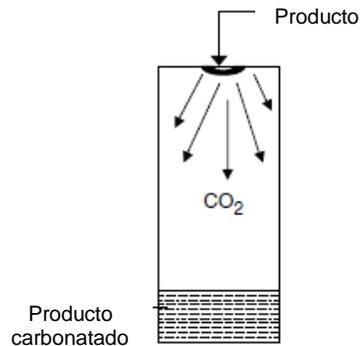


Fuente: STEEN, David. *Carbonated Soft Drinks: Formulation and Manufacture*, p. 130.

2.4.2.2. Rocío del líquido en una atmósfera de CO₂

Este método produce mejores rendimientos para procesos discontinuos. Se realiza rociando el líquido a carbonatar en una atmósfera de CO₂ en un recipiente presurizado.

Figura 5. **Imagen de carbonatador por rocío de agua**



Fuente: STEEN, David. *Carbonated Soft Drinks: Formulation and Manufacture*, p. 130.

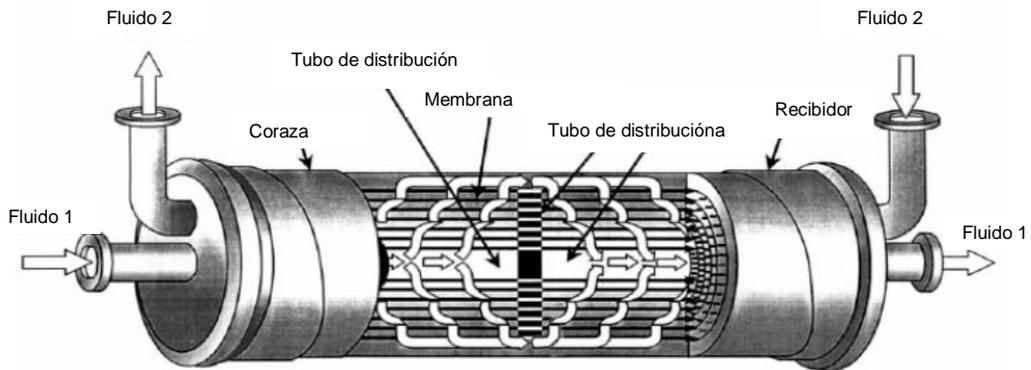
2.5. **Contactador de membrana**

Los contactores de membrana son equipos de transferencia de masa que se caracterizan por realizar la operación de transferencia de masa entre dos fases utilizando una membrana como interfase. Con esto se evita poner en contacto las dos fases fluidas.

2.5.1. **Descripción**

El contactor de membrana posee una entrada y salida del fluido en la coraza y una entrada y salida en los tubos. Generalmente el líquido ingresa a la coraza mientras el gas ingresa en los tubos. Esto hace que la membrana funcione a contraflujo, explicado en la figura 6.

Figura 6. **Imagen de proceso de transferencia de masa por un contactor de membrana**



Fuente: WIESLER, Fred. *Membrane Contactor: An introduction to the technology*, p. 28.

2.5.2. Características

Las membranas utilizadas para los contactores de membrana ciertas características que permiten realizar este tipo de procesos. Entre estas característica se pueden mencionar:

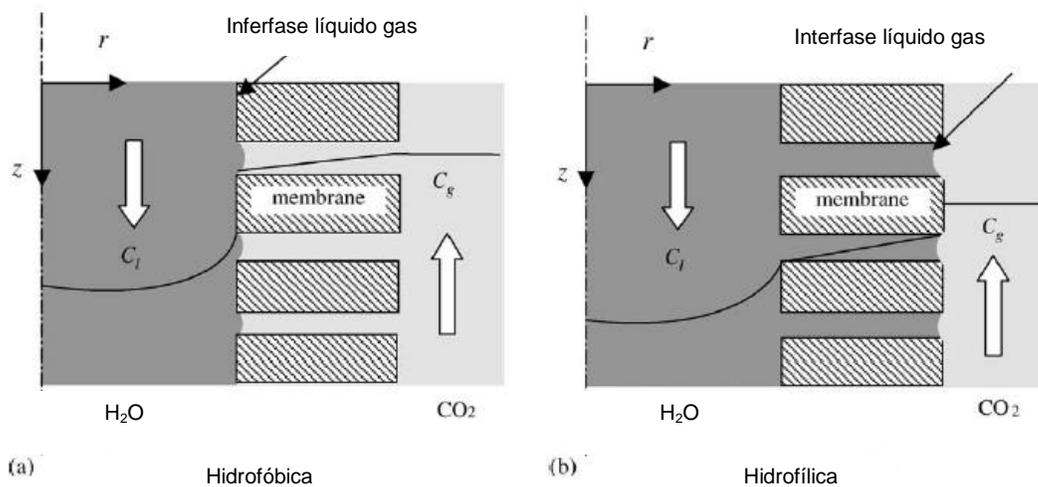
- Tipo: porosa o densa
- Afiliación: hidrofóbica o hidrofílica
- Espesor: 20 – 100 micrómetros
- Diámetro de poro: 0,05 – 1,0 micrómetros
- Materiales: PTFE, Polipropileno, silicona

2.5.3. Perfil de concentración

En una membrana se forma una capa límite en cada lado de la membrana, a partir de la capa límite se transportan moléculas hasta llegar a los

poros de la membrana por un gradiente de concentración hasta llegar a la siguiente capa límite e integrarse a la otra fase. Esto se observa en el perfil de concentración de un contactor de membrana (figura 7).

Figura 7. **Perfiles de concentración para un contactor de membrana hidrofóbica (izquierda) y una membrana hidrofílica (derecha)**



Fuente: WANG; ZHANG; FERON y LIANG. *Influence of membrane wetting on CO₂ capture in microporous hollow fiber membrane contactors*, p. 35.

2.5.4. Transferencia de masa

En la transferencia de masa, el flujo del componente es transportado desde el fluido de la coraza hacia el fluido del tubo, o viceversa. Esto se expresa mediante la siguiente ecuación:

$$J=K_i\Delta C_i$$

[Ecuación 3]

Donde:

J: Transferencia de masa del componente (mol/m³s)

K_i: Coeficiente total de transferencia de masa (m/s)

ΔC_i: Gradiente de la concentración entre alimentación y permeato (mol/m³)

2.5.4.1. Determinación del coeficiente de transferencia de masa

El coeficiente de transferencia de masa de un contactor de membrana se puede calcular de diferentes formas, el método experimental utilizado es el siguiente:

$$K_O = \frac{\dot{Q}_l(C_{l,o}-C_{l,i})}{A_L \Delta C_{l,av}}$$

[Ecuación 4]

Y

$$\Delta C_{l,av} = \frac{(HC_{g,i} - C_{l,o}) - (HC_{g,o} - C_{l,i})}{\ln\left(\frac{HC_{g,i} - C_{l,o}}{HC_{g,o} - C_{l,i}}\right)}$$

[Ecuación 5]

Donde:

K_O: Coeficiente de transferencia de masa (1/m²s)

Q̇_l: Flujo de agua (m³/s)

A_L: Área de superficie de membrana escala laboratorio (m²)

C_{l,i}: Concentración de CO₂ en la entrada de agua (mol/m³)

C_{l,o}: Concentración de CO₂ en la salida de agua (mol/m³)

C_{g,o}: Concentración de CO₂ en la entrada de gas (mol/m³)

C_{g,i}: Concentración de CO₂ en la salida de gas (mol/m³)

H: Constante de Henry

2.5.5. Aplicaciones

Los contactores de membrana tienen diferentes aplicaciones utilizadas en una amplia variedad de industrias. A continuación se detallan las aplicaciones más importantes.

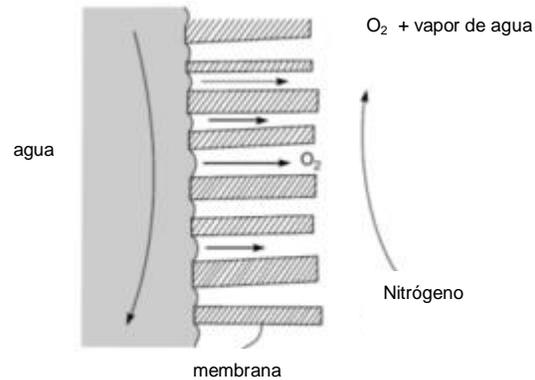
2.5.5.1. Eliminación de oxígeno y dióxido de carbono

Es la mayor aplicación de los contactores de membrana. Consiste en la remoción de oxígeno y dióxido de carbono disueltos en agua para utilizarse en la fabricación de cervezas, producción de agua ultrapura, agua de caldera, etc. Es importante remover estos compuestos debido a:

- La oxidación que puede provocar el O_2 , produciendo un efecto negativo en el tiempo de vida y sabor del producto en industrias de alimentos y bebidas.
- La eliminación de CO_2 es necesaria para la disminución de la conductividad del agua.

Este proceso se basa en el contacto de agua con estos gases disueltos y un gas de barrido, principalmente se utiliza nitrógeno. El proceso se realiza a contra flujo, como se explica en la figura 8.

Figura 8. **Proceso eliminación de O₂ y CO₂**



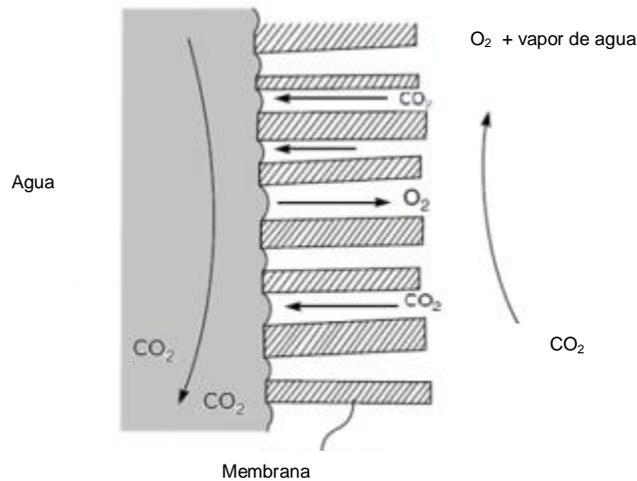
Fuente: BAKER, *Membrane technology and applications*, pág. 502.

De esta manera, se pueden obtener resultados al alimentar con agua potable entre 10 y 5 partes por millón de O₂, que al pasar por la membrana, se obtengan concentraciones de hasta 1 partes por billón.

2.5.5.2. Carbonatación

Se basa en el contacto de agua y una corriente de CO₂ a través de una membrana de fibra hueca hidrofóbica. Este proceso también contribuye a la remoción de oxígeno disuelto en agua, permitiendo un intercambio entre CO₂ de la corriente de gas y O₂ disuelto en el agua.

Figura 9. **Proceso de transferencia de CO₂ y eliminación de O₂ del agua**



Fuente: BAKER, *Membrane technology and applications*, p. 502.

2.5.5.3. Remoción de agua y dióxido de carbono de gas natural

Este proceso consiste en la remoción de compuestos como agua, ácido sulfhídrico monóxido de carbono, dióxido de carbono, entre otros, presentes en gas natural. Actualmente el principal inconveniente del proceso es el tamaño y peso del absorbedor utilizado, dificultando su uso en plataformas marinas.

2.6. Análisis de prefactibilidad técnico y económico

Posterior a la determinación de un problema, se debe realizar un estudio de prefactibilidad. Este estudio consiste en una investigación de los diferentes

aspectos de una posible solución al problema. Este generalmente en este estudio se presenta los siguientes temas:

- Estudio técnico
- Estudio económico
- Estudio de mercado
- Suministros
- Estudio administrativo
- Estudio de impacto ambiental
- Seguridad e higiene industrial

Debido a las características del proyecto, la extensión del mismo y el contenido de los cursos de la carrera de Ingeniería química, se realizará los siguientes estudios:

2.6.1. Estudio tecnológico

En el estudio técnico se contemplan los aspectos técnicos operativos de la posible solución del problema identificado. En esta parte se busca el uso eficiente de los recursos disponibles para la producción y se determina el tamaño óptimo del lugar de producción y localización. Por lo que este estudio tiene como principal objetivo el demostrar la viabilidad técnica del proyecto. En particular, en el estudio técnico del presente proyecto se busca determinar:

- El tamaño del carbonatador de por contactor de membrana
- Las curvas de carbonatación logradas con esta tecnología
- Porcentajes de retención de ambos equipos

A partir de este estudio se lleva a cabo la valorización económica de las variables técnicas del proyecto, expresado en el estudio económico.

2.6.2. Estudio económico

La evaluación económica de proyectos consiste en comparar los beneficios con los costos que dichos proyectos implican para la empresa. Para este caso, comparar los costos de ambos equipos. Para comparar los costos operación de cada carbonatador se utilizará la siguiente función económica:

2.6.2.1. Valor Actual Neto (VAN)

Consiste en actualizar los costos de un proyecto a un tiempo presente con una tasa de interés definida. Al actualizar los costos de un proyecto para diferentes tiempos, es posible establecer cuál proyecto es el que implica menores costos. Para determinar el valor presente neto de un proyecto se utiliza la siguiente ecuación:

$$VPN = \sum \frac{F}{(1+i)^n} + I_0$$

[Ecuación 4]

Donde:

VPN: Valor presente neto

F: Valor en el futuro

i: Tasa de interés

n: Períodos (tiempo)

I_0 : Inversión inicial

3. DISEÑO METODOLÓGICO

3.1. Variables

Al analizar los factores que influyen en el proceso a realizar, se determinó las variables que, de manera directa e indirecta, están presentes en el proceso. Estas se detallan en la tabla V.

Tabla V. Lista de variables del proceso

Variables	Unidad	Indep.	Dep.	Ctes.	No Ctes.
Flujo de agua	m ³ /h	X			X
Presión de agua	psi	X			X
Presión de CO ₂ en entrada	Psi	X			X
Temperatura de entrada de agua	°F	X		X	
Presión de producto	Psi				
Temperatura del producto	°F				
[CO ₂] en salida de gas	%		X		X
pH del producto	pH		X		X
Pérdida de CO ₂	G		X		X
Consumos de energía	kWh		X	X	

Fuente: elaboración propia.

Al analizar los factores que influyen en el proceso a realizar, se determinó las variables a manipular que afectan el proceso. Estas se detallan en la tabla VI.

Tabla VI. **Lista de variables a manipular**

No.	Variables	Dimensional	Rango de Variación
1	Caudal de agua	m ³ /h	0,1 – 0,4
2	Presión de CO ₂	Psi	20 – 70

Fuente: elaboración propia.

3.2. Delimitación de campo de estudio

La realización del trabajo de investigación se llevó a cabo en una planta de bebidas carbonatadas, en esta se realizó las pruebas con un contactor a escala laboratorio y con el equipo de carbonatación instalado actualmente. Con esto se obtuvo los datos necesarios que permitieron realizar un estudio de prefactibilidad técnico y económico de la sustitución del carbonatador actual.

3.3. Recursos humanos disponibles

Para el desarrollo del trabajo de investigación, se necesitó de recurso humano. Los recursos humanos utilizados para el desarrollo del proceso experimental y la asesoría se detallan a continuación.

- Investigador: José Alberto Rodríguez
- Asesor Interno: Ing. Qco. Renato Ponciano

3.4. Recursos materiales disponibles

Durante el planteamiento y desarrollo del trabajo de investigación, se necesitó de diversos recursos materiales, estos se clasificaron en equipo y materia prima.

3.4.1. Equipo

El equipo utilizado para el desarrollo de la etapa experimental del trabajo de investigación se detalla a continuación. Este equipo fue proporcionado por la planta de bebidas carbonatadas donde fue realizado el mismo.

- Contactor de membrana Liqui-CelExtraflow 2.5''x8''
- Bomba centrífuga
- Tanque de dióxido de Carbono
- Medidores de presión
- Válvulas.
- Medidor de Presión y temperatura de bebidas carbonatadas
- Medidor de CO₂ en gases
- Balanza

3.4.2. Materia prima

La materia prima utilizada en el desarrollo de la etapa experimental del trabajo de investigación se detalla a continuación. Esta materia prima fue proporcionada por la planta de bebidas carbonatadas donde fue realizado el mismo.

- Dióxido de carbono
- Agua
- Botellas PET de 600 ml
- Tapones de botellas

3.5. Técnica cuantitativa

Tomar medidas de carbonatación de diferentes flujos de agua y presión de dióxido de carbono para determinar el coeficiente de transferencia total de la membrana. Con esto se podrá escalonar para determinar el tamaño del contactor de membrana a escala industrial necesario para el proceso. Evaluar mejoras en el proceso de carbonatación al calcular el porcentaje de ácido carbónico y el porcentaje de retención de dióxido de carbono del producto de cada carbonatador. Posteriormente cuantificar los costos de inversión y operación del contactor planteado para compararse con los del equipo de carbonatación convencional.

3.6. Recolección y ordenamiento de la información

A continuación, se describe el procedimiento utilizado para la recolección y ordenamiento de los datos necesarios para la obtención de los valores planteados para cada objetivo.

3.6.1. Área de superficie de la membrana para el proceso a escala industrial

El procedimiento utilizado para la recolección de la información necesaria para calcular el área de superficie de membrana, para el proceso a escala industrial, fue el siguiente:

- Conectar el equipo según las indicaciones del fabricante.
- Abrir la válvula de agua hasta alcanzar un flujo 0,38 metros cúbicos por hora.

- Abrir la válvula de CO₂ hasta alcanzar una presión 30 psi, verificando que esta presión no fuese mayor que la presión del agua.
- Medir la temperatura de entrada de agua, de modo que esta no variara y afectara el proceso de carbonatación.
- Esperar que el sistema se estabilizara.
- Llenar y cerrar una botella PET con agua carbonatada.
- Agitar y medir su presión y temperatura interna, para posteriormente determinar sus volúmenes de carbonatación en base a la figura 14 en la sección de anexos.
- Medir la temperatura y el flujo en la entrada de gas.

3.6.2. Curvas de volúmenes de carbonatación

La técnica utilizada para la recolección de la información que permitió trazar las curvas de volúmenes de carbonatación, en función del flujo de agua y presión del gas, fue la siguiente:

- Conectar el equipo según las indicaciones del fabricante.
- Abrir la válvula de agua hasta alcanzar un flujo aproximado de 0,25 metro cúbico por hora.
- Abrir la válvula de gas hasta alcanzar una presión de 10 psi, verificando que esta presión no fuese mayor que la presión del agua.
- Medir la temperatura de entrada de agua, de modo que esta no variara y afectara el proceso de carbonatación.
- Esperar que el sistema se estabilizara.
- Llenar y cerrar una botella PET con agua carbonatada.
- Agitar y medir su presión y temperatura interna, para posteriormente determinar sus volúmenes de carbonatación en base a la figura 14 en la sección de anexos.

- Repetir el proceso variando la presión de gas hasta el máximo del intervalo.
- Repetir el proceso variando el flujo de agua hasta cumplir el máximo del intervalo.

3.6.3. Evaluación de la formación de H_2CO_3 en el producto de ambos equipos de carbonatación

A continuación se describe el procedimiento utilizado para la recolección de la información necesaria, para la evaluación de la formación de H_2CO_3 en el producto de ambos carbonatadores.

- Conectar el equipo según las indicaciones del fabricante.
- Abrir la válvula de agua hasta alcanzar un flujo 0,38 metro cúbico por hora.
- Abrir la válvula de CO_2 hasta alcanzar una presión 30 psi, verificando que esta presión no fuese mayor que la presión del agua.
- Medir la temperatura de entrada de agua, de modo que esta no variara y afectara el proceso de carbonatación.
- Esperar que el sistema se estabilizara.
- Medir el pH en la salida del producto.
- Llenar y cerrar una botella PET con agua carbonatada.
- Agitar y medir su presión y temperatura interna, para posteriormente determinar sus volúmenes de carbonatación en base a la figura 14 en la sección de anexos.

3.6.4. Evaluación de la retención de CO₂ del producto de ambos equipos de carbonatación

La técnica utilizada para la recolección de la información que permitió evaluar la retención de CO₂ del producto de ambos equipos de carbonatación, fue la siguiente:

- Tomar 1 botella PET con agua carbonatada producida por el equipo de carbonatación de contactor de membrana, a la misma temperatura y el mismo volumen de CO₂.
- Encender la balanza.
- Pesar y anotar el valor de la botella PET con agua carbonatada.
- Destapar la botella PET y se anotó el peso nuevamente.
- Dejar reposar y anotar la masa cada 5 minutos durante 30 minutos.
- Colocar la botella PET con producto carbonatador convencional y se repitió el procedimiento.

3.6.5. Precio del contactor de membrana y costos de operación de ambos carbonatadores

El procedimiento utilizado para la recolección de la información necesaria para la obtención de precio del contactor de membrana, y costos de operación de ambos carbonatadores, fue el siguiente:

- Solicitar la cotización y especificaciones del equipo de carbonatación por contactor de membrana del área determinada.
- Obtener los costos de funcionamiento y reemplazo de cartucho del contactor de membrana.
- Determinar los costos de funcionamiento del equipo actual.

Se describe la tabla de recolección de datos para la determinación del área de equipo de escala industrial. Estos incluyen la temperatura de entrada de gas, el volumen y el tiempo del recipiente donde el gas fue medido, así como la temperatura y presión del producto.

Tabla VIII. **Valores requeridos para determinar la transferencia de masa a 30 psi de presión de CO₂ y un flujo de agua aproximado de 0,38 m³/h**

No.	T _{CO₂,E} (°F)	V (ml)	T (s)	T _{prod} (°F)	P _{prod} (psi)
1					
2					
3					
4					
5					
6					
7					
8					
9					
10					

Fuente: elaboración propia.

Se describe la tabla de recolección de datos para la determinación del porcentaje de formación de ácido carbónico. Esto mediante la obtención del pH, temperatura y presión del producto.

Tabla IX. **Valores de pH, presión y temperatura del producto de cada carbonatador**

Equipo utilizado	No.	pH	P (psi)	T (°F)
Contactor	1			
	2			
	3			
	4			
	5			
	6			
	7			
	8			
	9			
	10			
Conv.	1			
	2			
	3			
	4			
	5			
	6			
	7			
	8			
	9			
	10			

Fuente: elaboración propia.

Se describe la tabla de recolección de datos para la determinación del porcentaje de retención de dióxido de carbono. Esto mediante la obtención del el masa del producto para diferentes tiempos de exposición al ambiente.

Tabla X. **Valores de pérdida de carbonatación de dos bebidas carbonatadas por diferentes equipos**

Equipo utilizado	No.	m_i (g)	m₀ (g)	m₁ (g)	m₂ (g)	m₃ (g)	m₄ (g)	m₅ (g)	m₆ (g)
Contactor	1								
	2								
	3								
	4								
	5								
	6								
	7								
	8								
	9								
	10								
Conv.	1								
	2								
	3								
	4								
	5								
	6								
	7								
	8								
	9								
	10								

Fuente: elaboración propia.

Se describe la tabla de recolección de datos para la determinación de los costos de inversión inicial y de mantenimiento de equipo de contactor de membrana.

Tabla XI. **Precios de compra del contactor de membrana**

Descripción	Precio (Q)
Equipo de carbonatación	
Costo de membranas para sustituir	

Fuente: elaboración propia.

Se describe la tabla de recolección de datos para la determinación de los costos de operación de equipo de contactor de membrana y el equipo de carbonatación convencional.

Tabla XII. **Valores costos de operación para cada equipo**

Consumo de energía	Consumo (kWh)	Costo por unidad (Q/kWh)	Costo total (Q)
Contactador de membrana			
Carbonatador convencional			

Fuente: elaboración propia.

3.8. Procesamiento de la información

En esta sección, se detalla el procedimiento utilizado para el procesamiento de la información tabulada, esto para la obtención del resultado planteado para cada objetivo.

3.8.1. Concentración de CO₂ en la salida de líquido

Para determinar la concentración de CO₂ presente en la salida del líquido del contactor de membrana se determinó primero la concentración de ácido carbónico y este se le sumó a la concentración de CO₂ medida por agitación.

3.8.1.1. Concentración de ácido carbónico

Para determinar en qué equipo se da un mejor contacto entre fases se comparó la formación de ácido carbónico. Para esto se midió el potencial de hidrógeno (pH) en el producto de ambos carbonatadores. Con el valor de pH se determinó la concentración de iones hidronio mediante la relación:

$$[H^+] = 10^{-pH}$$

[Ecuación 5]

Donde:

[H⁺]: Concentración de iones hidronio (mol/L)

pH: Potencial de iones hidronio (adimensional)

La concentración de ácido carbónico presente se obtuvo al despejar la concentración de ácido de la siguiente ecuación:

$$[H^+]^4 + K_1[H^+]^3 + (K_1K_2 - K_w - K_1C_a)[H^+]^2 - (K_w + 2K_2C_a)K_1[H^+] = K_wK_1K_2$$

[Ecuación 1]

Donde:

[H⁺]: Concentración de iones hidronio (mol/m³)

- K_1 : Constante de equilibrio del ácido carbónico, primera disociación
- K_2 : Constante de equilibrio del ácido carbónico, segunda disociación
- K_w : Constante de equilibrio del agua
- C_a : Concentración del ácido carbónico (mol/m^3)

La muestra de cálculo de este numeral se ubica en el inciso 4.1.1 en sección de apéndices.

3.8.1.2. Concentración total de CO_2

Se determinó la concentración de CO_2 gaseoso en la salida del líquido en (mol/m^3) a partir de los volúmenes de CO_2 medidos. Como se muestra en la siguiente ecuación:

$$C_{i,s} = \frac{\text{Vol}_{\text{CO}_2} * 1.96}{\text{PM}_{\text{CO}_2}} + C_a$$

[Ecuación 6]

Donde:

- $C_{i,o}$: Concentración de CO_2 en la entrada de líquido (mol/m^3)
- Vol_{CO_2} : Volúmenes de CO_2 medidos
- PM_{CO_2} : Peso molecular de CO_2

La muestra de cálculo de este numeral se ubica en el inciso 4.1.2 en sección de apéndices.

3.8.2. Concentración de CO₂ en la salida de gas

Se determinó la concentración de CO₂ en la salida del gas para cálculos posteriores, a partir de un balance de masa en el contactor de membrana. Como se muestra en la siguiente ecuación:

$$Q_g(C_{g,o}-C_{g,s})=-Q_l(C_{l,o}-C_{l,s})$$

[Ecuación 7]

Donde:

Q_g : Flujo de gas (m³/h)

$C_{g,o}$: Concentración de CO₂ en la entrada de gas (mol/m³)

$C_{g,s}$: Concentración de CO₂ en la salida de gas (mol/m³)

Q_l : Flujo de líquido (m³/h)

$C_{l,o}$: Concentración de CO₂ en la entrada de líquido (mol/m³)

$C_{l,s}$: Concentración de CO₂ en la salida de líquido (mol/m³)

La muestra de cálculo de este numeral se ubica en el inciso 4.2 en sección de apéndices.

3.8.3. Área de membrana necesaria para el proceso a escala industrial

Para determinar el área de membrana necesaria para el proceso a escala industrial se calculó el coeficiente de transferencia de masa para la membrana de escala laboratorio, posteriormente se obtuvo el área de transferencia de masa a partir del coeficiente de masa calculado.

3.8.3.1. Coeficiente de transferencia de masa

Este se determinó para condiciones de flujo de agua y presión de gas medias, basado en las especificaciones del fabricante del equipo de contactor de membrana, utilizando las siguientes ecuaciones:

$$K_O = \frac{\dot{Q}_l (C_{l,o} - C_{l,i})}{A_L \Delta C_{l,av}}$$

[Ecuación 8]

Y

$$\Delta C_{l,av} = \frac{(HC_{g,i} - C_{l,o}) - (HC_{g,o} - C_{l,i})}{\ln \left(\frac{HC_{g,i} - C_{l,o}}{HC_{g,o} - C_{l,i}} \right)}$$

[Ecuación 9]

Donde:

K_O : Coeficiente de transferencia de masa ($1/m^2s$)

\dot{Q}_l : Flujo de agua (m^3/s)

A_L : Área de superficie de membrana escala laboratorio (m^2)

$C_{l,i}$: Concentración de CO_2 en la entrada de agua (mol/m^3)

$C_{l,o}$: Concentración de CO_2 en la salida de agua (mol/m^3)

$C_{g,o}$: Concentración de CO_2 en la entrada de gas (mol/m^3)

$C_{g,i}$: Concentración de CO_2 en la salida de gas (mol/m^3)

H: Constante de Henry (0,831 para CO_2 en agua, Referencia no. 10)

La muestra de cálculo de este numeral se ubica en el inciso 4.3.1 en sección de apéndices.

3.8.3.2. Cálculo del área de superficie a escala industrial

Posteriormente se obtuvo el área necesaria para la concentración de CO₂ en el flujo de agua requerido en el proceso escala industrial. Esto para un contactor de membrana del mismo material, diámetro de poro y marca. Se despejó el área de la siguiente forma:

$$A_i = \frac{\dot{Q}_i (C_{i,o} - C_{i,i})}{K_O \Delta C_{i,av}}$$

[Ecuación 10]

Donde:

A_i: Área de superficie de membrana escala industrial (m²)

Q̇_i: Flujo de agua (m³/s)

K_O: Coeficiente de transferencia de masa (1/m²s)

C_{i,i}: Concentración de CO₂ en la entrada de agua (mol/m³)

C_{i,o}: Concentración de CO₂ en la salida de agua (mol/m³)

La muestra de cálculo de este numeral se ubica en el inciso 4.3.2 en sección de apéndices.

3.8.4. Curvas de volúmenes de carbonatación

Los volúmenes de carbonatación dependen del flujo de agua y de la presión de dióxido de carbono. La relación de estas variables se observó al realizar las curvas de volúmenes de carbonatación (Vol CO₂) en función del flujo de agua (m³/h) para diferentes presiones de entrada de CO₂ (psi) para la membrana de escala laboratorio. Esto mediante la tabulación de los datos obtenidos experimentalmente para el proceso.

3.8.5. Porcentaje de ácido carbónico

La formación de ácido carbónico es una característica de la carbonatación. Este se forma debido a la presencia de CO₂ disuelto en el agua y depende de un buen contacto entre las fases gaseosa y líquida en el proceso de carbonatación. Para comparar la formación de ácido carbónico se relacionó su concentración con la concentración de dióxido de carbono disuelto, mediante la siguiente ecuación.

$$\%H_2CO_3 = \frac{Ca}{C_{CO_2} + Ca} * 100$$

[Ecuación 11]

Donde:

%H₂CO₃: Porcentaje de ácido carbónico formado

Ca: Concentración de ácido carbónico (mol/m³)

C_{CO₂}: Concentración de dióxido de carbono (mol/m³)

La muestra de cálculo de este numeral se ubica en el inciso 4.4 en sección de apéndices.

3.8.6. Retención de CO₂

Para comparar la retención del CO₂ en el agua carbonatada, se determinó la pérdida de CO₂ al exponer la bebida abierta al ambiente durante 30 minutos. Esto utilizando la siguiente ecuación.

$$m_{CO_2,lib} = m_i - m_n$$

[Ecuación 12]

Donde:

$m_{\text{CO}_2,\text{lib}}$: Masa de CO_2 liberado al ambiente (g)

m_i : Masa inicial de la bebida (g)

m_n : Masa de la bebida en la corrida “n” (g)

La masa de CO_2 liberada se relacionó con la masa inicial de CO_2 contenido en la botella para determinar el CO_2 retenido de la siguiente forma:

$$\% \text{CO}_2 \text{ Ret} = \left(1 - \frac{m_{\text{CO}_2,\text{i}} - m_{\text{CO}_2,\text{lib}}}{m_{\text{CO}_2,\text{i}}} \right) * 100$$

[Ecuación 13]

Donde:

$\% \text{CO}_2 \text{ Ret}$: Porcentaje de CO_2 retenido en la bebida (g)

$m_{\text{CO}_2,\text{i}}$: Masa de CO_2 inicial en la bebida (g)

Esto se realizó para botellas que contenían agua carbonatada por cada equipo, a la misma temperatura y mismo volumen de carbonatación. Con estos valores se comparó los porcentajes de retención de CO_2 y se determinó si el equipo de carbonatación afecta este valor. La muestra de cálculo de este numeral se ubica en el inciso 4.5 en sección de apéndices.

3.8.7. Comparación de costos de operación

Primero se obtuvo los costos de la inversión inicial en la compra del equipo de contactor de membrana, en base al área calculada. Posteriormente se obtuvo los consumos de energía eléctrica y costos de mantenimiento. Por último se realizará una comparación económica de los costos de ambos equipos mediante la herramienta económica de Excel llamada “VA” para una

tasa de interés basada en la inflación anual y un período de 5 años. La muestra de cálculo de este numeral se ubica en el inciso 4.6 en sección de apéndices.

3.9. Análisis estadístico

A continuación se detalla el procedimiento utilizado para el análisis estadístico de cada objetivo. Esto incluye número de repeticiones, promedio, desviación estándar, contraste de significación y coeficiente de correlación de Pearson.

3.9.1. Número de repeticiones

El número de repeticiones para el experimento a realizar se determinó con base a los criterios de confiabilidad del 95 por ciento, y con un error estimado del 13,5 por ciento este debido a la precisión de los aparatos utilizados. Para estimar la cantidad de repeticiones a evaluar se utilizó la siguiente ecuación:

$$N = \frac{Z_{\alpha/2}^2 PQ}{E^2}$$

[Ecuación 13]

Donde:

N: Número de repeticiones

$Z_{\alpha/2}$: Confiabilidad

P: Probabilidad de éxito

Q : Probabilidad de fracaso

E : Error

Con el propósito de obtener resultados con un mínimo de error y gráficas y análisis matemáticos adecuados se utilizó un valor de $Z_{\alpha/2} = 1,96$, $P = 0,95$, $Q = 0,05$, $E = 0,135$.

$$N = \frac{1,96^2 (0,95)(0,05)}{0,135^2} = 10,01 \cong 10$$

Debido a la disponibilidad de los equipos en la planta y el costo de las pruebas, se realizaron 10 corridas obteniendo un nivel de confianza del 95 por ciento según la probabilidad de éxito y fracaso, aceptando un error máximo del 13,5 por ciento.

3.9.2. Media de una muestra

Se utilizó la siguiente ecuación, para determinar el valor medio de una muestra de datos de los valores tabulados de cada objetivo en la fase experimental del trabajo de graduación

$$\bar{x} = \frac{\sum_i x_i}{n}$$

[Ecuación 14]

3.9.3. Desviación estándar

Se utilizó la siguiente ecuación, para determinar la desviación estándar de una muestra de datos de los valores tabulados de cada objetivo en la fase experimental del trabajo de graduación

$$s = \sqrt{\frac{\sum_i (x_i - \bar{x})^2}{n-1}}$$

[Ecuación 15]

3.9.4. Coeficiente de correlación de Pearson

Se utilizó el coeficiente de correlación de Pearson para medir la relación lineal entre las variables de flujo de agua y volúmenes de carbonatación, obteniendo una índice de relación para cada presión de gas utilizada. Este coeficiente se calculó mediante la herramienta estadística de Excel llamada Pearson.

3.9.5. Contraste de significación

Es la prueba estadística utilizada para distinguir si la diferencia entre dos cantidades medidas se puede atribuir a errores aleatorios o si la diferencia es significativa. Para decidir si $\mu_1 = \mu_2$, cuando se tiene dos muestras con desviaciones estándar diferentes, se calcula el estadístico t, mediante la siguiente ecuación:

$$t = \frac{\bar{x}_1 - \bar{x}_2}{\sqrt{\frac{s_1^2}{n_1} + \frac{s_2^2}{n_2}}}$$

[Ecuación 16]

Donde:

t: valor de t calculada

\bar{x} : media

n: número de muestras

s: desviación estándar

El valor de t calculada por este estadístico fue contrastado posteriormente utilizando el valor crítico de t en tablas (en la sección de anexos). Este valor depende del nivel de significancia y de los grados de libertad. Los grados de libertad fueron calculados mediante la siguiente ecuación, aproximándose al entero inmediato.

$$G.L. = \frac{\left(\frac{s_1^2}{n_1} + \frac{s_2^2}{n_2}\right)^2}{\frac{s_1^4}{n^2(n_1-1)} + \frac{s_2^4}{n^2(n_2-1)}}$$

[Ecuación 17]

Donde:

- G.L.: Grados de Libertad
- n: número de muestras
- s: desviación estándar

El criterio de decisión sobre los valores de t calculado y críticos fueron los siguientes:

- Si $t_{cal} < t_{Crit}$ entonces H_0 es aceptada
- Si $t_{cal} > t_{Crit}$ entonces H_0 es rechazada

La muestra de cálculo de este numeral se ubica en el inciso 4.7 en sección de apéndices.

3.9.5.1. Comparación de 2 medias experimentales de formación de ácido carbónico

Se obtuvo dos medias muestrales \bar{x}_1 y \bar{x}_2 . La hipótesis nula indica que los dos métodos de carbonatación proporcionan la misma formación de ácido carbónico en las bebidas ($H_0: \mu_1 = \mu_2$). Por lo que se necesita probar si $(\bar{x}_1 - \bar{x}_2)$ difiere significativamente de cero.

3.9.5.2. Comparación de 2 medias experimentales de retención de CO₂

Se obtuvo dos medias muestrales \bar{x}_1 y \bar{x}_2 . Con sus respectivas desviaciones estándar. La hipótesis nula indica que la retención de CO₂ es la misma para el producto de cada carbonatador ($H_0: \mu_1 = \mu_2$). Por lo que se comprobó si $(\bar{x}_1 - \bar{x}_2)$ difiere significativamente de cero mediante el proceso realizado en el inciso anterior.

4. RESULTADOS

4.1. Área de superficie de membrana del equipo a escala industrial

En este apartado se presenta el área de superficie de membrana calculada para el proceso y el área de superficie sugerida en base al equipo disponible en el mercado.

4.1.1. Área de superficie de membrana calculada

Se refiere al valor calculado del área de equipo a escala industrial en base al coeficiente de transferencia de masa de la membrana utilizada. Este se determinó para el caudal de agua, presión de dióxido de carbono y volumen de carbonatación requeridos para el proceso a esa escala.

El procedimiento para obtener estos resultados se encuentra detallado en la sección 3.8.3. Los datos calculados que permitieron llegar estos valores se ubican en la tabla XXVII de la sección de apéndices.

Tabla XIII. **Área de superficie de membrana calculada para el proceso a escala industrial**

$A_{p_{CO_2}}$ (m ²)	$\Delta A_{p_{CO_2}}$ (m ²)
96,9027	5,3116

Fuente: elaboración propia.

4.1.2. Área de superficie disponible en el mercado

Se refiere al valor del área de superficie de membrana del equipo a escala industrial, al considerar los factores que pueden afectar el proceso y las dimensiones de equipo disponibles por el fabricante.

Tabla XIV. Área de superficie de membrana del equipo sugerido disponible en el mercado

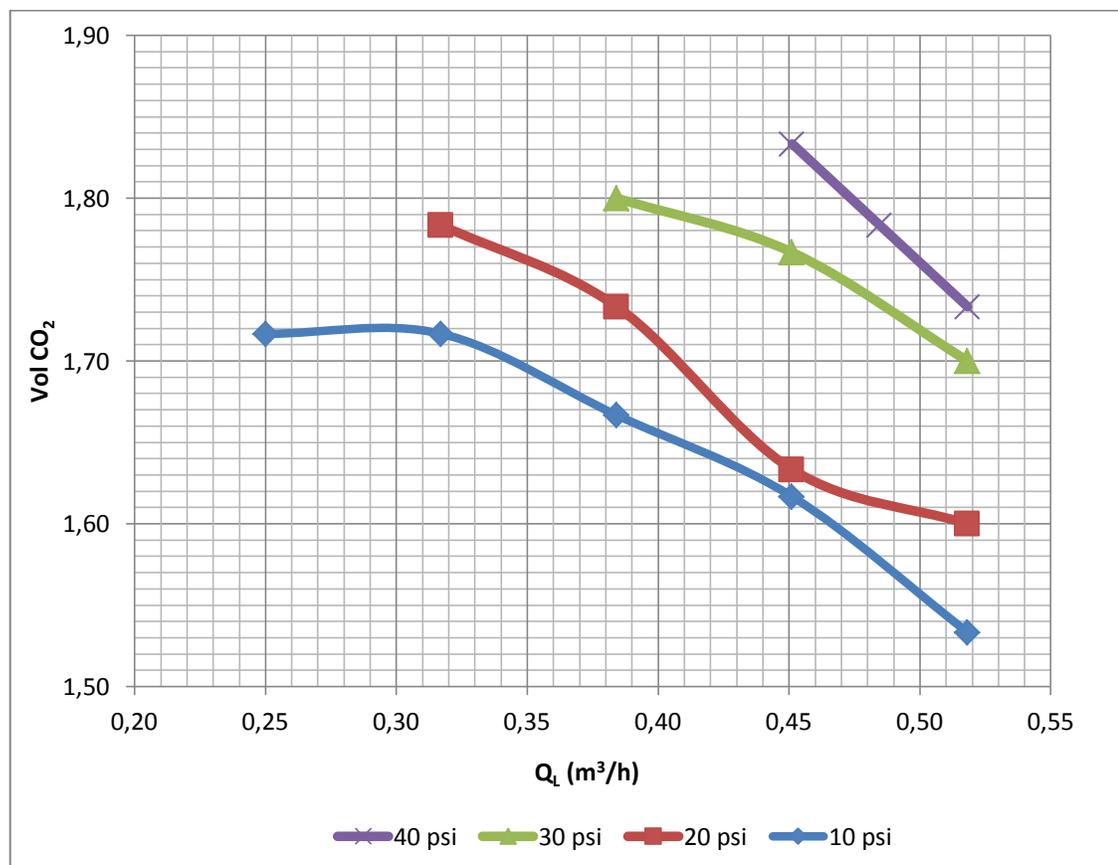
Equipo sugerido	A_{real} (m²)
Contactor de membrana 10x28 Extra-flow X40 Fiber	130

Fuente: elaboración propia.

4.2. Curvas de carbonatación en función del flujo de agua a diferentes presiones de dióxido de carbono

Se presenta las variaciones de los volúmenes de dióxido de carbono en función del flujo de agua, en metro cúbico por hora, para diferentes presiones de operación de dióxido de carbono, en psi. Los valores tabulados para estas curvas se presentan en la tabla XX de la sección de apéndices.

Figura 10. Curvas de carbonatación en función del flujo de agua a diferentes presiones de dióxido de carbono



Fuente: elaboración propia.

4.3. Comparación de la formación del ácido carbónico

Se determinó la variación de la retención de dióxido de carbono para el producto de la carbonatación en cada equipo. El procedimiento para obtener estos resultados se encuentra detallado en la sección 3.8.5. Los datos calculados que permitieron llegar estos valores se ubican en las tablas XXI y XXII de la sección de apéndices.

Tabla XV. **Comparación de ácido carbónico formado**

Carbonatador	%H₂CO₃	Δ%H₂CO₃
Contactador de membrana	4,4706	1,1525
Convencional	0,0659	0,0232

Fuente: elaboración propia.

4.4. Comparación de la retención de dióxido de carbono

Se buscó obtener la variación de la retención de dióxido de carbono para el producto de la carbonatación en cada equipo. El procedimiento para obtener estos resultados se encuentra detallado en la sección 3.8.6. Los datos calculados que permitieron llegar estos valores se ubican en la tabla XXIV de la sección de apéndices

Tabla XVI. **Comparación de la retención de dióxido de carbono**

Carbonatador	%CO₂, Ret	Δ%CO₂, Ret
Contactador de membrana	90,5270	0,9180
Convencional	90,5967	0,7696

Fuente: elaboración propia.

4.5. Comparación de costos de ambos carbonatadores mediante el análisis económico Valor Actual Neto (VAN)

Se obtuvo el valor en la actualidad de inversión inicial y los costos de operación de cada año del carbonatador de contactor de membrana, este valor se comparó con los costos de operación del equipo convencional instalado actualmente. El procedimiento para obtener estos resultados se encuentra detallado en la sección 3.8.7. Los datos calculados que permitieron llegar estos valores se muestran en las tablas XXVIII, XXIX, XXX y XXXI de la sección de apéndices

Tabla XVII. **Costos de ambos carbonatadores al Valor Actual Neto (VAN)**

Carbonatador	VAN (Q)
Contactor de membrana	688 723,18
Convencional	463 834,10

Fuente: elaboración propia.

4.6. Análisis estadístico

En este apartado, se presentan los resultados del análisis estadístico aplicado a los diferentes resultados obtenidos. Incluyendo el coeficiente de correlación de Pearson y el contraste de significación

4.6.1. Coeficiente de correlación de Pearson

Se realizó el cálculo del coeficiente de correlación de Pearson para determinar la relación lineal entre las variables de flujo de agua y volúmenes de

carbonatación, así como si su relación es directa o inversamente proporcional. Basado en el procedimiento indicado en la sección 3.9.4.

Tabla XVIII. **Coefficiente de correlación de Pearson**

Presión de gas (psi)	10	20	30	40
Coef. De Pearson	-0,9547	-0,9827	-0,9819	-1,0000

Fuente: elaboración propia.

4.6.2. **Contraste de significación**

Se realizó el análisis estadístico t, se presentan los valores de t críticos y t calculados para el porcentaje de ácido carbónico y para el porcentaje de retención de dióxido de carbono. Basado en el procedimiento indicado en la sección 3.9.5.

Tabla XIX. **Contraste de significación**

Variable	t_{crit}	t_{calc}	Resultado
porcentaje de ácido carbónico	2,26	12,08	Se rechaza H ₀
porcentaje de retención CO ₂	2,10	0,33	Se acepta H ₀

Fuente: elaboración propia.

5. INTERPRETACIÓN DE RESULTADOS

Se realizó un estudio de prefactibilidad técnica y económica sobre la sustitución de un equipo de carbonatación convencional, instalado en una planta de bebidas carbonatadas, por un equipo de carbonatación por contactor de membrana, determinando distintos parámetros.

El área de superficie de membrana requerida para el proceso a escala industrial se determinó con base en el caudal, presión de operación y características del producto requeridos. El área calculada y su desviación estándar se muestran en la tabla XIII, obteniendo valores de aproximadamente 96,90 y 5,3 metros cuadrados respectivamente.

Para asegurar que el equipo planteado cumpla con las características deseadas del producto se sugirió utilizar un valor de área de superficie de membrana mayor al calculado. Asimismo, debido a la disponibilidad de equipos con diferentes áreas de superficie por parte del fabricante, se definió utilizar un equipo de 130 metros cuadrados de área de superficie de membrana, expresado en la tabla XIV. De esta forma se obtuvo un equipo sobredimensionado en un 34,16 por ciento, siendo este un valor aceptado por la empresa debido a aumentos en producción que puedan requerirse en años futuros.

Se evaluó la variación de la carbonatación al utilizar diferentes flujos de agua y presiones de CO₂ para la membrana a utilizar. Los resultados de estas variaciones se presentan en la figura 10, donde se obtuvo volúmenes de CO₂ de entre 1,53 y 1,83, para flujos de agua de entre 0,25 y 0,52 metros cúbicos

por hora y presiones de CO₂ de 10 a 40 libras por pulgada cuadrada. Se determinó la relación lineal entre las variables de flujo de agua y volúmenes de carbonatación, para cada presión de CO₂ utilizada. Para esto se calculó el coeficiente de correlación de Pearson para cada tendencia, obteniendo valores negativos de aproximadamente 0,95. Esto indica una correlación negativa entre las dos variables analizadas, con una alta relación de proporcionalidad.

Se midió 2 variables para comparar que equipo de carbonatación presenta una mejor forma de contacto entre fases. La primera de estas variables fue la formación de ácido carbónico, siendo este un producto de la reacción de disolución de dióxido de carbono en agua. Al medir el pH del agua carbonatada por cada equipo se obtuvo diferencias de alrededor de 0,95 unidades de pH, obteniendo valores menores para el equipo de contactor de membrana, lo cual indicó mayor formación de ácido.

Con los valores de pH se calculó el porcentaje de ácido carbónico presente en el producto. Los promedios para cada equipo, así como su desviación estándar, están expresados en la tabla XV. Se observó un mayor porcentaje de ácido carbónico en el producto del contactor de membrana.

Para determinar si los valores promedio obtenidos difieren entre sí, se realizó un análisis estadístico de contraste de significación. Esto se realizó mediante el cálculo del valor estadístico t, el cual relacionó los promedios y desviación estándar para cada variable de cada equipo, y su posterior comparación con el valor de t crítico definido. Sobre esto se obtuvo que la diferencia entre los promedios si es significativa, con lo que se puede concluir que el producto de equipo de contactor de membrana presenta mayor porcentaje de ácido carbónico. Esto sugiere una mejor forma de contacto entre las fases en el equipo sugerido, al compararlo con el convencional.

El equipo de contactor de membrana promueve un mayor contacto entre fases debido a los poros de aproximadamente 0,03 micrómetros que este posee. Estos limitan el flujo de moléculas de dióxido de carbono en cada poro incrementando la probabilidad de que cada molécula de CO_2 tenga contacto con moléculas de agua, formando así más ácido carbónico.

La segunda variable medida para comparar los equipos de carbonatación fue el porcentaje de retención de CO_2 en el producto de cada uno. Se obtuvo valores de pérdida de CO_2 al transcurrir 30 minutos y este se relacionó con el contenido inicial. Los valores promedio y desviaciones estándar obtenidos se presentan en la tabla XVI, donde se puede apreciar mayor retención de CO_2 en el equipo de contactor de membrana.

De la misma manera que en el porcentaje de ácido carbónico, se realizó un análisis estadístico de contraste de significación. Con este se determinó que la diferencia entre los promedios obtenidos para la retención de CO_2 no es significativa, por lo que se concluye que los porcentajes de retención de CO_2 al transcurrir 30 minutos, son iguales. El porcentaje de retención de CO_2 no se ve afectado por el equipo utilizado, por lo que producto obtenido con el nuevo proceso no tendrá diferencias significativas con el que se produce actualmente, al menos a este respecto. Esto se debe a que la pérdida de CO_2 con el tiempo depende en mayor proporción a las condiciones de presión y temperatura, que a la forma de contacto entre fases.

Se realizó un análisis económico de valor actual neto para comparar los costos de inversión inicial, mantenimiento y operación del equipo carbonatador de contactor de membrana planteado con los costos de operación del carbonatador convencional instalado actualmente. Los consumos de CO_2 no

son relevantes económicamente para la empresa, ya que se usa el obtenido como subproducto de otros procesos.

Los resultados de este análisis para un plazo de 5 años se presentan en la tabla XVII. Se determinó que el equipo de contactor de membrana presenta una disminución de costos de operación, aunque se observa que los costos actuales netos del equipo de contactor de membrana son mayores que los costos del equipo convencional instalado.

Cabe resaltar que, al existir aumentos en la producción de la fábrica y por la antigüedad del equipo actual, se debe considerar sustituir el mismo. Aunque no es posible determinar en cuanto tiempo se necesitará sustituir el equipo por aumentos de producción en la planta, ya que esto está fuera de los objetivos de este estudio, se sugiere sustituirlo por el equipo de contactor de membrana planteado. La planta aumentaría su capacidad de producción con este equipo ya que este puede operar a un flujo mayor que el equipo instalado actualmente.

Asimismo, se debe considerar que la implementación de este equipo, reduciría costos de operación y mejoraría la calidad del producto al aumentar la formación de ácido carbónico, sin afectar la retención del CO₂ en una bebida carbonatada.

CONCLUSIONES

1. El área de superficie de contacto del equipo carbonatador de contactor de membrana sugerido es de 130 metros cuadrados.
2. Para una presión de CO₂ fija, los volúmenes de dióxido de carbono disminuyen al aumentar el flujo de agua en el equipo de contactor de membrana.
3. Al fijar el flujo de agua, los volúmenes de dióxido de carbono aumentan proporcionalmente con la presión de dióxido de carbono utilizada.
4. Los porcentajes de ácido carbónico formado en el producto de cada equipo carbonatador son diferentes, obteniendo mayor porcentaje de ácido carbónico en el equipo carbonatador de contactor de membrana.
5. Los porcentajes de retención de dióxido de carbono para cada equipo carbonatador, medidos al transcurrir 30 minutos, no presentan diferencia significativa.
6. Se presenta una mejora en el proceso de carbonatación al implementarse el equipo de contactor de membrana debido a su aumento en la formación de ácido carbónico.

7. El equipo de contactor de membrana presenta una disminución de costos de operación, aunque los costos actuales del equipo de contactor de membrana son mayores que los costos del equipo convencional instalado.

8. Con la implementación del equipo de carbonatación por contactor de membrana se obtiene un producto de mayor calidad, se reducen costos de operación y se aumenta la capacidad de producción de la planta.

RECOMENDACIONES

1. Evaluar la disminución en la utilización de acidulante en el producto final al implementar el equipo de carbonatación de contactor de membrana, debido a la reducción del pH en el producto de este carbonatador. Permitiendo reducir costos de producción en el proceso.
2. Considerar los parámetros físicos y químicos que debe poseer el agua utilizada para carbonatar, que de no cumplirse estos pueden afectar la vida útil del equipo.
3. Si el proyecto lo requiere, se debe incluir los costos de inversión inicial por la compra del carbonatador convencional.

BIBLIOGRAFÍA

1. BAKER, Richard. *Membrane technology and application*. 2a ed. Inglaterra: Wiley, 2000. 552 p.
2. BLANK, Leland; TARQUIN, Anthony. *Ingeniería económica*. 4a ed. Colombia: McGraw-Hill, 1999. 712 p.
3. DESCOINS, Charles; MATHLOUTHI, Mohamed. *Food Chemistry: Carbonation monitoring of a beverage in a laboratory scale unit with on-line measurement of dissolved CO₂*. [en línea] [ref. 25 de noviembre de 2004] Disponible en Web: sciencedirect.com.
4. DICK, J.G.. *Química analítica*. México: El manual moderno, 1979. 382 p.
5. DINDIORE, V.; BRILMAN, D.; FERON, P.; VERSTEEG, G.. *CO₂ absorption at elevated pressures using a hollow fiber membrane contactor*. Holanda: Elsevier, 2003. 109 p.
6. DRIOLI; CRISCUOLI; CURCIO. *Membrane Contacters: Fundamentals, Applications and potentialities. Membrane Science and technology Series, 11*. Amsterdam, Holanda: Elsevier, 2006. 516 p.

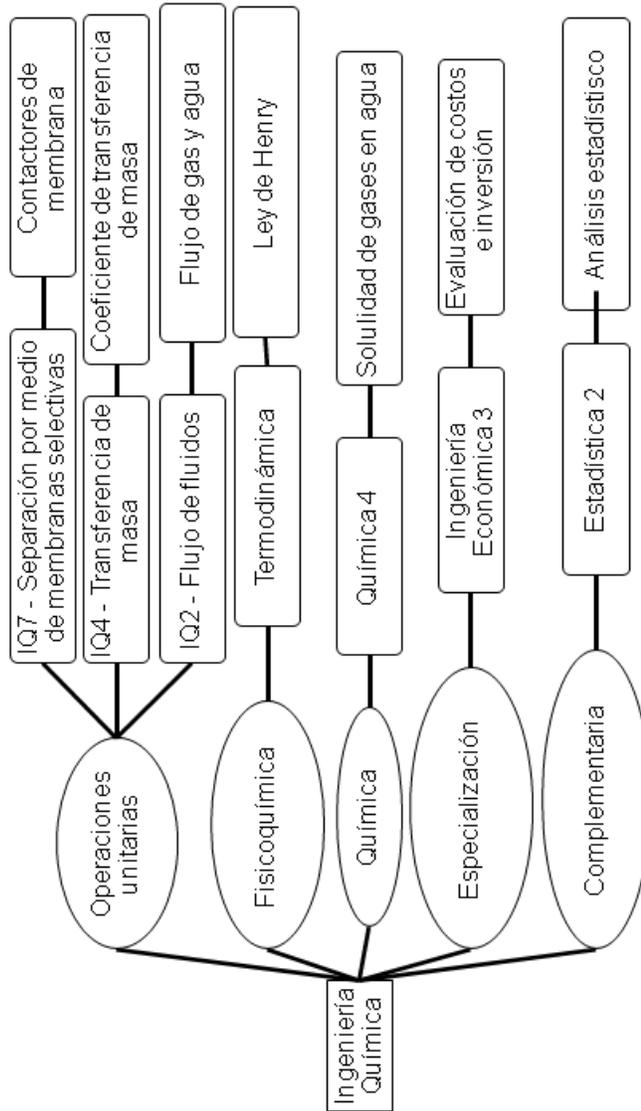
7. GALVÁN, Manuel. *Diseño, optimización e instalación de un sistema de distribución de agua tratada para una industria de bebidas gaseosas*. Trabajo de graduación de Ing. Química. Universidad de San Carlos de Guatemala, Facultad de Ingeniería, 1989. 99 p.
8. GARCÍA, Daniel. *Programa de mantenimiento preventivo para un equipo carbonatador de bebidas*. Trabajo de graduación de Ing. Mecánica. Universidad de San Carlos de Guatemala, Facultad de Ingeniería, 2003. 110 p.
9. MILLER James; MILLER, Jane. *Estadística y Quimiometría para química analítica*. 4a ed. España: Prentice Hall, 2002. 278 p.
10. MOOK, W.G. *Isótopos ambientales en el ciclo hidrológico, principios y aplicaciones*. Madrid: Instituto Geológico y Minero de España, 2002. 558 p.
11. PERRY, Robert; GREEN, Down. *Perry's Chemical Engineers' Handbook*. 8a ed. Estados Unidos: McGraw-Hill, 2008. 2700 p.
12. STEEN, David. *Carbonated Soft Drinks: Formulation and Manufacture*. Reino Unido: Blackwell Publishin Oxford, 2006. 371 p.
13. WALPOLE, Ronald, MYERS, Reynold; MYERS, Sharon. *Probabilidad y estadística para ingenieros*. 6a ed. México: Pearson Education, 1999. 739 p.

14. WANG, R.; ZHANG H.Y. *Separation and Purification Technology: Influence of membrane wetting on CO₂ capture in microporous hollow fiber membrane contactors*. [en línea] [ref. 30 de abril de 2005] Disponible en Web: sciencedirect.com.

15. WIELSER, Fred. *Membrane contactors: an introduction to the technology. Ultrapurewater*. [en línea] [ref. 12 de agosto de 1996] Disponible en Web Disponible en liquid-cel.com.

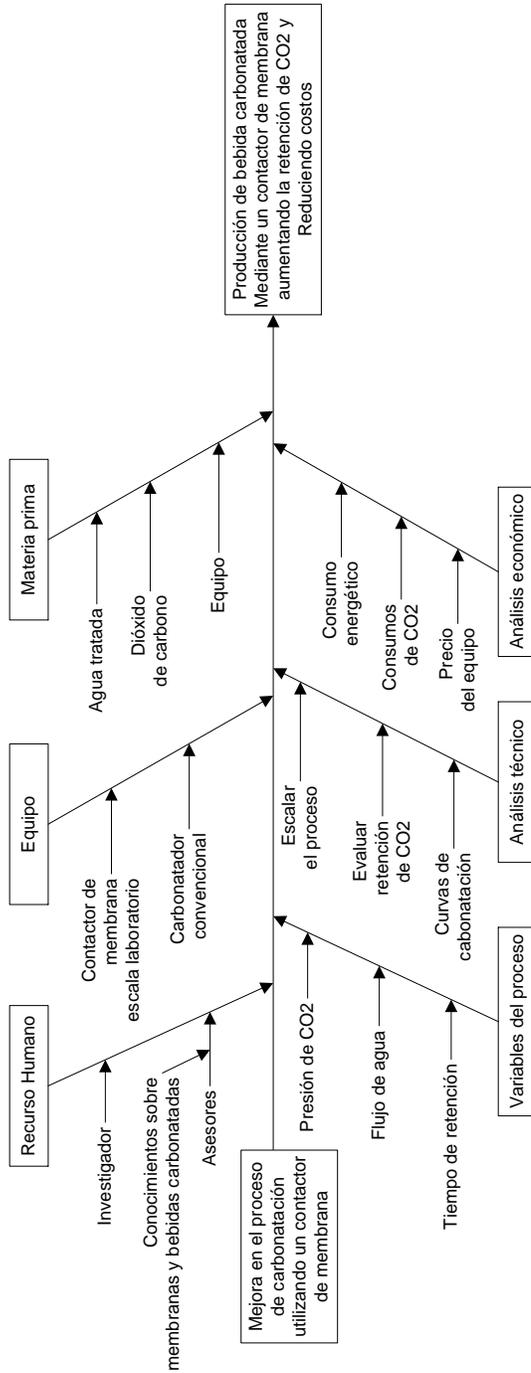
APÉNDICES

Figura 11. Diagrama de requisitos académicos



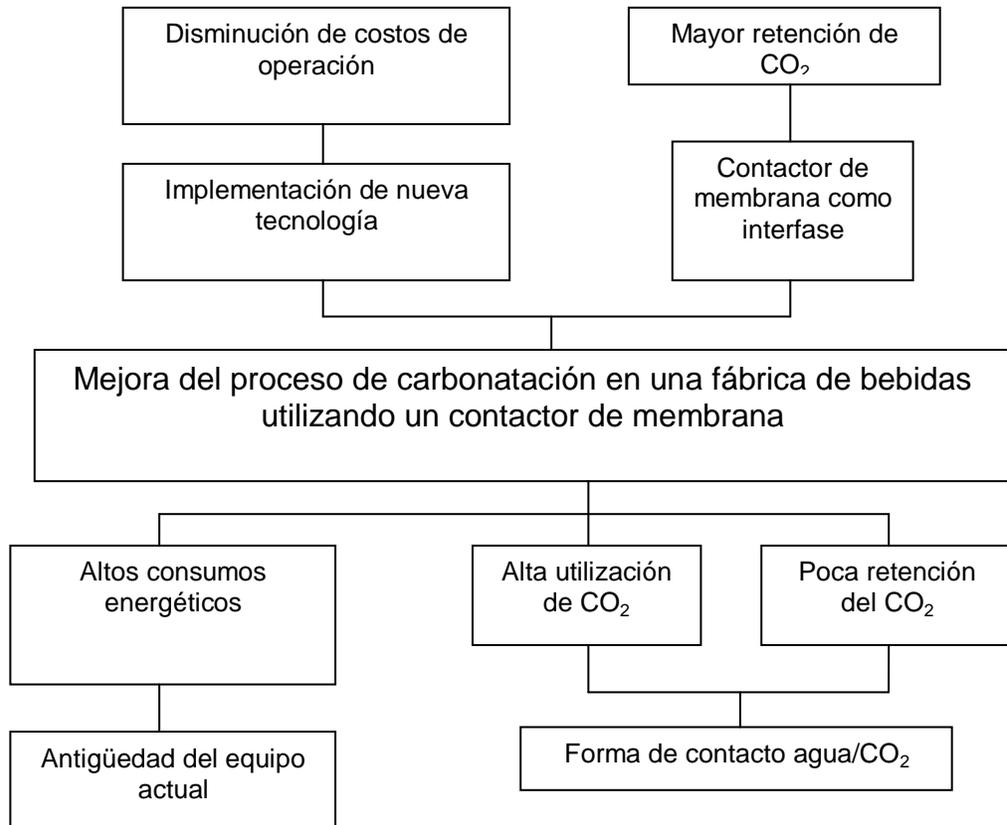
Fuente: elaboración propia.

Figura 12. Diagrama de Ishikawa



Fuente: elaboración propia.

Figura 13. Diagrama de árbol de problema



Fuente: elaboración propia.

4. MUESTRA DE CÁLCULO

4.1 Concentración de CO₂ en la salida de líquido

4.1.1 Concentración de ácido carbónico

Determinación de la concentración de iones hidronio para la corrida 1 utilizando la ecuación 5 de la sección 3.8.1.1. Donde pH = 4,45

$$[H^+] = 10^{-\text{pH}} = 10^{-4,45} = 3,55E-5 \frac{\text{mol}}{\text{L}}$$

La concentración de ácido carbónico presente se obtuvo al despejar la concentración de ácido el valor de concentración de ácido carbónico calculado, utilizando la ecuación 1 de la sección 3.8.1.1

Los valores de las constantes de disociación son:

$$K_1 = 3,25E-07 \quad K_2 = 3,02E-11 \quad K_w = 2,35E-15$$

$$[H^+]^4 + K_1 [H^+]^3 + (K_1 K_2 - K_w - K_1 C_a) [H^+]^2 - (K_w + 2K_2 C_a) K_1 [H^+] = K_w K_1 K_2$$

De esta ecuación se obtuvo:

$$C_a = 3,91E-3 \frac{\text{mol}}{\text{L}} = 3,91 \frac{\text{mol}}{\text{m}^3}$$

4.1.2 Concentración total de CO₂

Se determinó la concentración de CO₂ gaseoso en la salida del líquido en (mol/m³) a partir de los volúmenes de CO₂ para la corrida 1 utilizando la

ecuación 6 de la sección 3.8.1.2. Donde $Vol_{CO_2}=1,88$, $PM_{CO_2}=44,01g/mol$, y $C_a=3,91mol/m^3$.

$$C_{l,s} = \frac{Vol_{CO_2} * 1,96}{PM_{CO_2}} * 1000 + C_a = \frac{1,88L * 1,96g}{\frac{L}{44,01g}} * 1000 + 3,91 \frac{mol}{m^3}$$

$$C_{l,s} = 83,50 \frac{mol}{m^3}$$

4.2 Concentración de CO₂ en la salida de gas

Se determinó la concentración de CO₂ en la salida del gas para la corrida 1 despejando la variable $C_{g,o}$ en la ecuación 7 de la sección 3.8.2. Donde:

$$Q_g = 1,0761 \frac{m^3}{h}, C_{g,i} = 135 \frac{mol}{m^3}, Q_l = 0,3842 \frac{m^3}{h}, C_{l,i} \approx 0 \frac{mol}{m^3}, C_{l,o} = 87,42 \frac{mol}{m^3}$$

$$1,0761 \frac{m^3}{h} \left(135 \frac{mol}{m^3} - C_{g,o} \right) = -0,3842 \frac{m^3}{h} \left(0 \frac{mol}{m^3} - 87,42 \frac{mol}{m^3} \right)$$

$$C_{g,o} = 104,73 \frac{mol}{m^3}$$

4.3 Área de membrana necesaria para el proceso a escala industrial

4.3.1 Coeficiente de transferencia de masa

Este se determinó para un flujo de agua de 0,3842 metro cúbico hora y una presión de gas de 30 psi. Con los datos de la corrida 1, utilizando la ecuación 8

y 9 de la sección 3.8.3.1. Donde $Q_i=0,3842 \frac{m^3}{h}$, $A_L=1,4m^2$ (Dato del fabricante),

$C_{l,i} \approx 0 \frac{mol}{m^3}$, $C_{l,o}=87,42 \frac{mol}{m^3}$, $C_{g,o}=104,73 \frac{mol}{m^3}$, $C_{g,i}=135 \frac{mol}{m^3}$, $H: 0,831$ para CO_2 .

$$\Delta C_{l,av} = \frac{\left(0,831 \left(135 \frac{mol}{m^3}\right) - 87,42 \frac{mol}{m^3}\right) - \left(0,831 \left(104,73 \frac{mol}{m^3}\right) - 0 \frac{mol}{m^3}\right)}{\ln \left(\frac{0,831 \left(135 \frac{mol}{m^3}\right) - 87,42 \frac{mol}{m^3}}{0,831 \left(104,73 \frac{mol}{m^3}\right) - 0 \frac{mol}{m^3}} \right)}$$

$$\Delta C_{l,av} = 50,17$$

Y

$$K_O = \frac{0,3842 \frac{m^3}{h} \left(87,42 \frac{mol}{m^3} - 0 \frac{mol}{m^3}\right)}{1,4m^2 * 50,17}$$

$$K_O = 0,4782 \frac{mol}{m^2 h}$$

4.3.2 Cálculo del área de superficie a escala industrial

Se obtuvo el área necesaria para los volúmenes de CO_2 y flujo de agua requeridos por la empresa ($Vol CO_2 = 3,5$, $\dot{Q}_l=14 m^3/h$), para la corrida 1 utilizando la ecuación 10 de la sección 3.8.3.2. Con los siguientes valores: $K_O=0,4782 mol/m^2h$, $C_{l,i}=0mol/m^3$, $C_{l,o}=87,42mol/m^3$, $\Delta C_{l,av}=50,17$

$$A_l = \frac{\dot{Q}_l (C_{l,o} - C_{l,i})}{K_O \Delta C_{l,av}} = \frac{14 m^3/h (87,42 mol/m^3 - 0 mol/m^3)}{0,4782 mol/m^2h (50,17)} = 93,17 m^2$$

4.4 Porcentaje de ácido carbónico

Para comparar la formación de ácido carbónico se relacionó su concentración con la concentración de dióxido de carbono disuelto para los valores calculados de la corrida 1. Utilizando la ecuación 11 de la sección 3.8.5.

$$C_{\text{CO}_2} = 83,50 \frac{\text{mol}}{\text{m}^3}, \quad C_a = 3,91 \frac{\text{mol}}{\text{m}^3}$$

$$\% \text{H}_2\text{CO}_3 = \frac{3,91 \frac{\text{mol}}{\text{m}^3}}{83,50 \frac{\text{mol}}{\text{m}^3} + 3,91 \frac{\text{mol}}{\text{m}^3}} * 100 = 4,48\%$$

4.5 Retención de CO₂

Se determinó la pérdida de CO₂ al exponer la bebida abierta al ambiente utilizando la ecuación 12 de la sección 3.8.6 Se muestran los valores de la corrida 1. Donde m_i=627g, m_n=626,8g

$$m_{\text{CO}_2, \text{lib}} = m_i - m_n = 627\text{g} - 626,8\text{g} = 0,2\text{g}$$

La masa de CO₂ liberada se relacionó con la masa inicial de CO₂ contenido en la botella para determinar el CO₂, utilizando la ecuación 13. Para los valores de la corrida 1, donde m_{CO₂,i}=2,31g, m_{CO₂,lib} = 0,2g

$$\% \text{CO}_2 \text{ Ret} = \left(1 - \frac{m_{\text{CO}_2, \text{lib}}}{m_{\text{CO}_2, \text{i}}} \right) * 100 = \left(1 - \frac{0,2\text{g}}{2,31\text{g}} \right) * 100 = 8,66\%$$

4.6 Comparación de costos de operación

Utilizando la herramienta económica de Excel llamada "VA" se determinó el valor actual neto del equipo de contactor de membrana para 5 años de utilización. Utilizando los siguientes valores futuros para cada año:

$$F_1 = Q73\ 669,76 \quad F_2 = Q70\ 812,48 \quad F_3 = Q68\ 066,01$$

$$F_4 = Q178\ 330,41, \quad F_5 = Q62\ 888,52$$

Con los siguientes valores: $i_{\text{anual}}=4,035\%$, $n=5$ años, $I_0=Q234,956$

Obteniendo:

$$\text{VPN} = Q688\ 723,18$$

4.7 Contraste de significación

Se calculó el estadístico t, mediante la ecuación 16 de la sección 3.9.5. Se muestran los resultados obtenidos para la formación de ácido carbónico:

$$\bar{x}_1 = 4,4706, s_1 = 1,1525, n_1 = 10$$

$$\bar{x}_2 = 0,0659, s_2 = 0,0232, n_2 = 10$$

$$t_{\text{calc}} = \frac{\bar{x}_1 - \bar{x}_2}{\sqrt{\frac{s_1^2}{n_1} + \frac{s_2^2}{n_2}}} = \frac{4,4706 - 0,0659}{\sqrt{\frac{1,1525^2}{10} + \frac{0,0232^2}{10}}} = 12,08$$

El valor de t calculada por este estadístico fue contrastado utilizando el valor crítico de t en tablas (en la sección de anexos). Este valor depende del nivel de significancia y de los grados de libertad. Los grados de libertad fueron calculados mediante la ecuación 17 para los mismos datos, aproximándose al entero inmediato.

$$\text{G.L.} = \frac{\left(\frac{s_1^2}{n_1} + \frac{s_2^2}{n_2}\right)^2}{\frac{s_1^4}{n_1^2(n_1-1)} + \frac{s_2^4}{n_2^2(n_2-1)}} = \frac{\left(\frac{1,1525^2}{10} + \frac{0,0232^2}{10}\right)^2}{\frac{1,1525^4}{10^2(10-1)} + \frac{0,0232^4}{10^2(10-1)}} = 9,01 = 9$$

Con este valor se obtuvo un valor crítico de:

$$t_{\text{crti}} = 2,26$$

El criterio de decisión sobre los valores de t calculado y crítico indica que si $t_{\text{cal}} > t_{\text{crit}}$ entonces H_0 es rechazada. Con esto se obtuvo un rechazo de la hipótesis nula planteada.

5. DATOS CALCULADOS

Se detalla la información calculada para la obtención de los resultados presentados, incluyendo el número de repeticiones para cada corrida. En base a cada objetivo.

Tabla XX. **Valores tabulados para la construcción de la gráfica de volúmenes de CO₂ en función del flujo de agua**

P_{gi} (psi)	P_{li} (psi)	Q_l (m³/h)	T_{l,i} (°F)	T_{Prod} (°F)	P_{Prod} (Psi)	V_{CO2}	T_{Prod} (°F)	P_{Prod} (Psi)	V_{CO2}	T_{Prod} (°F)	P_{Prod} (Psi)	V_{CO2}
Repetición				1			2			3		
10	10	0,25	44	45	4	1,70	45	5	1,75	46	5	1,70
	20	0,32	45	46	5	1,70	46	5	1,70	46	5,5	1,75
	30	0,38	46	48	5	1,65	48	6	1,70	47	4,5	1,65
	40	0,45	44	48	4	1,60	50	5	1,60	48	5	1,65
	50	0,52	46	49	5	1,60	50	4	1,50	50	4	1,50
20	20	0,32	44	45	5	1,75	46	6	1,80	47	6	1,80
	30	0,38	44	46	5	1,70	48	7	1,80	47	5	1,70
	40	0,45	45	47	5	1,70	49	6	1,60	49	5	1,60
	50	0,52	45	49	5,5	1,65	51	5	1,60	49	4,5	1,55
30	30	0,38	44	47	6	1,80	45	4	1,70	46	7	1,90
	40	0,45	45	47	6	1,80	47	5	1,70	47	6	1,80
	50	0,52	44	48	6	1,70	47	5	1,70	48	6	1,70
40	40	0,45	45	46	6,5	1,85	46	6	1,80	46	6,5	1,85
	45	0,48	45	46	6,5	1,85	48	6	1,70	46	6	1,80
	50	0,52	46	47	6	1,80	50	6	1,70	48	6	1,70

Fuente: elaboración propia.

Tabla XXI. **Valores calculados para determinar el porcentaje de ácido carbónico para el contactor de membrana**

No.	pH	Vol CO ₂	[CO _{2g}] _{l,s} ($\frac{\text{mol}}{\text{L}}$)	[CO _{2g}] _{b,s} ($\frac{\text{mol}}{\text{m}^3}$)	[H ₂ CO ₃] ($\frac{\text{mol}}{\text{L}}$)	[H ₂ CO ₃] ($\frac{\text{mol}}{\text{m}^3}$)	[CO _{2T}] _{l,s} ($\frac{\text{mol}}{\text{m}^3}$)
1	4,45	1,88	0,0835	83,50	3,91E-03	3.9132	87,4169
2	4,48	1,90	0,0846	84,62	3,41E-03	3,4104	88,0276
3	4,41	1,90	0,0846	84,62	4,70E-03	4,7009	89,3180
4	4,42	1,90	0,0846	84,62	4,49E-03	4,4902	89,1073
5	4,51	1,85	0,0824	82,39	2,97E-03	2,9724	85,3628
6	4,53	1,80	0,0802	80,16	2,71E-03	2,7122	82,8758
7	4,44	1,65	0,0735	73,48	4,10E-03	4,0967	77,5800
8	4,43	1,65	0,0735	73,48	4,29E-03	4,2889	77,7722
9	4,60	1,75	0,0779	77,94	1,97E-03	1,9686	79,9054
10	4,39	1,80	0,0802	80,16	5,15E-03	5,1525	85,3161
Prom	4,47	1,81	0,0805	80,50	3,77E-03	3,7706	84,2682
Desv	0,06	0,10	0,0043	4,33	9,90E-04	0,9901	4,5113

Fuente: elaboración propia.

Tabla XXII. Valores calculados para determinar el porcentaje de ácido carbónico para el carbonatador convencional

No.	pH	Vol CO ₂	[CO _{2g}] _{l,s} ($\frac{\text{mol}}{\text{L}}$)	[CO _{2g}] _{b,s} ($\frac{\text{mol}}{\text{m}^3}$)	[H ₂ CO ₃] ($\frac{\text{mol}}{\text{L}}$)	[H ₂ CO ₃] ($\frac{\text{mol}}{\text{m}^3}$)	[CO _{2T}] _{l,s} ($\frac{\text{mol}}{\text{m}^3}$)
1	5,35	1,75	0,0779	77,94	6,59E-05	0,0659	78,0027
2	5,60	1,85	0,0824	82,39	2,19E-05	0,0219	82,4123
3	5,39	1,65	0,0735	73,48	5,62E-05	0,0562	73,5395
4	5,53	1,80	0,0802	80,16	2,98E-05	0,0298	80,1934
5	5,38	1,85	0,0824	82,39	5,77E-05	0,0577	82,4481
6	5,41	1,80	0,0802	80,16	5,05E-05	0,0505	80,2141
7	5,35	1,85	0,0824	82,39	6,59E-05	0,0659	82,4563
8	5,50	1,85	0,0824	82,39	3,40E-05	0,0340	82,4243
9	5,33	1,80	0,0802	80,16	7,21E-05	0,0721	80,2357
10	5,34	1,70	0,0757	75,71	6,89E-05	0,0689	75,7790
Prom	5,42	1,79	0,0797	79,72	5,23E-05	0,0523	79,7705
Desv	0,09	0,07	0,0031	3,11	1,78E-05	0,0178	3,7070

Fuente: elaboración propia.

Tabla XXIII. Valores calculados para determinar el porcentaje de retención de CO₂ para ambos carbonatadores

Equipo	No.	m _i (g)	m ₃₀ (g)	Δm (g)	[CO _{2T}] _{l,s} (mol/m ³)	[CO _{2T}] _{l,s} (g/L)	m _{CO₂} (g)	Pérdida CO ₂ (%)
Memb	1	627,00	626,8	0,20	87,4169	3,8472	2,3083	8,6643
	2	610,71	610,49	0,22	88,0276	3,8741	2,3245	9,4646
	3	605,82	605,63	0,19	89,3180	3,9309	2,3585	8,0559
	4	617,54	617,33	0,21	89,1073	3,9216	2,3530	8,9249
	5	621,56	621,37	0,19	85,3628	3,7568	2,2541	8,4291
	6	619,05	618,82	0,23	82,8758	3,6474	2,1884	10,5099
	7	624,76	624,55	0,21	77,5800	3,4143	2,0486	10,2510
	8	613,40	613,18	0,22	77,7722	3,4228	2,0537	10,7126
	9	615,63	615,42	0,21	79,9054	3,5166	2,1100	9,9527
	10	623,31	623,09	0,22	85,3161	3,7548	2,2529	9,7654
Conv	1	622,50	622,29	0,21	78,0027	3,4329	2,0597	10,1955
	2	624,57	624,39	0,18	82,4123	3,6270	2,1762	8,2714
	3	618,56	618,38	0,18	73,5395	3,2365	1,9419	9,2694
	4	622,34	622,11	0,23	80,1934	3,5293	2,1176	10,8614
	5	619,20	618,99	0,21	82,4481	3,6285	2,1771	9,6458
	6	611,20	611,01	0,19	80,2141	3,5302	2,1181	8,9702
	7	615,68	615,48	0,20	82,4563	3,6289	2,1773	9,1855
	8	614,34	614,14	0,20	82,4243	3,6275	2,1765	9,1891
	9	623,40	623,18	0,22	80,2357	3,5312	2,1187	10,3837
	10	612,30	612,1	0,20	75,7790	3,3350	2,0010	9,9949

Fuente: elaboración propia.

Tabla XXIV. Flujo molar de CO₂ a presión atmosférica

No.	T (°F)	T (°C)	T (K)	Tr	alfa	n	\tilde{V} (L/mol)	RKS	t (s)	m (mol/s)
1	40,00	4,44	277,59	0,91	1,08	0,07	27,30	0,83	1,80	0,04
2	41,00	5,00	278,15	0,91	1,07	0,07	27,36	0,83	2,03	0,04
3	42,00	5,56	278,71	0,92	1,07	0,07	27,41	0,83	1,79	0,04
4	40,00	4,44	277,59	0,91	1,08	0,07	27,30	0,83	2,84	0,03
5	40,00	4,44	277,59	0,91	1,08	0,07	27,30	0,83	1,73	0,04
6	42,00	5,56	278,71	0,92	1,07	0,07	27,41	0,83	1,79	0,04
7	41,00	5,00	278,15	0,91	1,07	0,07	27,36	0,83	1,99	0,04
8	41,00	5,00	278,15	0,91	1,07	0,07	27,36	0,83	1,91	0,04
9	41,00	5,00	278,15	0,91	1,07	0,07	27,36	0,83	2,05	0,04
10	41,00	5,00	278,15	0,91	1,07	0,07	27,36	0,83	1,86	0,04
Prom.	40,90	4,94	278,09	0,91	1,07	0,07	27,35	0,83	1,98	0,04
Desv	0,74	0,41	0,41	0,00	0,00	0,00	0,04	0,00	0,32	0,00

Fuente: elaboración propia.

Tabla XXV. **Flujo molar de CO₂ a presión de operación**

No.	T (°F)	T (°C)	T (K)	Tr	alfa	n	\tilde{V} (L/mol)	RKS	t (s)	m (mol/s)
1	40,00	4,44	277,59	0,91	1,08	0,07	7,34	3,04	1,80	0,04
2	41,00	5,00	278,15	0,91	1,00	0,07	7,36	3,05	2,03	0,04
3	42,00	5,56	278,71	0,92	1,00	0,07	7,38	3,05	1,79	0,04
4	40,00	4,44	277,59	0,91	1,00	0,07	7,34	3,05	2,84	0,03
5	40,00	4,44	277,59	0,91	1,00	0,07	7,34	3,05	1,73	0,04
6	42,00	5,56	278,71	0,92	1,00	0,07	7,38	3,05	1,79	0,04
7	41,00	5,00	278,15	0,91	1,00	0,07	7,36	3,05	1,99	0,04
8	41,00	5,00	278,15	0,91	1,00	0,07	7,36	3,05	1,91	0,04
9	41,00	5,00	278,15	0,91	1,00	0,07	7,36	3,05	2,05	0,04
10	41,00	5,00	278,15	0,91	1,00	0,07	7,36	3,05	1,86	0,04
Prom.	40,90	4,94	278,09	0,91	1,01	0,07	7,36	3,05	1,98	0,04
Desv	0,74	0,41	0,41	0,00	0,02	0,00	0,01	0,00	0,32	0,00

Fuente: elaboración propia.

Tabla XXVI. **Concentración de CO₂ en la corriente de gas a presión de operación**

No.	m (g/s)	V (L)	Q _{g,e} (L/s)	Q _{g,e} (m ³ /h)	[CO ₂] _{g,e} (mol/L)	[CO ₂] _{g,e} (mol/m ³)
1	1,7911	0,5381	0,2989	1,0761	0,1359	135,94
2	1,5849	0,5381	0,2651	0,9543	0,1357	135,65
3	1,7938	0,5382	0,3006	1,0823	0,1354	135,37
4	1,1352	0,5381	0,1895	0,6820	0,1359	135,94
5	1,8636	0,5381	0,3110	1,1197	0,1359	135,94
6	1,7938	0,5382	0,3006	1,0823	0,1354	135,37
7	1,6168	0,5381	0,2704	0,9735	0,1357	135,65
8	1,6845	0,5381	0,2817	1,0142	0,1357	135,65
9	1,5695	0,5381	0,2625	0,9450	0,1357	135,65
10	1,7298	0,5381	0,2893	1,0415	0,1357	135,65
Prom.	1,6563	0,5381	0,2770	0,9971	0,1357	135,68
Desv	0,2084	0,0000	0,0349	0,1258	0,0002	0,21

Fuente: elaboración propia.

Tabla XXVII. **Valores calculados para determinar el área requerida para el proceso a escala industrial**

No.	Vol _{CO2}	[CO ₂] _{l,s} (mol/m ³)	[CO ₂] _{g,e} (mol/m ³)	Q _{g,e} (m ³ /h)	[CO ₂] _{g,s} (mol/m ³)	ΔC _{in}	K ($\frac{mol}{h \cdot m^2}$)	A (m ²)
1	1,88	87,42	135,94	1,076	104,73	0,17	0,4782	93,166
2	1,90	88,03	135,65	0,954	100,21	8,20	0,5012	92,520
3	1,90	89,32	135,37	1,082	103,66	7,96	0,5111	91,183
4	1,90	89,11	135,94	0,682	85,75	3,32	0,5645	91,398
5	1,85	85,36	135,94	1,120	106,65	2,32	0,4478	95,408
6	1,80	82,88	135,37	1,082	105,95	3,63	0,4241	98,271
7	1,65	77,58	135,65	0,973	105,04	7,32	0,3714	104,979
8	1,65	77,77	135,65	1,014	106,19	7,55	0,3709	104,719
9	1,75	79,91	135,65	0,945	103,17	5,11	0,3979	101,924
10	1,80	85,32	135,65	1,042	104,18	1,45	0,4551	95,460
Prom.	1,81	84,27	135,68	0,997	102,55	1,70	0,4522	96,903
Desv.	0,10	4,51	0,21	0,126	6,19	0,48	0,0633	5,312

Fuente: elaboración propia.

Tabla XXIX. **Costo anual de bombas utilizadas para cada equipo de carbonatación**

Tipo	Potencia bombas (hp)	potencia bombas (kW)	Costo por hora (Q/h)	Costo diario (Q/d)	Costo anual (Q)
Conv.	20	15.00	27.00	270.00	98 550.00
Memb	15	11.20	20.16	201.60	73 584.00

Fuente: elaboración propia.

Tabla XXX. **Costo anual de panel del de cada equipo de carbonatación**

Equipo	Pontencia bombas (kW)	Costo por hora (Q/h)	Costo diario (Q/d)	Costo anual (Q)
Conv.	0,40	0,72	17,28	6 307,20
Memb	0,20	0,36	8,64	3 153,60

Fuente: elaboración propia.

Tabla XXXI **Costos de inversión inicial y sustitución de cartucho por mantenimiento a los 4 años**

Costos contactor	US\$	Q
equipo	30 200,00	234 956,00
cartucho de membrana	17 000,00	132 260,00

Fuente: elaboración propia.

Tabla XXXII. **Valor actual neto de la comparación de los costos de cada equipo de carbonatación para 5 años**

Año	Carbonatador convencional (Q)	Contactador de membrana (Q)
0	0.00	234 956,00
1	100 790,31	73 761,33
2	96 881,16	70 900,50
3	93 123,62	68 150,62
4	89 511,82	178 411,73
5	86 040,10	62 966,69
Σ	466 347,00	689 146,87

Fuente: elaboración propia.

ANEXOS

Figura 14. Volúmenes de carbonatación

Temp °F	Pounds per Square Inch (PSI)														
	6	7	8	9	10	11	12	13	14	15	16	17	18	19	20
33	2.23	2.33	2.43	2.53	2.63	2.74	2.84	2.96	3.06	3.15	3.25				
34	2.18	2.28	2.38	2.48	2.58	2.69	2.79	2.90	3.00	3.09	3.19				
35	2.14	2.24	2.34	2.43	2.52	2.63	2.73	2.83	2.93	3.02	3.12	3.22			
36	2.09	2.19	2.29	2.38	2.47	2.57	2.67	2.77	2.86	2.96	3.05	3.15	3.24		
37	2.04	2.14	2.24	2.33	2.42	2.52	2.62	2.71	2.80	2.90	3.00	3.09	3.18	3.27	
38	2.00	2.10	2.20	2.29	2.38	2.48	2.57	2.66	2.75	2.85	2.94	3.03	3.12	3.21	
39	1.96	2.06	2.15	2.25	2.34	2.43	2.52	2.61	2.70	2.80	2.89	2.98	3.07	3.16	3.25
40	1.92	2.01	2.10	2.20	2.30	2.39	2.47	2.56	2.65	2.75	2.84	2.93	3.01	3.10	3.19
41	1.88	1.97	2.06	2.16	2.25	2.34	2.43	2.52	2.60	2.70	2.79	2.88	2.96	3.05	3.14
42	1.85	1.94	2.02	2.12	2.21	2.30	2.39	2.48	2.56	2.65	2.74	2.83	2.91	3.00	3.09
43	1.81	1.90	1.99	2.08	2.17	2.26	2.34	2.43	2.52	2.61	2.69	2.78	2.86	2.95	3.04
44	1.78	1.87	1.95	2.04	2.13	2.22	2.30	2.39	2.47	2.56	2.64	2.73	2.81	2.90	2.99
45	1.75	1.84	1.95	2.04	2.13	2.22	2.30	2.39	2.47	2.56	2.64	2.73	2.81	2.90	2.99
46	1.71	1.80	1.88	1.96	2.04	2.13	2.22	2.30	2.38	2.47	2.55	2.64	2.72	2.81	2.89
47	1.68	1.76	1.84	1.92	2.00	2.09	2.18	2.26	2.34	2.42	2.50	2.59	2.67	2.76	2.84
48	1.65	1.73	1.81	1.89	1.96	2.05	2.14	2.22	2.30	2.38	2.46	2.54	2.62	2.71	2.79
49	1.62	1.70	1.79	1.86	1.93	2.01	2.10	2.18	2.25	2.34	2.42	2.50	2.58	2.67	2.75
50	1.59	1.66	1.74	1.82	1.90	1.98	2.06	2.14	2.21	2.30	2.38	2.46	2.54	2.62	2.70
51	1.57	1.64	1.71	1.79	1.87	1.95	2.02	2.10	2.18	2.26	2.34	2.42	2.49	2.57	2.65
52	1.54	1.61	1.68	1.76	1.84	1.92	1.99	2.06	2.14	2.22	2.30	2.38	2.45	2.53	2.61
53	1.51	1.59	1.66	1.74	1.81	1.89	1.96	2.03	2.10	2.18	2.26	2.34	2.41	2.49	2.57
54		1.56	1.63	1.71	1.78	1.86	1.93	2.00	2.07	2.15	2.22	2.30	2.37	2.45	2.52
55		1.53	1.60	1.68	1.75	1.82	1.89	1.97	2.04	2.12	2.19	2.26	2.33	2.40	2.47
						Volumes Of Co2									

Fuente: STEEN, David. *Carbonated Soft Drinks: Formulation and Manufacture*. p. 462.

Figura 15. **Valores críticos de la distribución t**

<i>Valor de t para un intervalo de confianza de Valor crítico de t para valores de P de número de grados de libertad</i>	<i>90%</i>	<i>95%</i>	<i>98%</i>	<i>99%</i>
	<i>0.10</i>	<i>0.05</i>	<i>0.02</i>	<i>0.01</i>
1	6.31	12.71	31.82	63.66
2	2.92	4.30	6.96	9.92
3	2.35	3.18	4.54	5.84
4	2.13	2.78	3.75	4.60
5	2.02	2.57	3.36	4.03
6	1.94	2.45	3.14	3.71
7	1.89	2.36	3.00	3.50
8	1.86	2.31	2.90	3.36
9	1.83	2.26	2.82	3.25
10	1.81	2.23	2.76	3.17
12	1.78	2.18	2.68	3.05
14	1.76	2.14	2.62	2.98
16	1.75	2.12	2.58	2.92
18	1.73	2.10	2.55	2.88
20	1.72	2.09	2.53	2.85
30	1.70	2.04	2.46	2.75
50	1.68	2.01	2.40	2.68
∞	1.64	1.96	2.33	2.58

Fuente: Miller & Miller. Estadística y Quimiometría para química analítica. p.124.

Figura 16. Información técnica de contactor de membrana a utilizar

Membrane Characteristics		
Cartridge Configuration	Extra-Flow with Center Baffle	
Liquid Flow Guidelines	0.1 – 0.7 m ³ /hr (0.5 – 3 gpm)	
Membrane Type	X50 Fiber	X40 Fiber
	Recommended for CO ₂ removal from liquid and other gas transfer applications	Recommended for O ₂ removal from liquid and other gas transfer applications
Membrane/Potting Material	Polypropylene / Polyethylene	
Typical Membrane Surface Area	1.4 m ² (15.1 ft ²)	
Priming Volume (approximate)		
Shellside	0.40 liters (0.11 gal.)	
Lumenside	0.15 liters (0.04 gal.)	
Pressure Guidelines*		
	X50 or X40 Fiber	
Maximum Shellside LIQUID Working Temperature/ Pressure	5-40° C, 7.2 bar (41-104° F, 105 psig) 70° C, 2.1 bar (158° F, 30 psig)	
If no vacuum is used, 1.05 bar (15 psig) can be added to pressures above.		
Maximum Applied Gas Pressure	4.8 bar (70 psig)	
Max applied gas pressure is for integrity testing at ambient temperatures. Normal operating pressures are typically lower.		
Maximum Lumenside Liquid Temperature/Pressure of Semibody Contactor	5° C, 6.2 bar (41° F, 90 psig) 15-25° C, 4.8 bar (59-77° F, 70 psig) 70° C, 1.0 bar (158° F, 15 psig)	

Fuente:<http://www.liquicel.com/product-information/data-sheets.cfm>.

