



UNIVERSIDAD DE CONCEPCIÓN
FACULTAD DE INGENIERÍA
DEPARTAMENTO DE INGENIERÍA QUÍMICA



**FACTIBILIDAD TÉCNICO-ECONÓMICA DE PRODUCCIÓN DE
CARBONATO DE SODIO EN PLANTA CLORO-SODA**

POR

Tomás Anselmo Figueroa Cid

Memoria de Título presentada a la Facultad de Ingeniería de la Universidad de Concepción
para optar al título profesional de Ingeniero Civil Químico.

Profesores Guía

Fernando Márquez Romegialli

Juan Carlos Carrasco Moraga

Profesional Supervisor

Eduardo Soliz Paillahueque

Julio 2024

Concepción (Chile)

© 2024 Tomás Anselmo Figueroa Cid

© 2024 Tomás Anselmo Figueroa Cid

Se autoriza la reproducción total o parcial, con fines académicos, por cualquier medio o procedimiento, incluyendo la cita bibliográfica del documento.

Resumen ejecutivo

La producción de cloro líquido a través del proceso chlor-alkali (cloro soda) reviste una importancia fundamental para la industria de procesos químicos. Este proceso requiere de la exhaustiva purificación de la salmuera utilizada, para lo cual se llevan a cabo diversos procesos de purificación donde el carbonato de sodio juega un vital papel en la remoción de contaminantes. A nivel nacional, OxyChile es la única empresa que lleva a cabo este proceso.

Con el objetivo de aumentar la autonomía y rentabilidad de la planta Talcahuano de OxyChile, se propone el diseño de una torre de carbonatación. Esta torre permitirá la producción *in situ* de carbonato de sodio mediante la absorción de dióxido de carbono proveniente de las calderas de la planta, utilizando una solución de hidróxido de sodio. Para este propósito, se lleva a cabo un análisis detallado de las operaciones de purificación de salmuera realizadas por la empresa OxyChile. Además, se examina el papel fundamental que desempeña el carbonato de sodio, destacando su relevancia en el proceso productivo global.

Mediante un proceso de escalamiento de los parámetros de diseño y de la geometría de una torre de carbonatación presente en la planta de Occidental Chemical localidad Battleground, se sugiere la construcción de una torre de carbonatación compuesta por dos columnas de 19,5 ft (5,9 m) de altura y 14 in (0,36 m) de diámetro, cada una con una unidad de transferencia de 7,3 ft (2,2 m) de altura, compuesta por empaque aleatorio de anillos PALL de polipropileno de $\frac{5}{8}$ de pulgada y un sistema de recirculación de líquido.

Se contempla el uso de un soplador para impulsar el flujo de gas de cola proveniente de las calderas, permitiendo superar la caída de presión a lo largo del equipo. Además, se requiere la instalación de una bomba en la salida de cada columna para impulsar el flujo de líquido.

Al llevar a cabo un análisis económico que implica la estimación de los costos de adquisición e instalación de los principales equipos relacionados con el funcionamiento de la torre de carbonatación, y al contrastar estos costos con los gastos anuales de compra de carbonato de sodio en la localidad de Talcahuano de la empresa Occidental Chemical, se valida la viabilidad económica del proyecto propuesto. Se constata que los costos de instalación de los equipos relacionados representan un 23% del gasto anual de la empresa únicamente en la compra de carbonato de sodio, respaldando así la factibilidad financiera del proyecto.

Abstract

The production of liquid chlorine through the chlor-alkali process is fundamentally important for the chemical processing industry. This process requires thorough purification of the brine used, for which various purification processes are carried out, with sodium carbonate playing an essential role in the removal of contaminants. Nationally, OxyChile is the only company that carries out this process.

To increase autonomy and profitability, the design of a carbonation tower is proposed. This tower will enable the on-site production of sodium carbonate by absorbing carbon dioxide from the plant's boilers using a sodium hydroxide solution. For this purpose, a detailed analysis of the brine purification operations carried out in the Talcahuano facility by OxyChile is conducted. Additionally, the essential role of sodium carbonate as a chemical product of interest is examined, highlighting its significance in widespread application.

By scaling down the design parameters and geometry of a carbonation tower present at the Occidental Chemical plant in Battleground, the construction of a carbonation tower consisting of two columns is suggested. Each column will be 19,5 ft (5,9 m) high and 14 in (0,36 m) in diameter, with a transfer unit height of 7,3 ft (2,2 m), composed of random packing with $\frac{5}{8}$ inch PALL rings made of polypropylene and a liquid flow recirculation system in these transfer units.

A blower will be used to push the tail gas flow from the boilers, overcoming the pressure drop across the equipment. Additionally, a pump is required at the outlet of each column to propel the liquid flow.

By conducting an economic analysis that includes estimating the costs of acquisition and installation of the main equipment related to the operation of the carbonation tower and comparing these costs with the annual expenses of purchasing sodium carbonate in the Talcahuano facility of Occidental Chemical, the economic feasibility of the proposed project is validated. It is found that the installation costs of the main equipment represent 23% of the company's annual expense solely for the purchase of sodium carbonate, thus supporting the financial feasibility of the project.

Índice

1. Introducción	12
2. Objetivos	13
2.1. Objetivo principal	13
2.2. Objetivos específicos	13
3. Antecedentes generales	14
3.1. Carbonato de sodio	14
3.2. Procesos de producción de carbonato de sodio	15
3.2.1. Proceso de Leblanc	15
3.2.2. Proceso de Solvay	16
3.3. Proceso de producción planta Talcahuano	17
3.3.1. Contexto del proceso actual	17
3.3.2. Tratamiento de salmuera primaria	18
3.3.3. Actual preparación de la solución de carbonato de sodio	19
3.4. Innovación en la producción de carbonato de sodio en planta	22
3.4.1. Absorción reactiva de dióxido de carbono	22
3.4.2. Efecto del pH en la reacción	23
3.4.3. Efecto de la salinidad, temperatura y presión en la solubilidad	24
3.4.4. Teoría de las dos películas	25
4. Metodología	27
4.1. Búsqueda bibliográfica	27
4.2. Diseño de torres empacadas	27
4.2.1. Unidades de transferencia y número de etapas.	28
4.2.2. Correlación gráfica de caída de presión	30
4.3. Evaluación económica	31
4.3.1. Torre de carbonatación	31
4.3.2. Sopladores e impulsores	32
4.3.3. Bombas	32
4.3.4. Escalamiento de costos e índices de inflación.	33

5.	Resultados y discusión	34
5.1.	Balance de materia de la torre de carbonatación Talcahuano	34
5.2.	Aplicación de procedimientos de diseño en torre existente	37
5.2.1.	Constante de transferencia de materia y área interfacial	37
5.2.2.	Factor de empaque	38
5.3.	Dimensionamiento torre de carbonatación planta Talcahuano	39
5.3.1.	Área transversal de la torre de carbonatación	39
5.3.2.	Altura de las unidades de transferencia	41
5.3.3.	Número de unidades de transferencia	41
5.3.4.	Geometría del equipo	42
5.3.5.	Configuración del equipo e instrumentación	43
5.4.	Análisis económicos	46
5.4.1.	Producción actual y contraste con propuesta de diseño	46
6.	Conclusiones y recomendaciones	48
7.	Bibliografía	50
8.	Anexos	52
8.1.	Torre de carbonatación planta Battleground	52
8.1.1.	Descripción del equipo	52
8.1.2.	Esquema de la torre de carbonatación	53
8.1.3.	Balance de materia	54
8.2.	Operación de las calderas	56
8.2.1.	Método de medición de monóxido y dióxido de carbono:	57
8.3.	Preparación de la alimentación líquida de la torre de carbonatación	58
8.4.	Data Sheet	60
8.5.	Cálculo de costos	61
8.5.1.	Torre de carbonatación	61
8.5.2.	Soplador	62
8.5.3.	Bombas	64
8.6.	Memoria de cálculo	66
8.6.1.	Cálculos sección 5.2.1	66

8.6.2.	Cálculos sección 5.2.2	67
8.6.3.	Cálculos sección 5.3.1	68
8.6.4.	Cálculos sección 5.3.2	69
8.6.5.	Cálculos sección 5.3.3	70

Índice de figuras

Figura 3.1: Distribución de la producción de carbonato de sodio (USGS, 2024)	15
Figura 3.2: Área de almacenamiento de carbonato de sodio (confección propia)	20
Figura 3.3: Estanque de preparación de solución de carbonato de sodio (confección propia)	20
Figura 3.4: Acercamiento a sección inferior de estanque de preparación de solución de carbonato de sodio (confección propia)	21
Figura 3.5: Acercamiento a sección superior de estanque de preparación de solución de carbonato de sodio (confección propia)	21
Figura 3.6: Esquema de reacciones de dióxido de carbono en soluciones acuosas (Kraub, 2017)	23
Figura 3.7: Razón (Ratio) entre la especie y el total de carbono disuelto en la solución en relación con el pH de la solución, adaptado de (Soil Chemistry, 2023)	24
Figura 3.8: Ilustración del efecto de la temperatura y la salinidad en la concentración de las especies carbonatadas en solución acuosa (Zeebe, 2001)	25
Figura 4.1: Correlación de caída de presión a lo largo de la columna (Ralph, 1994)	30
Figura 4.2: Parámetros de la correlación de Towler, adaptado de (Towler, 2009)	33
Figura 4.3: Factores de instalación de equipos para las correlaciones de Towler (Towler, 2009)	33
Figura 5.1: Dimensiones recomendadas para cada etapa de la torre de carbonatación (confección propia)	42
Figura 5.2: Diagrama de tuberías e instrumentación recomendado (confección propia)	44

Figura 8.1: Esquema de la torre de carbonatación de la torre de la localidad Battleground (Extraída del balance de materia Suministrado por la localidad Battleground)	53
Figura 8.2: documento “balance de materiales de torre de carbonatación” facilitado por Occidental Chemical	55
Figura 8.3: Imagen de la caldera 720-B1, obtenida de la localidad Talcahuano (confección propia)	56
Figura 8.4: Imagen de la caldera 730-B1, obtenida de la localidad Talcahuano (confección propia)	56
Figura 8.5: Esquema de punto de muestreo de gases de la caldera (Castillo, 2022)	57
Figura 8.6: Diagrama del sistema de solución en “Aspen” (Confección propia)	59
Figura 8.6: Hoja de especificaciones de torre de carbonatación (Editada de información propietaria de Occidental Chemical)	60
Figura 8.7: Regresión lineal de los índices Marshall & Swift	64
Figura 8.8: Correlación de caída de presión a lo largo de la columna para la torre de carbonatación de la localidad Battleground, adaptado de (Ralph, 1994)	67
Figura 8.9: Correlación de caída de presión a lo largo de la columna para la torre de carbonatación de la localidad Talcahuano, adaptado de (Ralph, 1994)	69

Índice de tablas

Tabla 5.1: Balance de materia de líquidos en la torre de carbonatación de la localidad de Talcahuano	36
Tabla 5.2: Balance de materia de gases en la torre de carbonatación de la localidad de Talcahuano	36
Tabla 5.3: Resumen de parámetros torre Battleground y el valor “KGa” estimado	37
Tabla 5.4: Resumen de parámetros para la obtención de la caída de presión a lo largo de la torre de carbonatación de la localidad Battleground	38
Tabla 5.5: Resumen de parámetros para la obtención del eje X de la correlación gráfica de caída de presión	39
Tabla 5.6: Resumen de parámetros para la obtención del G^* a partir de la correlación gráfica de caída de presión	40
Tabla 5.7: Resumen de parámetros para la obtención de la altura de las unidades de transferencia	41
Tabla 5.8: Resumen de parámetros para la obtención del número de unidades de transferencia	42
Tabla 8.1: Balance de materia de líquidos en la torre de carbonatación de la localidad de Battleground	54
Tabla 8.2: Balance de materia de gases en la torre de carbonatación de la localidad de Battleground	54
Tabla 8.3: Resultados de medición de parámetros de los gases de salida de las calderas (Castillo, 2022)	58
Tabla 8.4: Flujos necesarios para la dilución correcta de la soda caustica	59
Tabla 8.5: Parámetros para la obtención del caudal de gas	63
Tabla 8.6: Índices de Marshall & Swift (Remer & Mattos, 2003)	63

Tabla 8.7: Parámetros para la estimación de costos de bomba centrífuga de una etapa mediante la correlación de Towler _____ 65

1. Introducción

El proceso chlor-alkali (cloro soda), destacado por Shreve (1956), figura entre los procesos industriales más relevantes a nivel global, compitiendo estrechamente con la producción de ácido sulfúrico en términos de volumen de productos manufacturados y diversidad de aplicaciones. La electrólisis cloro soda es de vital importancia para la industria química, ya que resulta en la obtención de tres componentes esenciales: soda cáustica (hidróxido de sodio), cloro líquido e hidrógeno.

A nivel nacional, OxyChile destaca como la única compañía productora de soda cáustica, cloro líquido, cloruro de calcio, cloruro férrico e hipoclorito de sodio. Esta singularidad permite a OxyChile proyectarse ampliamente, exportando sus productos a Sudamérica, Centroamérica y el Caribe.

Según la EPA (1993), existen tres métodos de procesos electrolíticos para la producción de cloro: el proceso de celda de diafragma, el proceso de celda de mercurio y el proceso de celda de membrana. De estos, OxyChile ha seleccionado el proceso de celda de membrana como parte integral de su proceso productivo. Para llevar a cabo la electrólisis de salmuera mediante una celda de membrana, se requiere un riguroso proceso de purificación de la salmuera antes de su introducción a las celdas, garantizando así la integridad de las membranas. En la planta de OxyChile, este proceso se materializa a través de los tratamientos "primario" y "secundario" de la salmuera, donde, mediante procesos químicos y físicos, se eliminan secuencialmente las impurezas presentes. Chavez, R. (2022) expresa el papel crucial del carbonato de sodio en la precipitación del calcio durante el tratamiento primario de la salmuera.

El siguiente estudio se centra en el diseño y análisis de la viabilidad económica de una torre de carbonatación que permita la sinterización in situ del carbonato de sodio, buscando reemplazar el proceso actual utilizado en la planta de OxyChile, en la localidad de Talcahuano. Se propone el diseño del equipo mediante el escalamiento de una torre de carbonatación ya existente en la planta de Occidental Chemical, ubicada en Battleground, Houston, Texas.

2. Objetivos

2.1. Objetivo principal

- Diseñar y evaluar la factibilidad económica de una torre de carbonatación que permita cumplir los requerimientos de solución de carbonato de sodio de la planta Chlor-alkali (cloro soda) de la localidad Talcahuano de la empresa Oxy.

2.2. Objetivos específicos

- Compilar literatura científica referente a la producción de carbonato de sodio por medio de absorción reactiva.
- Comprender los procesos de operación de las calderas y de tratamiento de salmuera primaria, de esta forma entender el papel del carbonato de sodio en el proceso productivo de la planta.
- Obtener los parámetros de diseño de la torre de carbonatación para la localidad de Talcahuano mediante el escalamiento de los flujos y geometría la torre de carbonatación de la localidad Battleground.
- Contrastar los costos de la operación actual de producción de solución de carbonato de sodio con los costos de instalación de la propuesta de torre de carbonatación y sus equipos relacionados.

3. Antecedentes generales

3.1. Carbonato de sodio

El carbonato de sodio también conocido como “soda ash” o barrilla, es un compuesto químico altamente cotizado gracias a sus características intrínsecas, mencionan Rodríguez, J. y Rodríguez, D. (1999). Presentándose usualmente como un polvo blanco o cristales incoloros, este compuesto revela notables propiedades alcalinas y una solubilidad excepcional en agua que le confieren un papel fundamental en diversas aplicaciones industriales, las cuales son mencionadas en la sección dedicada a este compuesto en la “Encyclopedia of Chemical Technology” de Kirk, R. y Othmer, D.

Dentro de estas aplicaciones destaca su contribución en el sector de la limpieza y detergencia. El carbonato de sodio despliega su capacidad para ablandar el agua y eliminar eficientemente suciedad y manchas, siendo un componente esencial en la fabricación de detergentes y productos de limpieza doméstica.

El tratamiento de aguas también se beneficia de las propiedades del carbonato de sodio. Al ajustar el pH del agua, contribuye a neutralizar la acidez, mejorando así la eficiencia de otros productos químicos utilizados en los procesos de tratamiento y purificación.

En el ámbito metalúrgico, el carbonato de sodio desempeña un papel crucial en la purificación de metales como el aluminio, el calcio y el zinc, eliminando impurezas y optimizando la calidad del producto final.

Su presencia se extiende a la industria del vidrio, donde actúa como estabilizador, mejorando la resistencia y claridad del vidrio fabricado, de la misma forma, en procesos de tratamiento de pulpa y papel, este compuesto se emplea para preparar la pulpa y como agente neutralizador en procedimientos de blanqueo.

Desde el control de olores hasta aplicaciones en la industria alimentaria, el carbonato de sodio demuestra su versatilidad, consolidándose como un componente multifacético esencial en numerosas aplicaciones industriales. Este compuesto, con su presencia discreta pero impactante, se erige como un pilar de la industria química con una producción estimada de 11 millones de toneladas en el año 2023 (USGS, 2024).

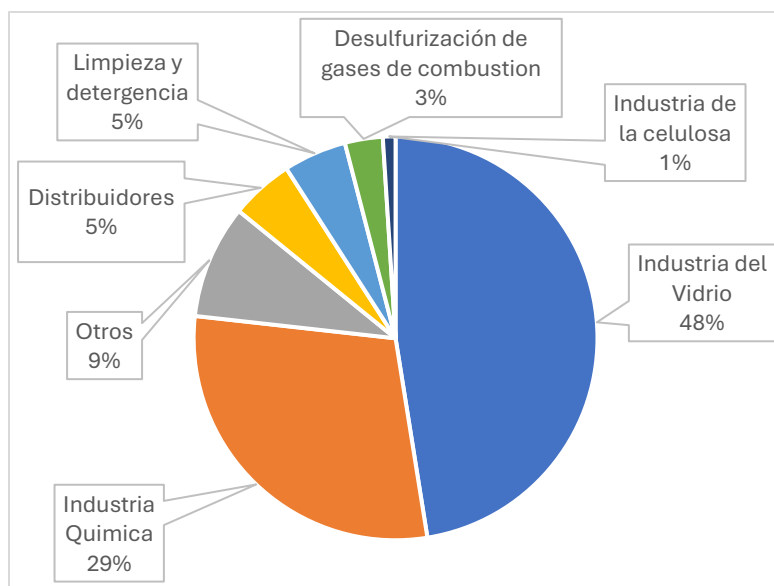


Figura 3.1: Distribución de la producción de carbonato de sodio (USGS, 2024)

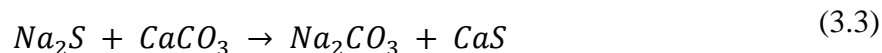
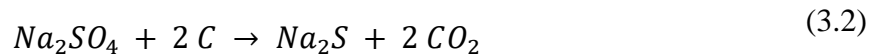
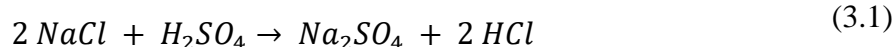
La importancia de los procesos de generación de carbonato de sodio se ve reflejada en su evolución a través de los años en búsqueda de un proceso cada vez más eficiente y seguro.

3.2. Procesos de producción de carbonato de sodio

Es posible trazar los inicios de esta búsqueda hasta el químico y alquimista alemán Johan Glauber, quien descubrió que al reaccionar ácido sulfúrico con cloruro de sodio se producía ácido clorhídrico y sulfato de sodio, conocido en ese entonces como sal de Glauber. La sal producida encontró rápidas aplicaciones en la medicina de la época, pero de forma más importante, se convirtió eventualmente en un precursor de la producción de carbonato de sodio en las manos del químico francés Nicolas Leblanc, en el proceso que ahora lleva su nombre.

3.2.1. Proceso de Leblanc

El proceso de Leblanc posibilitó por primera vez la producción a gran escala de carbonato de sodio. En este proceso la “sal de Glauber” se tuesta con piedra caliza y carbón (fuentes de carbonato de calcio y carbono respectivamente) generando una mezcla de carbonato de sodio y sulfato de calcio, la cual es lixiviada con agua para extraer el producto deseado. El proceso se basa en la siguiente secuencia de reacciones químicas:



La escasa viabilidad económica y la contaminación producida por los subproductos del proceso, junto con el surgimiento de nuevas y mejores tecnologías llevaron al fin del proceso de Leblanc (Örgül, 2003).

3.2.2. Proceso de Solvay

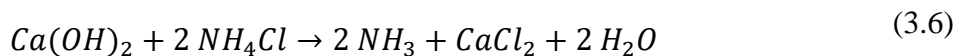
La innovación llega a manos del químico industrial belga Ernest Solvay, quien perfeccionó un proceso que redujo los costos de operación y el impacto ambiental de la producción de carbonato de sodio. A partir de la información estudiada por Wagialla, Al-Mutaz y El-Dahshan (1992), el proceso de Solvay utiliza cloruro de sodio, piedra caliza (fuente de carbonato de calcio), coque o gas natural y amoníaco como un reactivo cíclico. La síntesis puede ser resumida mediante la siguiente reacción global teórica:



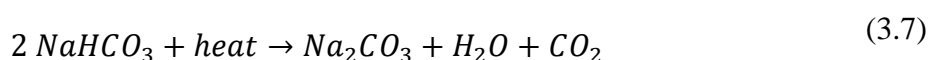
En la realidad, el proceso requiere de una serie de pasos para llevarse a cabo, los cuales se pueden resumir en cuatro etapas principales: Primero, se tiene la etapa de saturación, el amoníaco se disuelve en una solución saturada de cloruro de sodio, creando una salmuera amoniacal. A continuación, en la etapa de carbonatación, se introduce dióxido de carbono en la salmuera amoniacal, lo que conduce a la formación de bicarbonato de amonio. Este último reacciona con el cloruro de sodio presente, dando como resultado la producción de bicarbonato de sodio y cloruro de amonio. El bicarbonato de sodio precipita y es separado mediante filtración. Estas dos primeras etapas se resumen en la siguiente reacción:



Posteriormente, en la etapa de recuperación de amoníaco, el cloruro de amonio obtenido en la etapa anterior se hace reaccionar con hidróxido de calcio, liberando amoníaco, el cual se recicla al inicio del proceso.



Finalmente, en la etapa de calcinación, se somete el bicarbonato de sodio a altas temperaturas, lo que provoca su descomposición en carbonato de sodio, agua y dióxido de carbono. El carbonato de sodio obtenido se recupera como producto final, mientras que el dióxido de carbono se recicla y se utiliza nuevamente en la etapa de carbonatación.



Las materias primas para el proceso Solvay son baratas. La solución de NaCl se puede bombear desde el suelo desde depósitos de salmuera en algunos lugares, o se puede bombear agua dulce a una formación de sal para disolver el NaCl y la salmuera resultante bombeada a la superficie

3.3. Proceso de producción planta Talcahuano

A continuación, se realiza la descripción de la primera sección del proceso productivo, la cual resulta fundamental para contextualizar la importancia del carbonato de sodio en la planta de cloro-soda, según lo abordado en el trabajo de Chavez, R (2022).

3.3.1. Contexto del proceso actual

En la planta Talcahuano se inicia el proceso productivo con la concentración de salmuera diluida mediante la adición de sal, que es la materia prima, en un disolvedor. La carga de sal se realiza mediante un sistema de correas transportadoras.

Posteriormente la salmuera concentrada es sometida a una serie de procesos de purificación que culminan en una corriente adecuada para su alimentación a los electrolizadores, que permita su correcto funcionamiento y mantenga el buen estado de las membranas de estos equipos.

La sal de roca está compuesta casi en su totalidad de cloruro de sodio, aproximadamente un 99,5% y en menor cantidad por sales de diversos metales, por ejemplo, de calcio, magnesio,

estroncio, entre otros. Estos componentes de la sal también son disueltos en la salmuera y son lo que producen interferencias en el proceso de electrolisis generando fallas en la integridad de las membranas y sus concentraciones deben ser reducidas a partes por billón.

La salmuera en circulación por la planta forma un circuito cerrado, manteniendo una alimentación continua de salmuera durante todo el proceso productivo. La reducción del contenido de calcio, magnesio y estroncio se logran realizando los llamados tratamientos primarios y secundarios de la salmuera, los que concluyen con la denominada “salmuera ultrapura” que cumple con las especificaciones requeridas para la producción de cloro-soda grado membrana.

3.3.2. Tratamiento de salmuera primaria

El tratamiento primario de la salmuera consiste principalmente en la precipitación química, decantación y filtración de la salmuera. Una vez concentrada, la salmuera rebalsa desde el disolvedor hacia un filtro de malla, donde son retiradas impurezas de mayor tamaño, como lo pueden ser escombros de madera o plásticos, posteriormente se lleva a cabo el tratamiento químico.

Se inicia el tratamiento químico con la adición de una solución de carbonato de sodio en el estanque donde se alimenta la salmuera posterior a la acción del filtro de malla. El carbonato de sodio reacciona con el calcio para producir carbonato de calcio, el cual precipita permitiendo así su remoción. Es importante notar que este proceso es altamente pH sensible, por lo que es necesario controlar el exceso de soda presente en la salmuera.

Se alimenta la solución de carbonato de sodio mediante bombas a un reactor. En operación normal se alimentan 250 a 450 l/h de carbonato de sodio con una concentración de 115 g/l. La reacción química entre el carbonato de sodio y las sales de calcio disueltas en la salmuera da como resultado la precipitación del carbonato de calcio.

Posteriormente, se continua el tratamiento químico de salmuera primaria mediante la adición de hidróxido de sodio (soda caustica), esta vez en la línea de descarga hacia la siguiente etapa del proceso de purificación, piscinas de decantación previo a la circulación del flujo por un mezclador estático, con el fin de precipitar el hierro y el magnesio presentes en la salmuera,

es importante notar que durante la precipitación del hidróxido de magnesio se produce un arrastre mecánico de dióxido de sílice presente en la salmuera.

En caso de que exista una alta presencia de sílice en la salmuera, es necesaria la adición controlada de una solución de cloruro de magnesio, la cual se alimenta por goteo en el filtro de malla, la alta presencia de este contaminante se puede deber a que un sobre exceso de soda provoca que la sílice arrastrada se disuelva nuevamente en la salmuera.

Las partículas de carbonato de calcio y de hidróxido de magnesio precipitadas son finas y deben ser aglomeradas para aumentar su tamaño y peso para así facilitar su remoción, este proceso es asistido por la adición de un floculante con alta carga aniónica.

A continuación, la salmuera tratada es introducida a una serie de piscinas de decantación, donde las impurezas solidas formadas por los agentes químicos serán retiradas por efectos de floculantes y descenderán al fondo de la piscina, de esta forma se puede retirar la salmuera clarificada como un sobrenadante, para ser descargada por rebalse hacia un pozo, donde es enviada hasta un Stilling well. Finalmente, mediante el uso de una bomba se hace circular la salmuera clarificada por un filtro de arena (cuarzo) para completar el proceso de purificación de salmuera primaria.

3.3.3. Actual preparación de la solución de carbonato de sodio

Al ser parte esencial del proceso de purificación de la salmuera, el carbonato de sodio juega un papel fundamental en el correcto funcionamiento de los electrolizadores. Actualmente, en la planta de Occidental Chemical localidad Talcahuano, existe un sector designado al almacenamiento del carbonato de sodio en forma de polvo y a la preparación de la solución de la materia prima.



Figura 3.2: Área de almacenamiento de carbonato de sodio (confección propia)



Figura 3.3: Estanque de preparación de solución de carbonato de sodio (confección propia)

La solución de carbonato de sodio es preparada en un estanque, mezclando 450 kilos de carbonato de sodio con salmuera débil o declorinada. Durante la operación, se debe mantener concentración de la solución de carbonato de sodio en 115 g/l. Este proceso requiere de mano de la cargar manual de sacos de carbonato de sodio hacia el estanque donde se agrega la salmuera, en la figura 3.2 se puede observar dos trabajadores de la planta en el sector de

almacenamiento de carbonato de sodio realizando la carga de la materia prima. A pesar de que el proceso actual de preparación de carbonato de sodio es funcional, no es altamente eficiente, requiere de espacio de almacenado para mantener la disponibilidad de carbonato, implica un desgaste físico de parte de los operadores y gestiones administrativas de compra y transporte de la materia prima.



Figura 3.4: Acercamiento a sección inferior de estanque de preparación de solución de carbonato de sodio (confección propia)



Figura 1.5: Acercamiento a sección superior de estanque de preparación de solución de carbonato de sodio (confección propia)

Las figuras 3.4 y 3.5 evidencian deficiencias en las condiciones actuales del proceso de preparación de la solución de carbonato de sodio. En este escenario, el medio de dilución presenta inconvenientes, tales como la acumulación de suciedad en esta área específica de la planta, pérdida de materia prima y, como resultado, la dispersión de polvo de carbonato de sodio en el aire. Este último aspecto hace necesaria la utilización de equipo de protección personal en dicha área de trabajo

3.4. Innovación en la producción de carbonato de sodio en planta

Como alternativa al proceso actual de preparación de la solución de carbonato de sodio, se propone la construcción de una torre de carbonatación, que mediante la exposición de una gran superficie de contacto de una solución diluida de hidróxido de sodio (soda caustica) con dióxido de carbono presente en los gases de combustión de las calderas de la planta permite la producción de una solución de carbonato de sodio, Wagialla et al (1993) describe este proceso de manufactura de carbonato de sodio y menciona las posibles ventajas económicas sujetas a la disponibilidad de hidróxido de sodio.

3.4.1. Absorción reactiva de dióxido de carbono

Dentro de la torre de carbonatación, se lleva a cabo un proceso de absorción reactiva, donde el dióxido de carbono presente en el gas de combustión de las calderas reacciona con el hidróxido de sodio luego de haber sido absorbido por la solución de soda caustica. Esta reacción tiene un efecto importante en el sistema, reduciendo sustancialmente la resistencia de la fase líquida, ya que, la distancia que el soluto debe recorrer corresponde aproximadamente a un 10% de la que recorrería en un sistema de absorción física simple debido a la reacción que experimenta el dióxido de carbono (Ralph, 1994).

Según Kraub, M. y Rzehak, R. (2017), Se ha observado que existen dos reacciones que ocurren en este sistema, posteriores a la absorción del dióxido de carbono. La primera reacción puede ocurrir por medio de dos caminos, mediante una hidroxilación, cuando el dióxido de carbono reacciona con iones hidroxilos presentes en la solución o una hidratación, cuando reacciona directamente con el agua formando ácido carbónico, en ambos casos el resultado de esta reacción es el ion bicarbonato.

Posteriormente toma lugar la continuación de la reacción del ion bicarbonato formado con iones hidroxilos presentes en la solución, esta vez para formar el compuesto de interés, el ion carbonato. Se observa el requerimiento de iones hidroxilo en el proceso en la figura 3.6, en el esquema se denota la hidroxilación del dióxido de carbono con el superíndice "I", la subsecuente reacción que culmina en la formación de iones carbonato se denota con el superíndice "II" y la hidratación del dióxido de carbono con el superíndice "III". Las

reacciones tienen un carácter reversible por lo que se denota con un “+” cuando van en dirección de los productos y “-” cuando van en dirección a los reactivos.

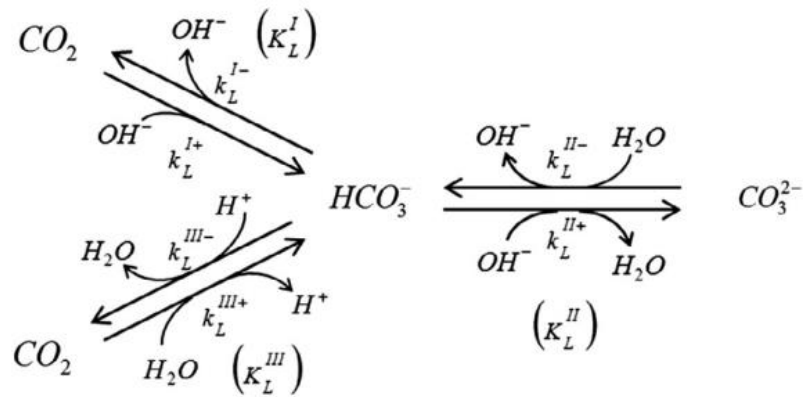


Figura 3.6: Esquema de reacciones de dióxido de carbono en soluciones acuosas (Kraub, 2017)

Se puede observar que el carbono disuelto es distribuido entre tres especies CO_3^{2-} , HCO_3^- y CO_2 (el dióxido de carbono puede ser representado también como ácido carbónico (H_2CO_3) al reaccionar con el agua). Se destaca la naturaleza pH-sensible de las reacciones de dióxido de carbono en soluciones acuosas. En la primera reacción, la hidroxilación prevalece como reacción predominante en soluciones con un pH mayor a 10, de la misma forma, la presencia en abundancia de iones hidroxilos, reflejada en la alcalinidad de la solución, favorece la formación de los productos en la segunda reacción.

3.4.2. Efecto del pH en la reacción

La ecuación de Henderson-Hasselbalch es una expresión matemática utilizada para describir la relación entre el pH de una solución, la constante de disociación ácida pKa de un ácido débil y la proporción de las concentraciones de las formas no disociada y disociada del ácido.

La ecuación es la siguiente:

$$pH = pKa + \text{Log} \left(\frac{[A^-]}{[HA]} \right) \quad (3.8)$$

Donde:

pH es el logaritmo negativo (base 10) de la concentración de iones de hidrógeno en una solución.

pK_a es el logaritmo negativo (base 10) de la constante de disociación ácida K_a del ácido débil.

$[A^-]$ es la concentración de la base conjugada del ácido débil.

$[HA]$ es la concentración del ácido débil no disociado.

La ecuación de Henderson-Hasselbalch permite calcular el pH de una solución en función de sus componentes y sus concentraciones, proporciona una relación cuantitativa entre el pH, el pK_a y las concentraciones de ácidos débiles y sus bases conjugadas en soluciones con especies químicas en equilibrio, como lo es el caso del sistema carbonato (Soil Chemistry, 2023).

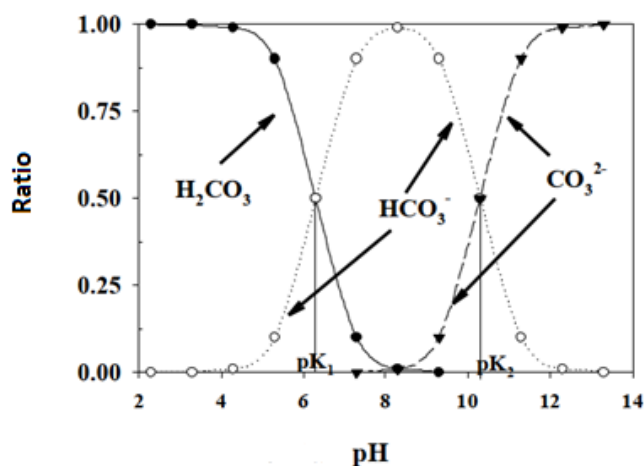


Figura 3.7: Razón (Ratio) entre la especie y el total de carbono disuelto en la solución en relación con el pH de la solución, adaptado de (Soil Chemistry, 2023)

En la figura 3.7 se presenta una representación gráfica de la ecuación Henderson-Hasselbalch donde se observa el aumento de la razón entre el ion carbonato y la totalidad del carbono disuelto, a medida que el pH de la concentración aumenta.

3.4.3. Efecto de la salinidad, temperatura y presión en la solubilidad

Según los estudios de Zeebe y Wolf-Gladrow (2001), existe una dependencia de la solubilidad de las especies carbonadas con respecto a la presión, salinidad y la temperatura.

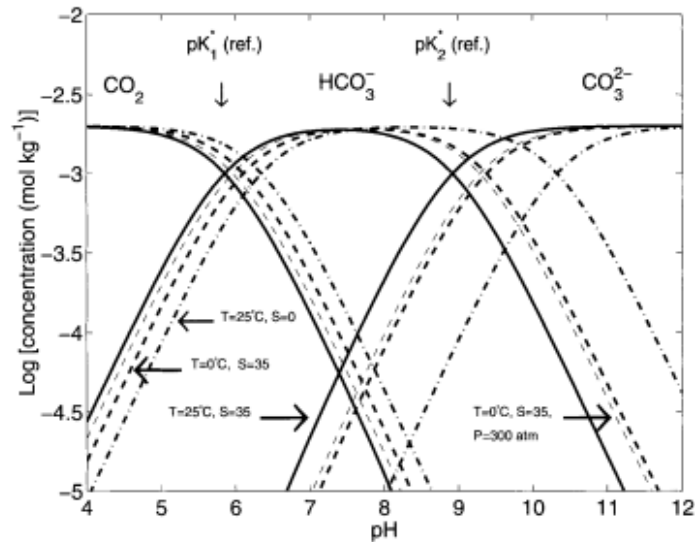


Figura 3.8: Ilustración del efecto de la temperatura y la salinidad en la concentración de las especies carbonatadas en solución acuosa (Zeebe, 2001)

Se evidencia el efecto de la salinidad (S) en el sistema mediante la desviación de las constantes de equilibrio K_1^* y K_2^* con la variación de los parámetros mencionados. Al contrastar el caso denotado por una línea continua ($T = 25\text{ }^\circ\text{C}$, $S = 35$), con el caso denotado por una línea que intercala guiones y puntos ($T = 25\text{ }^\circ\text{C}$, $S = 0$) en la figura 3.8, se observa que una disminución de la salinidad de la solución tiene como efecto un aumento de pK_1^* y pK_2^* , redistribuyendo la razón de especies carbonatadas favoreciendo la formación de CO_2 en lugar de CO_3^{2-} a un valor de pH dado.

3.4.4. Teoría de las dos películas

La “teoría de dos películas” expuesta por Ralph y Strigle (1994) presume que el límite entre la fase gaseosa y la fase líquida en contacto consiste en una película gaseosa adyacente a una película líquida, donde el flujo entre ambas películas se considera laminar y estacionario. De la misma forma, se considera que los cuerpos principales de líquido y de gas completamente mezclados por lo que no existiría un gradiente de concentración en ellos, finalmente, se considera que la concentración de soluto en el líquido está en equilibrio con la concentración de soluto en el gas y no existe resistencia a la transferencia de materia.

La teoría de las dos películas proporciona un marco conceptual que permite modelar los fenómenos de transferencia como resistencias en serie, en particular K_G y K_L ,

correspondientes a los coeficientes generales de transferencia de masa en la fase gaseosa y líquida respectivamente, que representan las resistencias que deberá atravesar el gas (en este caso dióxido de carbono) para llegar desde el cuerpo principal del gas hasta el cuerpo principal del líquido.

4. Metodología

Con fines de lograr la producción directa de una solución de carbonato de sodio en la planta de Oxy en Talcahuano y así reemplazar el proceso de compra del reactivo y posterior preparación de la solución, se lleva a cabo el diseño de una torre de absorción de dióxido de carbono en una solución de hidróxido de sodio, también conocida como torre de carbonatación, mediante un proceso de escalamiento basado en una torre de carbonatación preexistente en la planta “Battleground” de Occidental Chemical en la localidad de Huston, Texas.

4.1. Búsqueda bibliográfica

Se utilizan bases de datos como “*Web of Science*”, “*Google Scholar*” y “*Elsevier*” para realizar una búsqueda de literatura relacionada con el carbonato de sodio y su producción mediante la absorción reactiva de dióxido de carbono en una solución de hidróxido de sodio. Se emplean palabras clave y frases específicas como "torre empacada", "absorción reactiva", "absorción de dióxido de carbono en hidróxido de sodio" y "transferencia de masa con reacción química" para obtener información referente al diseño de la torre y términos como "carbonato de sodio ", "producción de carbonato de sodio ", "proceso de Leblanc" y "proceso de Solvay" para la redacción de los antecedentes y el contexto histórico que rodea al carbonato de sodio.

Además, se estudia la literatura proporcionada por Occidental Chemical que consta principalmente de manuales de operación de la planta Talcahuano y datos operacionales de la planta Battleground. Los resultados se evalúan en términos de relevancia, calidad y accesibilidad para seleccionar los estudios que resulten pertinentes para analizar el diseño y los mecanismos del proceso estudiado, así como la historia y utilidad del carbonato de sodio.

4.2. Diseño de torres empacadas

El escalamiento se fundamenta en la replicación y ajuste de los parámetros de diseño de una torre de absorción, considerando las propiedades de los flujos y la geometría de la torre de la planta “Battleground” y los requerimientos de solución de carbonato de sodio de la planta Talcahuano.

Para efectuar los cálculos se utiliza la metodología de diseño de torres empacadas presente en el libro “Packed Tower Design and Applications” de Ralph, F. & Strigle, Jr, donde se obtendrán parámetros experimentales a partir de la torre preexistente, los cuales serán aplicados en el proceso de dimensionamiento de la nueva torre para la planta de Talcahuano.

4.2.1. Unidades de transferencia y numero de etapas.

Se obtienen y aplican las unidades de transferencia y el número de etapas teóricas utilizando las ecuaciones proporcionadas por Ralph y Strigle (1994) en el libro “Packed Tower Design and Applications”. La altura de las unidades de transferencia (H_{OG}) es una función del flujo de gas que circula por la torre y de las propiedades del empaque. Representa la tasa de transferencia de masa del sistema y se expresa mediante la siguiente ecuación:

$$H_{OG} = \frac{G_m}{A \cdot K_G a \cdot P} \quad (4.1)$$

Donde:

H_{OG} : Altura de la unidad de transferencia [ft]

G_m : Flujo de la fase gaseosa [lb-mol/h]

A : Área transversal de la columna [ft²]

K_G : Constante general de transferencia de materia en la fase gaseosa [lb-mol/h ft³ atm]

a : Area interfacial [ft²/ft³]

P : Presión total del sistema [atm]

Por otro lado, el número de unidades de transferencia se expresa mediante la siguiente ecuación:

$$N_{OG} = \frac{P \cdot (y_i - y_o)}{\Delta P_{ml}} \quad (4.2)$$

Donde:

N_{OG} : Número de unidades de transferencia [-]

y_i : Fracción molar de soluto en el gas de entrada [-]

y_o : Fracción molar de soluto en el gas de salida [-]

ΔP_{ml} : Media logarítmica de presión parcial fuerza motora [atm]

P : Presión total del sistema [atm]

De la misma forma en que la altura de las unidades de transferencia son una función de la velocidad de transferencia de materia, el número de etapas de transferencia es una representación de las fuerzas motrices, de esta forma N_{OG} es una función de la cantidad de soluto que atraviesa las fases y de la media logarítmica de presión parcial fuerza motora, se estima ΔP_{ml} mediante:

$$\Delta P_{ml} = \frac{\Delta P_B - \Delta P_T}{\text{Ln} \left(\frac{\Delta P_B}{\Delta P_T} \right)} \quad (4.3)$$

Donde:

ΔP_{ml} : Media logarítmica de presión parcial fuerza motora [atm]

ΔP_B : Media logarítmica de presión parcial fuerza motora en el fondo de la columna [atm]

ΔP_T : Media logarítmica de presión parcial fuerza motora en el tope de la columna [atm]

Esta ecuación es aplicable cuando, tanto la línea de operación como la línea de equilibrio del sistema se pueden aproximar como líneas rectas, sin embargo, es posible hacer una simplificación del cálculo de la obtención de la presión media logarítmica cuando se considera una absorción con reacción química como la del sistema $CO_2 - NaOH$, esto permite considerar despreciable la presión de vapor del dióxido de carbono sobre la fase líquida, de esta forma se puede estimar la media logarítmica de presión parcial fuerza motora a partir de las concentraciones de soluto en el gas de entrada y salida como se muestra en la siguiente ecuación:

$$\Delta P_{ml} = \frac{P \cdot (y_i - y_o)}{\text{Ln} \left(\frac{y_i}{y_o} \right)} \quad (4.4)$$

Donde:

ΔP_{ml} : Media logarítmica de presión parcial fuerza motora [atm]

y_i : Fracción molar de soluto en el gas de entrada [-]

y_o : Fracción molar de soluto en el gas de salida [-]

P : Presión total del sistema [atm]

4.2.2. Correlación gráfica de caída de presión

Para el diseño de sistemas de absorción es de considerable importancia el cálculo de la caída de presión a lo largo de la columna y es altamente deseada una correlación generalizada que permita predecir el mencionado delta de presión, Ralph, F. & Strigle, Jr. Presentan una correlación gráfica que, a partir de parámetros constantes de caída de presión, permite relacionar un eje de abscisas consistente de un parámetro de relación entre los flujos de gas y líquido que entran a la torre y un eje de ordenadas que incluye la masa velocidad del gas, características del empaque particular utilizado y un término de viscosidad del líquido, como se puede observar a continuación:

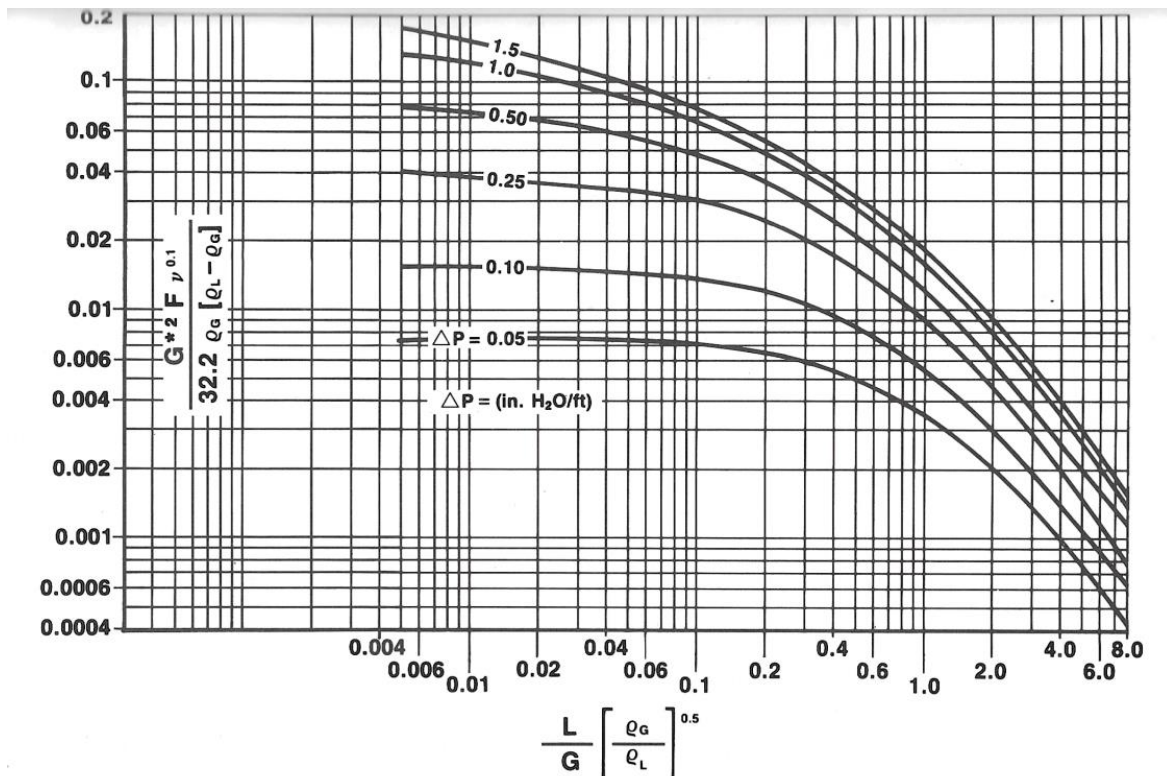


Figura 4.1: Correlación de caída de presión a lo largo de la columna (Ralph, 1994)

Donde:

L : Masa velocidad del líquido por unidad de área $[\frac{\text{lbm}}{\text{ft}^2 \cdot \text{h}}]$

G : Masa velocidad del líquido por unidad de área $[\frac{\text{lbm}}{\text{ft}^2 \cdot \text{h}}]$

ρ_l : Densidad de la fase líquida $[\frac{\text{lbm}}{\text{ft}^3}]$

ρ_G : Densidad de la fase gaseosa $[\frac{\text{lbm}}{\text{ft}^3}]$

G^* : Masa velocidad del líquido por unidad de área $[\frac{\text{lbm}}{\text{ft}^2 \cdot \text{s}}]$

F : Factor de empaque [-]

ν : Viscosidad cinemática del líquido [cst]

ΔP : Caída de presión $[\frac{\text{in. H}_2\text{O}}{\text{ft}}]$

4.3. Evaluación económica

Finalmente, con el objetivo de estimar el posible beneficio económico asociado a la aplicación de esta tecnología en la planta Talcahuano, se efectúan cálculos de costos de instalación y operativos del proyecto, los cuales son contrastados con el costo actual de las operaciones de producción de la solución de carbonato de sodio utilizadas en la planta.

4.3.1. Torre de carbonatación

El libro “*Product and Process Design Principles: Synthesis, Analysis and Evaluation*” de Seider, W. Seader, J.D. Lewin, D. & Widagdo, S. Ofrece un método de estimación de costo de compra de una columna de absorción de empaque aleatorio mediante la siguiente ecuación:

$$C_P = C_v + C_{PL} + V_P \cdot C_{PK} + C_{DR} \quad (4.5)$$

Donde:

C_P : Costo de compra del equipo [USD]

C_v : Costo del recipiente [USD]

C_{PL} : Costo de las plataformas y escaleras [USD]

V_P : Volumen del empaque [ft³]

C_{PK} : Costo instalado del empaque [$\frac{USD}{ft^3}$]

C_{DR} : Costo instalado de distribuidores de líquido [$\frac{USD}{ft^3}$]

Adicionalmente, para calcular el costo de la torre instalada se consideran los porcentajes de costo de compra propuestos en el libro “*Plant Design And Economics for Chemical Engineers*” de Peters, M. Timmerhouse, K. & West, R. Donde para torres en general, se considera el costo de instalación correspondiente al 90% del costo de compra del equipo.

4.3.2. Sopladores e impulsores

Se utilizan las correlaciones expuestas en el libro “*Capital Cost Estimating*” de Guthrie, K. donde el parámetro de cálculo de costo de compra corresponde al caudal que circularía por el equipo en pies cúbicos por minuto (q).

Para una descarga máxima de 3 psi la correlación es la siguiente.

$$C_c = \left(\frac{M\&S}{280} \right) \cdot 39,7 \cdot (q)^{0,529} \quad (4.6)$$

Donde q es el caudal en pies cúbicos por minuto (cfm) y va desde los 100 a 10.000 cfm. Se considera un factor de instalación para las correlaciones de Guthrie (1969) de equipos impulsores $Fi = 2,11$.

4.3.3. Bombas

Towler, G. y Sinnott, R. Proporcionan correlaciones aplicables para el cálculo de costos de compra de bombas en su libro “*Chemical Engineering Design: Principles, Practice and Economics of Plant and Process Design*”. Para estimar los costos se utiliza una ecuación genérica cuyos parámetros se especifican dependiendo el equipo de interés.

$$C_C = a + b \cdot S^n \quad (4.7)$$

Donde se tiene que los parámetros a y b son constantes, S se refiere a un parámetro de interés que define la magnitud del equipo y n es el exponente para dicho equipo.

Equipment	Units for Size, S	S_{Lower}	S_{Upper}	a	b	n
<i>Pumps and drivers</i>						
Single-stage centrifugal	flow Liters/s	0.2	500.0	3,300	48	1.2
Explosion-proof motor	power, kW	1.0	2,500.0	920	600	0.7
Condensing steam turbine	power, kW	100.0	20,000.0	-19,000	820	0.8

Figura 4.2: Parámetros de la correlación de Towler, adaptado de (Towler, 2009)

Se nota que la correlación fue diseñada para el año 2009, por lo que para que sea aplicable para el año 2024 es necesario corregir el costo de compra del equipo.

Finalmente, se obtiene el precio instalado del equipo mediante los factores de instalación para las correlaciones de Towler (2009):

Equipment Type	Installation Factor
Compressors	2.5
Distillation columns	4
Fired heaters	2
Heat exchangers	3.5
Instruments	4
Miscellaneous equipment	2.5
Pressure vessels	4
Pumps	4

Figura 4.3: Factores de instalación de equipos para las correlaciones de Towler (Towler, 2009)

4.3.4. Escalamiento de costos e índices de inflación.

En el “*International journal of production economics*” los autores Remer y Mattos (2003) expresan una ecuación que utiliza los índices de Marshall & Swift para actualizar los costos de compra de equipos industriales expuesta a continuación:

$$C_{C, \text{ Año } 1} = C_{C, \text{ Año } 2} \cdot \frac{M\&S_{\text{Año } 2}}{M\&S_{\text{Año } 1}} \quad (4.8)$$

5. Resultados y discusión

El diseño de una torre de carbonatación apta para su operación en la planta OxyChile localidad Talcahuano, se inicia replicando el balance de materia de la torre presente en la localidad Battleground presente en la información propietaria de Occidental chemical.

5.1. Balance de materia de la torre de carbonatación Talcahuano

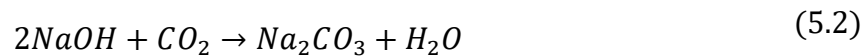
En primer lugar, se lleva a cabo un análisis de la eficiencia de absorción del dióxido de carbono suministrado al equipo y la conversión alcanzada en la reacción que ocurre en la fase líquida, para esto se extrae la cantidad de moles de dióxido de carbono presentes a la entrada y salida de gas de la torre de carbonatación.

A partir del balance de materia de la torre de la localidad Battleground presente en la sección 8.1.3, se extrae una cantidad de moles de CO_2 suministrados $n_{CO_2, in} = 15.116$ mol/h de los cuales se expulsan $n_{CO_2, out} = 3.779$ mol/h. Mediante sustracción, se obtiene la cantidad de materia absorbida por el sistema de la siguiente manera:

$$n_{CO_2, in} - n_{CO_2, out} = n_{CO_2, Abs} = 11.337 \text{ mol/h} \quad (5.1)$$

Lo que implica una eficiencia de absorción de dióxido de carbono del 75%.

Se puede observar en la reacción general del proceso, ecuación 5.2, que por cada mol reaccionado de dióxido de carbono se obtiene un mol de carbonato de sodio.



Al extraer los moles de carbonato de sodio obtenidos como producto a la salida de la columna ($n_{Na_2CO_3, out} = 11.340$ mol/h) es posible estimar la conversión de dióxido del dióxido de carbono absorbido en la solución solvente:

$$x_{CO_2} = \frac{n_{CO_2, Abs}}{n_{Na_2CO_3, Out}} \quad (5.3)$$

De esta forma se obtiene una conversión del 99,97~100%, esto indica que esencialmente todos los moles de dióxido de carbono que son absorbidos por la solución reaccionan.

Es necesario considerar las diferencias en las condiciones operacionales de las plantas, especialmente la composición del gas de alimentación a las torres de carbonatación. La planta de Talcahuano tiene una mayor concentración de dióxido de carbono en comparación con la planta de Battleground. Además, las calderas 720-B1 y 730-B1 tienen distintas concentraciones de dióxido de carbono y pueden operar de manera no estacionaria. Para un diseño conservador, se usa la composición del gas de la caldera 720-B1, que tiene la concentración más baja de dióxido de carbono.

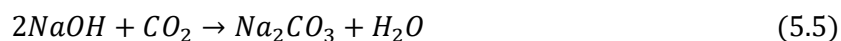
Considerando la eficiencia de absorción y conversión de dióxido de carbono, se obtiene la relación adecuada entre flujo de gas y flujo de líquido, mediante la relación molar entre hidróxido de sodio alimentado a través del flujo líquido y dióxido de carbono alimentado a través del flujo de gas en la torre de carbonatación de la localidad Battleground.

$$\frac{NaOH_{alim}}{CO_2_{alim}} = \frac{22.793 \frac{mol}{h}}{15.116 \frac{mol}{h}} = 1,51 \quad (5.4)$$

De esta forma, es posible ajustar por la diferencia de concentración entre los gases de combustión de las plantas de Talcahuano y Battleground.

A partir de la información propietaria de Occidental chemical, se conocen las composiciones molares de los flujos que entran y salen de la torre de carbonatación, en conjunto con la relación obtenida en la ecuación 5.4 se relaciona el flujo líquido con el flujo gaseoso a partir de los flujos molares de hidróxido de sodio y dióxido de carbono.

Para realizar el balance se definen los moles de hidróxido de sodio que entran a la torre como los moles de dióxido de carbono en el gas de entrada multiplicados por la razón estequiométrica obtenida en la ecuación 5.4. De forma similar, se obtienen los moles de salida de flujo líquido siguiendo la estequiometría de la reacción de formación del producto, ecuación 5.5.



Finalmente se busca el valor de flujo de gas de entrada que genere flujo de 51.750 g/h o 114 lb/h de carbonato de sodio en solución, correspondiente al límite superior de requerimiento de la planta, seleccionado en función de un diseño conservador que sea capaz de cumplir los

requerimientos de la planta en todo momento. Se utiliza la herramienta “solver” de Excel para buscar un valor de flujo de gas de entrada que, en relación con el flujo de líquido de entrada, genere la cantidad necesaria de carbonato de sodio en la solución. Se encuentran valores óptimos de flujo de gas y flujo de líquido de 641 lb/h (291 kg/h) y 1.386 lb/h (626 kg/h) respectivamente. Se presenta un resumen de los balances de materia obtenidos para la torre de carbonatación de la localidad Talcahuano en las tablas 5.1 y 5.2.

Tabla 5.1: Balance de materia de líquidos en la torre de carbonatación de la localidad de Talcahuano

Componente	Solución diluida de soda caustica			Solución de carbonato de sodio (producto)		
	[lb/hr]	[mol/hr]	mol frac	[lb/hr]	[mol/hr]	mol frac
Na ₂ CO ₃				114	488	0,015
NaOH	86	977	0,031			
NaCl	125	977	0,031	134	977	0,032
H ₂ O	1.173	29.547	0,938	1.232	30.523	0,953
N ₂						
O ₂						
CO ₂						
Total	1.386	31.500	1	1.481	32.500	1

Tabla 5.2: Balance de materia de gases en la torre de carbonatación de la localidad de Talcahuano

Componente	Gas de combustión			Gas efluente		
	[lb/hr]	[mol/hr]	mol frac	[lb/hr]	[mol/hr]	mol frac
Na ₂ CO ₃						
NaOH						
NaCl						
H ₂ O	94	2.375	0,22	94	2.375	0,227
N ₂	450	7.288	0,68	450	7.288	0,695
O ₂	34	484	0,04	34	484	0,046
CO ₂	63	648	0,06	15	162	0,015
Total	641	10.794	1	594	10.483	1

5.2. Aplicación de procedimientos de diseño en torre existente

Para analizar la validez de los procedimientos de diseño expuestos en la sección 4 de este documento, se aplican los cálculos y correlaciones a la planta existente en la localidad de Battleground, con el fin de contrastar los valores obtenidos con los valores operacionales facilitados por Occidental Chemical y reportados en la literatura.

5.2.1. Constante de transferencia de materia y área interfacial

A partir de la información disponible de la torre de carbonatación de la planta Battleground, se obtiene una estimación de la constante general de transferencia de materia en la fase gaseosa (K_G) multiplicada por el área interfacial de contacto (a), este parámetro es una representación de las propiedades del empaque y la efectividad de la transferencia de masa.

Como se conocen las dimensiones de las unidades de transferencia y los flujos que circulan por la torre de carbonatación de la planta battleground, se despeja el parámetro $K_G a$ de la ecuación 4.1.

Tabla 5.3: Resumen de parámetros torre Battleground y el valor “ $K_G a$ ” estimado

Parámetro	Valor	Unidad
G_m	27.990	$\frac{\text{lbm}}{h}$
	987	$\frac{\text{lb} - \text{mol}}{h}$
H_{OG}	12	ft
ID	6	ft
A	28,27	ft^2
P	1	atm
$K_G a$	2,91	$\frac{\text{lb} - \text{mol}}{h \cdot ft^3 \cdot atm}$

En el libro “Packed Tower Design and Applications” se reporta un valor de la constante $K_G a = 2,64 \frac{\text{lb-mol}}{\text{h} \cdot \text{ft}^3 \cdot \text{atm}}$ para el sistema $CO_2 - NaOH$, considerando anillos de polipropileno tipo PALL de una pulgada, asimilables a los usados en la torre de carbonatación de la planta

Battleground. El valor de $K_G a$ obtenido es un 10% mayor al reportado en la literatura, esta discrepancia es atribuible al sistema de reflujo presente en la torre, que mejora la humectación del relleno y aumenta el área interfacial.

5.2.2. Factor de empaque

Al aplicar los datos operacionales de la torre de la localidad Battleground a la correlación de caída de presión expuesta en la sección 4.3, se observa que el único parámetro desconocido es el factor de empaque, por lo que se procede a realizar su cálculo.

Tabla 5.4: Resumen de parámetros para la obtención de la caída de presión a lo largo de la torre de carbonatación de la localidad Battleground

Parámetro	Valor	Unidad
L	32.025	$\frac{\text{lbm}}{h}$
G	27.990	$\frac{\text{lbm}}{h}$
ρ_l	65,59	$\frac{\text{lbm}}{\text{ft}^3}$
ρ_G	0,058	$\frac{\text{lbm}}{\text{ft}^3}$
X	0,034	—

Parámetro	Valor	Unidad
G*	0,275	$\frac{\text{lbm}}{\text{ft}^2 \cdot s}$
ν	0,8	cst
Y	0,06	-
F	104	-

Para corroborar el valor del factor de empaque obtenido, se compara con la literatura. Occidental Chemical informa que la torre de Battleground usa anillos PALL de polipropileno de una pulgada, con un factor F reportado de 55 según Ralph y Strigle (1994), el valor obtenido muestra un aumento del 89%, consistente con el sistema de recirculación de la torre, siendo el factor F es una medida de la eficiencia del empaque para promover el contacto entre fases, un aumento en el valor del factor de empaque tiene el mismo efecto que la adición de un sistema de recirculación en una torre de absorción.

La variabilidad en los valores de F según tamaño, material y tipo de empaque explica el grado de discrepancia. Por ejemplo, Strigle Jr. reporta $F = 60$ para empaques de cerámica tipo silla y $F = 179$ para anillos "Raschig" de cerámica. Es decir, manteniendo el tamaño y la materialidad, pero cambiando la forma del empaque, el factor F casi se triplica, por lo tanto,

un aumento del 89% en el factor F está dentro los órdenes de magnitud expresados en la literatura.

5.3. Dimensionamiento torre de carbonatación planta Talcahuano

Para realizar la obtención de los parámetros de diseño de la torre se utilizará la metodología de diseño descrita en la sección 4.2 de este documento.

5.3.1. Área transversal de la torre de carbonatación

Para la obtención del área de la torre de carbonatación se recurre nuevamente a la correlación de caída de presión. Se inicia por la obtención del parámetro del eje de las abscisas (X) de la figura (4.1) a través de la relación L/G. Ya que a pesar de que los flujos solicitados para el grafico consideran un flujo a través de una sección transversal, se encuentran divididos uno del otro, como la sección transversal es la misma para ambas fases, es válido utilizar solo el flujo masico. El valor del parámetro del eje de las abscisas (X), en conjunto con la caída de presión replicada de la torre de carbonatación de la localidad Battleground y correspondiente a 0,49 in. H_2O/ft , permiten obtener un valor estimado para el eje de las ordenadas (Y), a partir del cual es posible despejar el valor de la masa velocidad de gas (G^*), de donde se podrá obtener el valor de la sección transversal necesaria para cumplir las condiciones operacionales deseadas.

Tabla 5.5: Resumen de parámetros para la obtención del eje X de la correlación gráfica de caída de presión

Parámetro	Valor	Unidad
L	1.386	$\frac{lbm}{h}$
G	641	$\frac{lbm}{h}$
ρ_l	66,53	$\frac{lbm}{ft^3}$
ρ_g	0,06	$\frac{lbm}{ft^3}$
X	0,062	—

A partir del valor obtenido y considerando la misma caída de presión informada por Occidental Chemical para la torre de carbonatación se obtiene un valor para el parámetro del eje de las ordenadas $Y = 0,054$.

Para mejorar la eficiencia de el contacto de las fases en la torre de carbonatación de la localidad de Talcahuano, se consideran en su diseño la adición de recirculación de líquido en las unidades de transferencia del equipo. Para tomar en cuenta el efecto de esta configuración se considera un aumento del 89% del factor de empaque proporcionado en la literatura, replicando la información obtenida al aplicar el método de diseño a la torre de la localidad Battleground.

Para el diseño de la torre de la localidad Talcahuano se recomienda un empaque consistente de anillos tipo Pall de polipropileno, al igual que se utilizan en la localidad Battleground, pero de diámetro menor Ralph, F. & Strigle, Jr. Presentan recomendaciones de flujo máximo para ciertos tamaños de empaque aleatorio, sin embargo, el flujo necesario para cumplir los requerimientos de la planta Talcahuano se encuentran por debajo del valor mínimo, es por esta razón que se opta por la selección del menor diámetro de empaque de polipropileno producido, que corresponde a $\frac{5}{8}$ de pulgada y proporción a un factor $F = 95$, que aplicando el aumento de 89% atribuido a la consideración de reciclo de líquido en las unidades de transferencia corresponde a un factor $F = 180$.

Tabla 5.6: Resumen de parámetros para la obtención del G^* a partir de la correlación gráfica de caída de presión

Parámetro	Valor	Unidad
Y	0,054	—
F	180	—
ρ_l	66,53	$\frac{lbm}{ft^3}$
ρ_g	0,06	$\frac{lbm}{ft^3}$
v	0,8	cst
G^*	0,206	$\frac{lbm}{ft^2 \cdot s}$

Una vez obtenido el valor de la masa-velocidad del gas por unidad de area, se obtiene el area transversal comparando el valor obtenido con el flujo masico de gas, obteniendose un valor $A = 0,86 \text{ ft}^2 = 0,08 \text{ m}^2$ que a partir de la geometría de un cilindro, permite determinar el diámetro de la columna $D = 1,05 \text{ ft} = 12,6 \text{ in} = 0,32 \text{ m}$

Para evitar complejidades innecesarias en la fabricación del equipo y evitar posibles problemas de restricción de flujo, se opta por el sobredimensionamiento del equipo y se selecciona un diámetro nominal inmediatamente superior al diámetro calculado, en este caso corresponde a $D = 14 \text{ in} = 0,36 \text{ m}$, lo que genera un área transversal efectiva $A = 1,1 \text{ ft}^2 = 0,10 \text{ m}^2$.

5.3.2. Altura de las unidades de transferencia

Una vez obtenida el área transversal de la columna, es posible realizar el cálculo de la altura de las unidades de transferencia, mediante la ecuación 4.1.

Tabla 5.7: Resumen de parámetros para la obtención de la altura de las unidades de transferencia

Parámetro	Valor	Unidad
G_m	641	$\frac{\text{lbm}}{h}$
	23,32	$\frac{\text{lb} - \text{mol}}{h}$
$K_G a$	2,91	$\frac{\text{lb} - \text{mol}}{h \cdot \text{ft}^3 \cdot \text{atm}}$
A	1,1	ft^2
P	1	atm
H_{OG}	7,3	ft

Obteniéndose unidades de transferencia $H_{OG} = 7,3 \text{ ft} = 2,2 \text{ m}$.

5.3.3. Número de unidades de transferencia

Para completar el dimensionamiento de la torre de carbonatación de la planta Talcahuano se procede con el cálculo del número de unidades de transferencia necesarias mediante la ecuación 4.2 considerando la simplificación del cálculo de la media logarítmica de la presión parcial aplicable cuando existe una reacción química, presente en la ecuación 4.4.

Tabla 5.8: Resumen de parámetros para la obtención del número de unidades de transferencia

Parámetro	Valor	Unidad
y_i	0,06	-
y_o	0,015	-
P	1	atm
ΔP_{ml}	0,065	atm
N_{OG}	1,354 ~ 2	-

5.3.4. Geometría del equipo

Para determinar las distancias en la torre de carbonatación de Talcahuano, se replicaron dos razones clave del diseño de Battleground. La primera unidad de transferencia en Battleground se encuentra a una unidad de transferencia de distancia a la base y la unidad de transferencia superior está a $2/3$ de unidad de transferencia del tope. Por lo que en la torre de la localidad Talcahuano, la unidad de transferencia está a 7,3 ft (2,2 m) de la base y a 4,9 ft (1,5 m) del tope. Para asegurar estabilidad y adaptarse al espacio, se recomienda una configuración del equipo de Talcahuano de dos torres en serie, cada una con una unidad de transferencia de 7,3 ft (2,2 m) y una altura total de 19,5 ft (5,9 m).

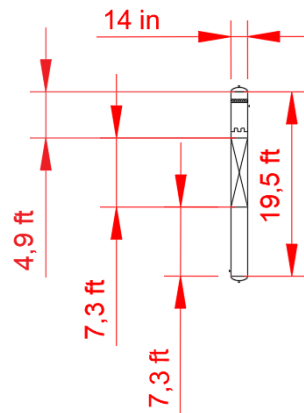


Figura 5.1: Dimensiones recomendadas para cada etapa de la torre de carbonatación (confección propia)

5.3.5. Configuración del equipo e instrumentación

Se inicia el proceso de operación de la torre de carbonatación con la producción de la solución solvente, se recomienda una concentración de cloruro de sodio de alrededor de un 10% para favorecer la prevalencia de los iones carbonato en lugar a los iones bicarbonato, evidenciado por Zeebe y Wolf-Gladrow (2001) en la sección 3.4.3 de este documento, de la misma forma, para el correcto funcionamiento de las torres, es necesario tomar en consideración la solubilidad de los compuestos en solución, debido a que la precipitación del carbonato de sodio puede producir obstrucciones del flujo, lo que perjudica la eficiencia e integridad del equipo . La precipitación puede ser regulada manteniendo una concentración de hidróxido de sodio no superior al 10% por recomendación de la información propietaria de Occidental Chemical.

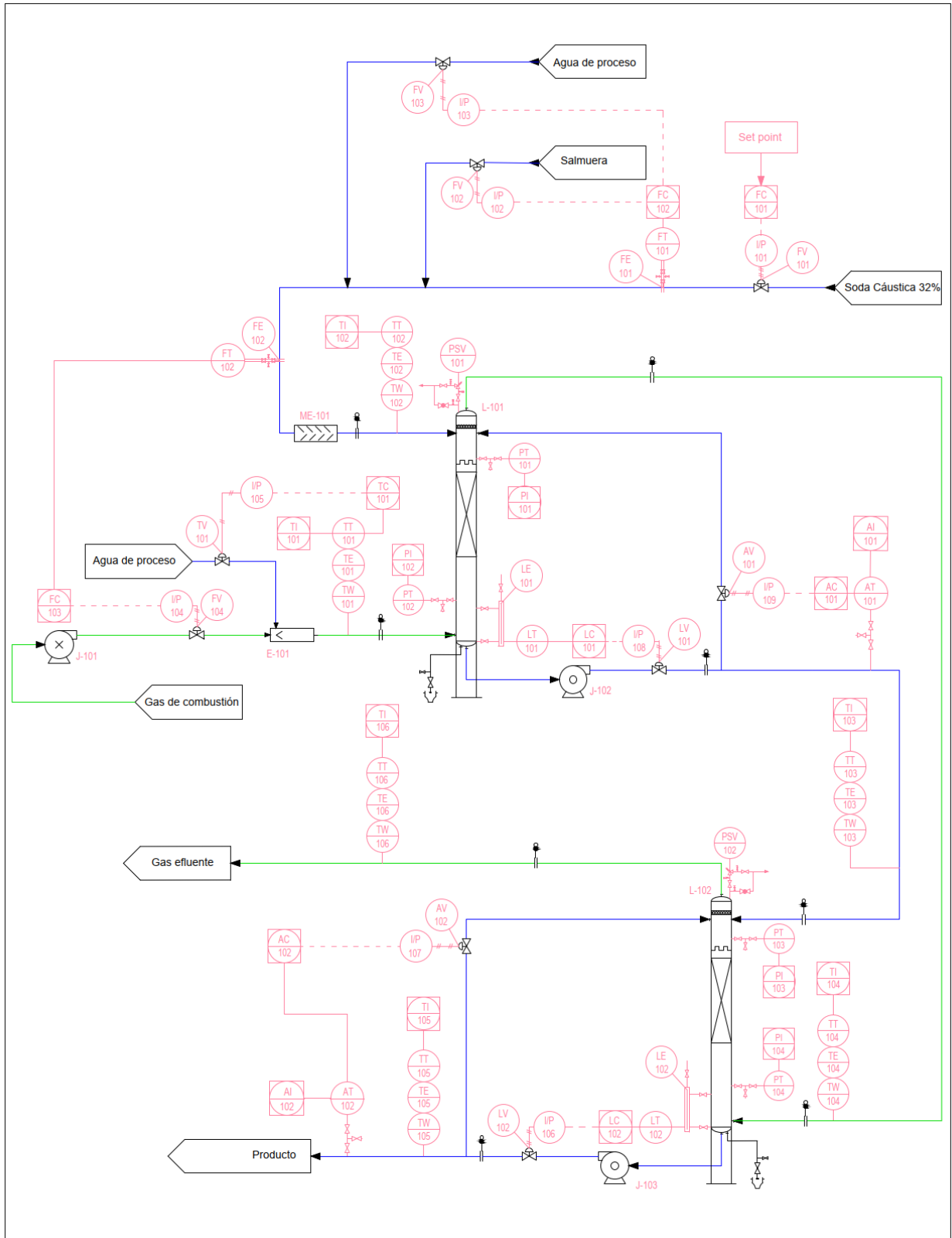


Figura 5.2: Diagrama de tuberías e instrumentación recomendado (confección propia)

Se presenta en la figura 5.2 el diagrama de tuberías e instrumentación recomendado, donde la línea de color azul corresponde al flujo líquido, la línea de color verde corresponde al flujo gaseoso y se presentan los instrumentos de medición y de seguridad en color rojo.

A partir de la materialidad y configuración de la torre de carbonatación de la localidad Battleground, se recomienda la fabricación de las torres de carbonatación con plástico reforzado con fibra de vidrio (FRP, *Fiberglass Reinforced Plastic*). Además, se sugiere la instalación de un plato distribuidor de flujo de líquido sobre cada lecho empacado y un filtro captor de gotas de líquido (*demister*) antes del tope de cada columna para evitar la presencia de gotas de agua en el flujo de gas.

Se recomienda el control de la correcta concentración de los mencionados compuestos mediante el control de flujo FC-102, que a partir de la medición del flujo de soda caustica al 32% FE-101, transmitida por el transmisor FT-101 restringe los flujos de agua de proceso y salmuera declorinada mediante las válvulas FV-103 y FV-102 respectivamente. Se asegura una correcta dilución y mezclado de la solución solvente mediante el mezclador estático ME-101 antes de la alimentación del flujo al tope de la torre L-101.

Para el control de la reacción se recomienda el control de flujo de gas de combustión mediante la medición de flujo de solución solvente FE-102, el cual acciona la válvula FV-104 a partir de la instrucción del controlador de flujo FC-103 que emite la información transmitida por el transmisor FT-102, controlando el flujo impulsado por el soplador J-101 para mantener la razón de flujos de diseño. El flujo de solución solvente es regulado por la válvula FV-101 a través del “set point” seteado en el controlador FC-101.

Para proteger el equipo, el gas de combustión se enfría con agua de proceso en el atemperador E-101, evitando que la temperatura supere los 90°C, que es el punto de derretimiento del polipropileno del empaque. La válvula TV-101, controlada por el controlador TC-101 y el elemento de medición TE-101, regula el flujo de agua de proceso. Esta agua también puede usarse para diluir la solución solvente.

Para ambas torres de la configuración recomendada, se considera instrumentación para el monitoreo de las condiciones de operación. Para el monitoreo de la presión se consideran mediciones en el tope y en el fondo de ambas torres, respectivamente mediante el transmisor PT-101 y el indicador PI-101 y el transmisor PT-102 y el indicador PI-102 para la torre L-

101 y mediante el transmisor PT-103 y el indicador PI-103 y el transmisor PT-104 y el indicador PI-104 para la torre L-102. Se consideran las válvulas de seguridad PSV-101 para la torre L-101 y PSV-102 para la torre L-102.

Se efectúan mediciones de temperatura a lo largo del recorrido de los flujos, para el flujo de gas existen mediciones antes de la entrada a la torre L-101, antes de la entrada a la torre L-102 y en la descarga del gas, respectivamente mediante los elementos de medición TE-101, TE-104 y TE-106 con sus respectivos indicadores TI-101, TI-104 y TI-106. Para el flujo de gas existen mediciones antes de la entrada a la torre L-101, antes de la entrada a la torre L-102 y en la línea de producto, respectivamente mediante los elementos de medición TE-102, TE-103 y TE-105 con sus respectivos indicadores TI-102, TI-103 y TI-105.

Para la operación segura de las bombas de impulso de líquido entre etapas, se consideran el controlador de nivel LC-101 de la torre L-101, controlando el flujo de salida de la bomba J-102 mediante la válvula LV-101, asegurando así un flujo de líquido y evitando cavitación en el equipo impulsor. Finalmente se considera el control de composición AC-101 que actúa en la línea de reciclo mediante la válvula AV-101 mediante la medición de la composición en la línea de salida de la bomba aguas debajo de la línea de reciclo, mediante acción del transmisor AT-101. Los sistemas de control de nivel y reciclo son idénticos en las torres L-101 y L-102, como se aprecia en la figura 5.1.

5.4. Análisis económicos

A partir de la metodología expuesta en la sección 4.4 se realiza una estimación de los costos de instalación de la configuración recomendada para la operación de la torre de carbonatación, se obtienen costos instalados para los equipos $C_{Torres} = 11.343 USD$ para ambas torres absorbedores, $C_{Soplador} = 8.229 USD$ para el soplador y $C_{bomba} = 15.796 USD$ para cada bomba.

5.4.1. Producción actual y contraste con propuesta de diseño

A partir del informe de gastos de la localidad Talcahuano de la empresa Occidental Chemical, el año 2022 se consumieron en promedio 28,84 toneladas de carbonato de sodio por mes para cumplir los requerimientos de la planta, donde el mayor consumo fue durante el mes de

diciembre con 31,85 toneladas y el menor consumo se registró en junio con 26,13 toneladas de materia prima.

Considerando el promedio utilizado por mes durante ese año, es posible estimar el consumo anual de carbonato de sodio en la planta, de la misma forma, tomando en consideración el precio por tonelada de la materia prima como $640 \frac{USD}{ton}$ a partir de los registros de Occidental Chemical, se puede estimar el costo relacionado a la compra de carbonato de sodio.

$$C_{Na_2CO_3} = 640 \frac{USD}{ton} \cdot 28,84 \frac{ton}{mes} \cdot 12 \frac{mes}{año} = 221.491 \frac{USD}{año} \quad (2)$$

Para realizar el contraste con la instalación de la propuesta de diseño de torre de carbonatación se efectúa una suma de los costos instalados de los equipos diseñados.

$$\begin{aligned} C_{Total Prop.} &= C_{Soplador} + C_{torres} + 2 \cdot C_{Bombas} \\ &= 8.229 USD + 11.905 USD + 2 \cdot 15.796 USD = 51.726 USD \end{aligned} \quad (3)$$

De esta manera, al contrastar con el método actual de producir la solución de carbonato de sodio mediante la adquisición directa de la materia prima, se logra asegurar el financiamiento requerido para la compra e instalación de los equipos principales de la torre de carbonatación, representando un 23% del gasto anual destinado a la compra de carbonato de sodio, sin contar la instrumentación de control y seguridad. Este porcentaje se traduce aproximadamente en 2,8 meses de inversión en materia prima.

6. Conclusiones y recomendaciones

A partir de los datos analizados de la torre de carbonatación ubicada en la planta de Occidental Chemical localidad Battleground, se puede concluir la factibilidad de la realización del proyecto en las instalaciones de una planta cloro soda como la presente en la localidad Talcahuano, debido, en gran medida a la presencia en el proceso productivo de la planta de todas las materias primas necesarias para la correcta operación de la torre de carbonatación. En específico un flujo de 273 lb/h (124 kg/h) de solución de soda caustica al 32%, un flujo de 340 lb/h (154 kg/h) de salmuera declorinada, un flujo de 773 lb/h (351 kg/h) de agua de procesos para lograr la concentración correcta de los reactivos y 641 lb/h (291 kg/h) de gas de gas de combustión de las calderas como fuente de dióxido de carbono para ser absorbido en el equipo.

Gracias a los análisis de gases de las calderas 720-B1 y 730-B1 presentes en la planta Oxy, localidad Talcahuano realizados por la empresa Proterm, se concluye que los gases de combustión provenientes de los equipos mencionados poseen las características necesarias para su correcta utilización en las operaciones de una torre de carbonatación, presentando un contenido de dióxido de carbono de 10,3% y 9.5% respectivamente, siendo incluso mayor que el contenido de dióxido de carbono presente en la torre de carbonatación de la localidad Battleground.

Fue posible la obtención de los parámetros y geometría de la torre de carbonatación de la localidad Talcahuano mediante la utilización de la correlación gráfica de caída de presión y las ecuaciones derivadas de la teoría de la doble película, considerando la configuración y la composición de los flujos de la torre de la localidad de Battleground. Obteniéndose una configuración del equipo de Talcahuano de dos torres en serie fabricadas en pastico reforzado con fibra de vidrio (FRP), cada una con una unidad de transferencia de 7,3 ft (2,2 m) rellena de anillos de polipropileno tipo PALL de $\frac{5}{8}$ de pulgada, un diámetro de 14 in (0,36 m) y una altura de 19,5 ft (5,9 m).

Se destaca el beneficio económico relacionado con la propuesta de diseño de la torre de carbonatación en la planta de Oxy localidad Talcahuano, donde la compra e instalación de los equipos asociados a la propuesta de diseño, sin contar los instrumentos de control o seguridad, corresponden a un 23% de los costos del método actual de preparación de la

solución de carbonato de sodio. La fabricación *in situ* del carbonato de sodio para su utilización en el tratamiento de la salmuera primaria traería consigo un aumento en la autonomía de la planta y disminuiría la carga laboral de los operadores que realizan la disolución manual de la materia prima.

Se recomienda la continuación del estudio y análisis de este proyecto para su posterior aplicación en la planta de Occidental Chemical localidad Talcahuano. Considerando el diseño preliminar y la base teórica expuestos en este documento y continuando el proceso con simulaciones computarizadas y pruebas experimentales a pequeña escala, que puedan concluir en una ingeniería de detalle que garanticen la viabilidad técnica y económica de este proceso y permitan su implementación a gran escala.

7. Bibliografía

- Castillo, F. “Medición de Dióxido de Carbono (CO₂), Monóxido de Carbono (CO) y Compuestos Orgánicos Volátiles Totales (COV’s) (Caldera 720-B1)”, Proterm: Ambiente y Energía. (2022)
- Castillo, F. “Medición de Dióxido de Carbono (CO₂), Monóxido de Carbono (CO) y Compuestos Orgánicos Volátiles Totales (COV’s) (Caldera 730-B1)”, Proterm: Ambiente y Energía. (2022)
- Chavez, R. “Manual de operaciones Salmuera Primaria”, OxyChile, Planta Talcahuano, versión 26, (2022)
- Cussler, E. L. “*Diffusion: Mass Transfer in Fluid Systems*” (3rd ed.). Cambridge University Press, Cambridge, Reino Unido (2009)
- EPA, “Chlor-Alkali”, AP-42, CH 8.11, Agencia de Protección Ambiental de Estados Unidos, Washington D.C., Estados Unidos (1993).
- Guthrie, K., “Capital Cost Estimating” McGraw-Hill, Nueva York, Estados Unidos (1969).
- Kirk, R. y Othmer, D. “Encyclopedia of Chemical Technology”, vol. 1, 4ta edición, Wiley, Nueva York, Estados Unidos (1991).
- Kraub, M. y Rzehak, R. “Reactive absorption of CO₂ in NaOH: Detailed study of enhancement factor models.” *Chemical engineering Science*, 166 (1), 193-209 (2017).
- Kumar, A., Du, F. y Lienhard, J. H., “Caustic Soda Production, Energy Efficiency, and Electrolyzers” *ACS Energy Letters*, 6 (10), 3563-3566, Washington D.C., Estados Unidos (2021).
- Örgül, S., “Evaluation of soda ash production parameters from beypazari trona ore”, Departamento de ingeniería en minas, Universidad técnica del medio este (2003)
- OxyChile, “Our Company”, [<https://www.oxychile.cl/our-company>], Visitado, diciembre de 2023.
- Peters, M., Timmerhouse, K. y West, R., “Plant Design and Economics for Chemical Engineers” 5ta Ed, McGraw-Hill, Nueva York, Estados Unidos (2003).

- Ralph, F. y Strigle, Jr., “Packed Tower Design and Applications: Random and Structured Packings” 2^a Ed, Gulf Publishing Company, Houston, Estados Unidos (1994).
- Remer, D. y Mattos, F. “Cost and scale-up factors, international inflation indexes and location factors” International journal of production economics, 84 (1), 1-16 (2003).
- Rodríguez Guarnizo, J. y Rodríguez Barrantes, D., “Los procedimientos clásicos de fabricación de la sosa”, Ensayos: Revista de la Facultad de Educación de Albacete, Albacete, España (1999).
- Rodríguez, L. “Manual de Operación Calderas” OxyChile Planta Talcahuano, versión 17, (2023)
- Seider, W., Seader, J.D., Lewin, D. y Widagdo, S., “Product and Process Design Principles: Synthesis, Analysis and Evaluation” 4^a Ed, Wiley, Nueva York, Estados Unidos (2016).
- Shreve, R. N., “The chemical process industries” McGraw-Hill, Nueva York, Estados Unidos (1956).
- “Soil chemistry”. Información propietaria de “Occidental Chemical” (noviembre 2023)
- Towler, G. y Sinnott, R., “Chemical Engineering Design: Principles, Practice and Economics of Plant and Process Design” 2^a. Ed, Elsevier, USA. (2009).
- USGS, “Mineral Commodity Summaries 2024”, U.S. Geological Survey, pp. 164-165 (2024)
- Wagialla, K., Al-Mutaz, I. y El-Dahsham, M., “The manufacture of soda ash in the Arabian Gulf” International journal of production economics, 27 (1), 145-153 (1992).
- Zeebe, R. y Wolf-Gladrow, D., “CO₂ in seawater: Equilibrium, Kinetics, Isotopes” 1^a Ed., Elsevier oceanography series, The Netherlands (2001).

8. Anexos

8.1. Torre de carbonatación planta Battleground

8.1.1. Descripción del equipo

La torre de carbonatación de la planta Battleground está construida en el material FRP (Fiberglass Reinforced Plastic), posee tres secciones con empaque aleatorio de 12 ft que cumple la función de aumentar la superficie y tiempo de contacto entre el gas de combustión, alimentado desde el fondo de la columna y la solución de soda caustica, alimentada desde el tope de la columna, permitiendo el contacto entre las dos fases y generando una caída de presión de 0,49 in. H_2O /ft vertical de empaque.

La torre tiene un diámetro interno de 6' y una altura total de 65', donde se distribuyen las secciones empacadas a una distancia de 4' una de la otra y a 11', 4" de la base de la torre. En el tope de la columna se sitúa un eliminador de neblina o "Demister" que como su nombre lo indica permite la eliminación de las gotas de solución de la corriente de gas que se libera por el tope de la columna.

Para la salida del producto, la torre cuenta con una línea de 6" hacia la bomba de producto, además de cumplir la función de transportar el producto, sirven para recircular la solución del fondo de la torre de vuelta hacia la entrada de líquido en el tope de la torre. El reciclo cumple dos funciones: Asegura que el empaque aleatorio este saturado de solución para evitar que el gas circule por secciones secas de empaque, lo que disminuiría la eficiencia, y permite ajustar la concentración de carbonato de sodio de la solución final. De la misma forma, se instalan bombas y líneas que permitan la recirculación de solución en cada unidad de transferencia.

La torre cuenta con accesorios internos que permiten regularizar la distribución de flujo a lo largo de la sección empacada, dentro de estos accesorios se encuentran platos colectores de líquido, que permiten la acumulación de solución entre cada etapa para el correcto funcionamiento de las bombas de recirculación, estos se encuentran directamente debajo de las unidades de transferencia, Finalmente, se instalan platos distribuidores de líquido ubicados debajo de los platos colectores, que distribuyen uniformemente el líquido que llega desde la sección "downcomer" del plato colector.

8.1.2. Esquema de la torre de carbonatación

Se presenta un esquema de la torre de carbonatación presente en la localidad de Texas, se puede observar en la figura 8.1 los accesorios internos mencionados en el inciso inmediatamente anterior.

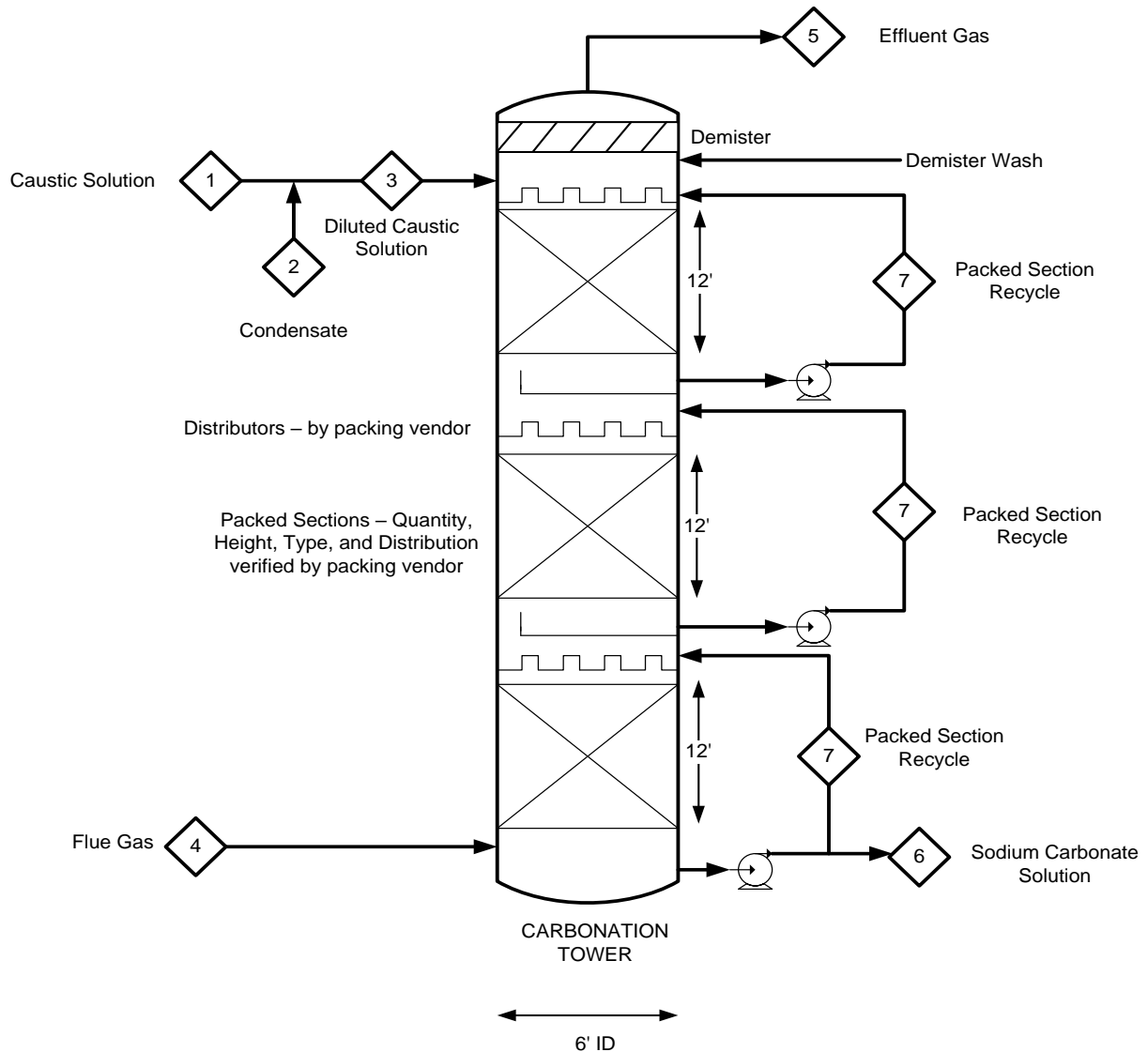


Figura 8.1: Esquema de la torre de carbonatación de la torre de la localidad Battleground (Extraída del balance de materia Suministrado por la localidad Battleground)

8.1.3. Balance de materia

Se presenta el resumen de un balance de materia realizado en la torre de la localidad de Battleground:

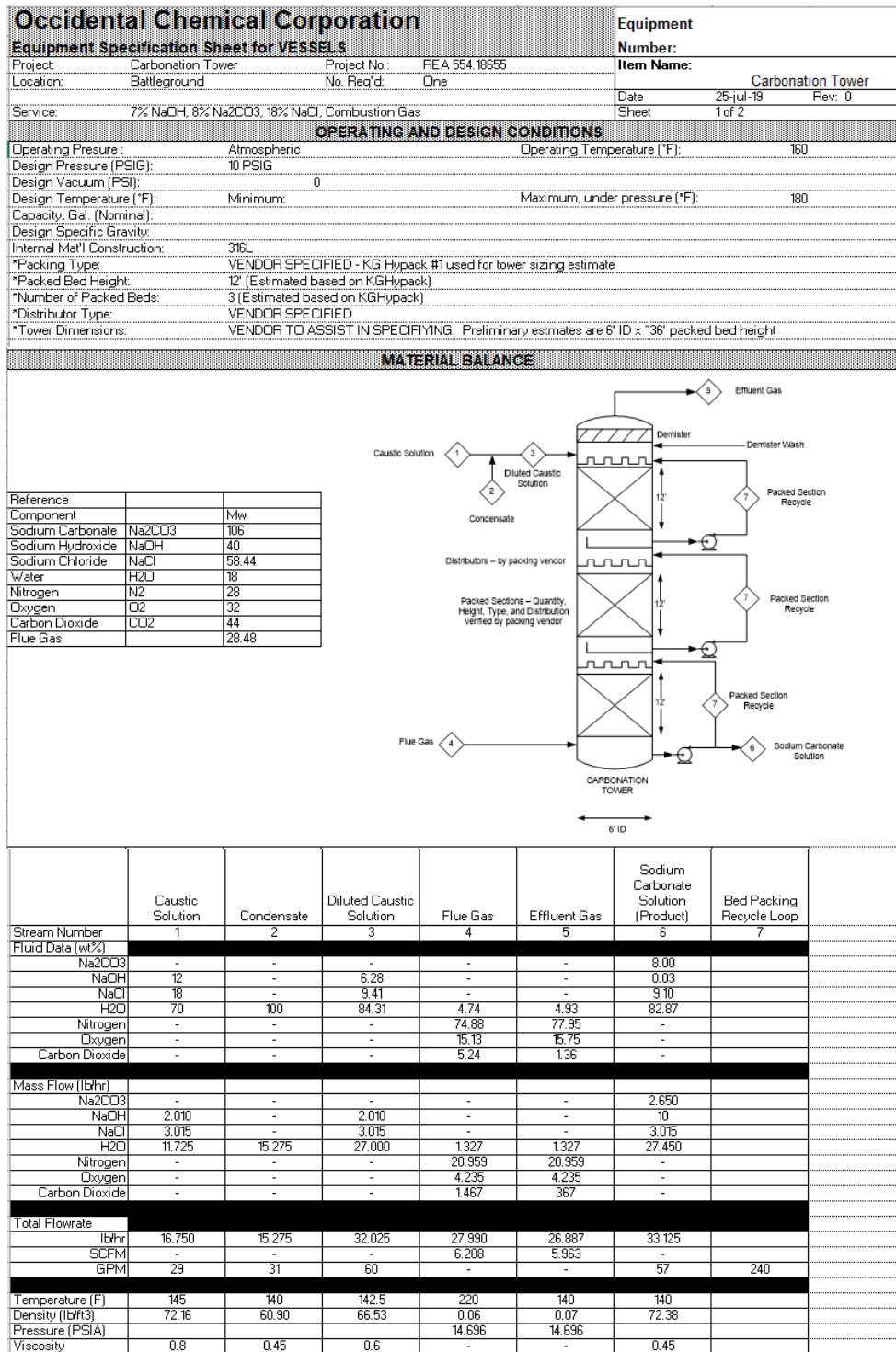
Tabla 8.1: Balance de materia de líquidos en la torre de carbonatación de la localidad de Battleground

Componente	solución diluida de soda caustica			solución de carbonato de sodio (producto)		
	[lb/hr]	[mol/hr]	mol frac	[lb/hr]	[mol/hr]	mol frac
Na ₂ CO ₃				2.650	11.341	0,016
NaOH	2.010	22.793	0,031	10	113	0,000
NaCl	3.015	23.401	0,032	3.015	23.401	0,032
H ₂ O	27.000	679.633	0,936	27.450	690.961	0,952
N ₂						
O ₂						
CO ₂						
Total	32.025	725.828		33.125	725.816	

Tabla 8.2: Balance de materia de gases en la torre de carbonatación de la localidad de Battleground

Componente	Gas de combustión			Gas efluente		
	[lb/hr]	[mol/hr]	mol frac	[lb/hr]	[mol/hr]	mol frac
Na ₂ CO ₃						
NaOH						
NaCl						
H ₂ O	1.327	33.396	0,075	1.327	33.396	0,077
N ₂	20.959	339.284	0,758	20.959	339.284	0,777
O ₂	4.235	60.028	0,134	4.235	60.028	0,138
CO ₂	1.467	15.116	0,034	367	3.779	0,009
Total	27.987	447.824		26.887	436.487	

Figura 8.2: documento “balance de materiales de torre de carbonatación” facilitado por Occidental Chemical



8.2. Operación de las calderas

Para la correcta operación de la torre de carbonatación, es importante tener una buena caracterización de las dos fases que entrar en contacto dentro del equipo. Primero se analizará la composición de los gases de combustión de las calderas 720-B1 y 730-B1.



Figura 2.3: Imagen de la caldera 720-B1, obtenida de la localidad Talcahuano (confección propia)



Figura 8.4: Imagen de la caldera 730-B1, obtenida de la localidad Talcahuano (confección propia)

Según Rodríguez, L (2023) el objetivo principal de estos equipos es producir vapor saturado para ser suministrado principalmente a la planta de cloro-soda, el cual es requerido para precalentar la salmuera que se alimenta a los electrolizadores, entre otras funciones a lo largo del proceso productivo. Estas unidades permiten entregar una energía calórica suficiente operando al menor costo posible.

Durante el mes de mayo del año 2022 se realizó en la planta un proceso de medición de dióxido de carbono, monóxido de carbono y compuestos orgánicos volátiles emitidos por la planta, dentro de este estudio se analizaron los gases de combustión cuyas fuentes eran las calderas 720-B1 y 730-B1. A partir de este estudio se obtienen las composiciones de combustión de las calderas y los flujos máximos que estas pueden producir.

8.2.1. Método de medición de monóxido y dióxido de carbono:

Se utilizó la metodología “CH 3A” presente en la resolución ambiental 5155 del ministerio de salud (Castillo, 2022), donde se extrae una muestra de los gases de combustión desde la chimenea a través de un acondicionador de gases para purgar la humedad y liberarlo de posibles partículas presentes. Posteriormente, se conduce la muestra hacia los analizadores continuos de gases, donde se determina la concentración de los parámetros deseados.

Para los casos de las dos calderas se realizan las mediciones mientras se mantiene una operación estable y continua, en la siguiente figura se presenta un esquema de el punto de muestreo de las calderas:

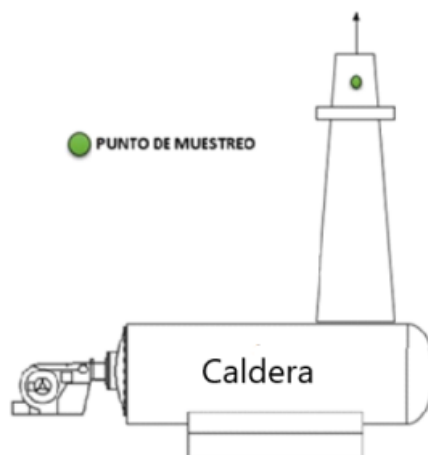


Figura 8.5: Esquema de punto de muestreo de gases de la caldera (Castillo, 2022)

A continuación, se presenta una tabla en modo de resumen de los resultados obtenidos en el estudio realizado, vale notar que se realizaron tres mediciones durante el periodo de un día, se presenta el promedio de las mediciones:

Tabla 8.3: Resultados de medición de parámetros de los gases de salida de las calderas (Castillo, 2022)

Parámetro	Unidades	Promedio	
		720-B1	730-B1
Flujo de gases	[m ³ N/h]	1.747	3.917
Velocidad de gases	[m/s]	7,05	5,96
Temperatura de gases	[°C]	307	163
Exceso de aire	[%]	25,20	32,10
Concentración de CO ₂		10,30	9,50
Concentración de O ₂		4,53	5,46
Concentración de CO		-	4,52
Humedad de gases		14,80	13,30

8.3. Preparación de la alimentación líquida de la torre de carbonatación

Como se mencionó en el inciso anterior, el solvente a utilizar en la torre de carbonatación requiere de la presencia de ciertas especies en concentraciones relativamente específicas.

Se realiza una simulación mediante el programa “Aspen”, donde se definen los flujos disponibles en planta de soda caustica, salmuera y agua de proceso. Mediante la función “Design Specs” se ingresan los requerimientos de flujo y composición de la solución solvente deseada.

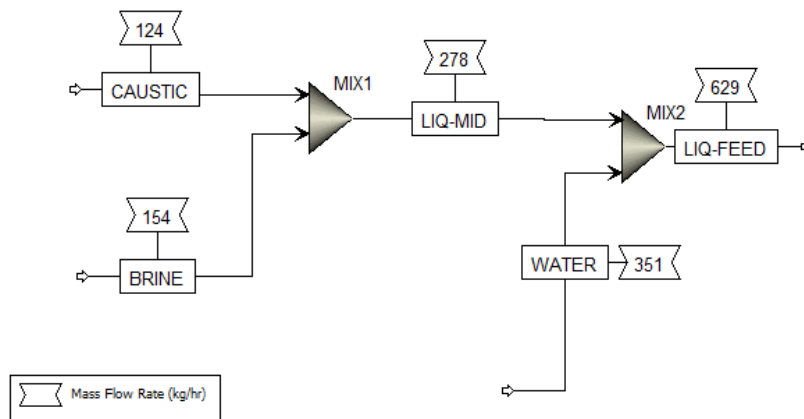


Figura 8.6: Diagrama del sistema de solución en “Aspen” (Confección propia)

Se obtiene el requerimiento de cada flujo disponible en la planta para lograr la correcta dilución de la soda caustica para la generación de la solución solvente necesaria. La relación másica entre el flujo de soda caustica al 32%, la salmuera declorinada y el agua de proceso es respectivamente 1/1,2/2,8.

Tabla 8.4: Flujos necesarios para la dilución correcta de la soda caustica

Compuesto	Valor	Unidad
Soda caustica 32%	273	$\frac{Lbm}{h}$
	124	$\frac{kg}{h}$
Agua de proceso	773	$\frac{Lbm}{h}$
	351	$\frac{kg}{h}$
Salmuera declorinada	340	$\frac{Lbm}{h}$
	154	$\frac{kg}{h}$

8.4. Data Sheet

Occidental Chemical Corporation		Equipment	
Equipment Specification Sheet for VESSELS		Number:	
Project:	Carbonation Tower	Project No.:	
Location:	Talcahuano	No. Req'd:	Two
Service:	7% NaOH, 8% Na ₂ CO ₃ , 18% NaCl, Combustion Gas		Item Name:
			Carb Tower
		Date	06-jun-24 Rev. 0
		Sheet	1 of 1
REFERENCE SPECIFICATIONS		MANUFACTURER DATA	
Fabrication Spec.:	ASME RTP-1; OxyChem SP-3350-150		Name:
Motor Spec.:			P.O. No.:
Paint Spec.:			
Site Condition Spec.:			
Other Specs.:			
OPERATING AND DESIGN CONDITIONS			
Operating Pressure (ATM) :	1	Operating Temperature (°F):	160
Design Pressure (ATM):	10	Jacket :	
Design Vacuum (ATM):	-1		
Design Temperature (°F):	Minimum:	Maximum, under pressure (°F):	180
Capacity, Gal. (Nominal):			
Design Specific Gravity:	1.25		
Dimensions:	14" ID x 19,5' T/T		
MECHANICAL CONSTRUCTION DETAILS			
% X-Ray:			
Specified Corrosion Barrier:	Interior FRP	Jacket :	-
Insulation Support Req'd (y/n):	N		
Insulation Thickness, inches:			
Top Head:	Open	Bottom Head:	Dished
Vessel Support (Skirt, legs, lugs, saddles):	Skirt		
MATERIALS OF CONSTRUCTION			
Shell:			
Supports:			
Nozzle Necks:			
Flanges:			
Gaskets:			
Fixed Internals:	Flow Distributor; Demister		
Removable Internals:	Polypropylene Packing		
Nuts & Bolts:			
Clad Construction (y/n):	N		
Internal Surface:			
Capacity, gallons:			
Estimated Weight:			
Empty, lbs.:	*		
Full of Product, lbs:	*		
Full of Water, lbs:	*		
NOZZLE SCHEDULE			
NOZZLE	NOZZLE FUNCTION		
P1	Pressure Security valve		
P3	Pressure measurement below transfer unit		
P4	Pressure measurement above transfer unit		
N1	Caustic Feed		
N2	Carbonate Solution Outlet		
N3	Flue Gas Inlet		
N4	Flue Gas Outlet		
N5	Recycle Return		
N6	Drainage		
L1	Level Measurement		
L2	Level Measurement		

Figura 8.6: Hoja de especificaciones de torre de carbonatación (Editada de información propietaria de Occidental Chemical)

8.5. Cálculo de costos

8.5.1. Torre de carbonatación

Para la obtención del costo de compra del equipo se procede con la estimación de los parámetros expuestos en la ecuación (4.5).

Para obtener el valor del costo del recipiente (C_v), generalmente se utilizan correlaciones que permiten estimar el valor a partir de parámetros como la materialidad, tamaño o incluso peso del recipiente. Para equipos como lo son columnas de absorción, los materiales típicos de construcción corresponden a acero al carbono, acero inoxidable, titanio, entre distintas aleaciones, sin embargo en la literatura no se mencionan las columnas de absorción plásticas ni con revestimientos de fibra de vidrio, es por esta razón que, para poder estimar el valor del recipiente, se realizó una consulta con la empresa proveedora de equipos y cañerías de FRP (Fiberglass Reinforced Plastic) de OxyChile, para obtener un estimado del precio de fabricar lo que esencialmente corresponde a una cañería de 16 pulgadas de diámetro, se considera el costo del recipiente $C_v = 385.000 \frac{CLP}{m} = 427 \frac{USD}{m}$.

La torre de la planta Talcahuano, debido al relativamente pequeño requerimiento de carbonato de sodio de la planta, resulto de menor tamaño que la torre de la planta Battleground. Considerando el diámetro del equipo y su altura, se opta por no instalar plataformas ni escaleras, por lo que no se considera el parámetro C_{PL} .

La torre de carbonatación presenta un $N_{OG} = 2$ unidades de transferencia, un área transversal $A = 1,1 \text{ ft}^2$ y una altura de unidad de transferencia $H_{OG} = 7,3 \text{ ft}$, con estos parámetros es posible calcular el volumen de empaque de la siguiente manera:

$$V_p = N_{OG} \cdot H_{OG} \cdot A = 2 \cdot 7,3 \text{ ft} \cdot 1,1 \text{ ft}^2 = 16 \text{ ft}^3 \quad (4)$$

Obteniéndose un volumen de empaque $V_p = 16 \text{ ft}^3$. Se considera también el valor instalado de los anillos PALL plásticos de 1 pulgada, presente en el texto de $C_{PK} = 37 \frac{USD}{\text{ft}^3}$.

Finalmente, el costo asociado a los distribuidores de líquido no es un valor ampliamente disponible, sin embargo, se considera aceptable considerar un valor de $125 \frac{USD}{\text{ft}^2}$ de sección transversal de columna, es importante también considerar que se debe instalar un distribuidor

inmediatamente sobre una unidad de transferencia, por lo que en el caso de la columna de absorción de la planta Talcahuano se necesitaran 2 distribuidores, el demister presente en el tope de cada sección de columna presenta el mismo problema que los distribuidores de flujo, sus precios no son ampliamente conocidos, por lo que se aproxima su costo bajo el mismo precio que los distribuidores, debido a la configuración.

$$C_p = 427 \frac{USD}{m} \cdot 12 m + 0 + 16 \text{ ft}^3 \cdot 37 \frac{USD}{\text{ft}^3} + 4 \cdot 125 \frac{USD}{\text{ft}^2} \cdot 1,1 \text{ ft}^2$$

Considerando los valores anteriormente expuestos, se calcula el costo de compra de la torre de absorción $C_p = \$6.266 USD$, considerando los porcentajes de costo de compra propuestos por Peters y Timmerhaus se obtiene un costo de instalación de las torres $C_i = \$11.905 USD$

8.5.2. Soplador

A pesar de que la operación de la columna se efectúa a presión atmosférica, al igual que el punto de captura de gas de combustión, es requerido un soplador, debido a que a lo largo de la tubería y de forma más significativa, a lo largo de las unidades de transferencia de la torre existirá una pérdida de carga.

Para este equipo se utilizarán las correlaciones de Guthrie para sopladores e impulsores expuestas en la sección 4.4.2 de este documento.

Con una caída de presión de 0,49 in. H_2O/ft y una sección empacada vertical total de 15 ft se estima que el soplador tendrá que vencer una caída de presión aproximada de 7,35 in. H_2O , lo que se traduce a 0,3 psi, de forma que la correlación de aumento de presión de 3 psi es la adecuada para la estimación del costo de compra de este equipo, se utiliza la ecuación 4.6 para realizar el calculo

A partir del flujo de gas de alimentación y la densidad de este, se calcula el valor de q:

$$q = G \cdot \rho_G \quad (5)$$

Tabla 8.5: Parámetros para la obtención del caudal de gas

Parámetro	Valor	Unidad
G	641	$\frac{\text{lb}}{h}$
ρ_G	0,06	$\frac{\text{lb}}{\text{ft}^3}$
q	178	$\frac{\text{ft}^3}{\text{min}}$

Para calcular el factor M&S del año 2024, se realiza una regresión lineal a partir de valores del factor M&S de años anteriores.

Tabla 8.6: Índices de Marshall & Swift (Remer & Mattos, 2003)

Año	Índice M&S
2020	1.700
2018	1.638,2
2016	1.582,3
2015	1.598,1
2014	1.566,9
2013	1.552,8
2012	1.536,5
2011	1.476,7
2010	1.446,5
2009	1.487,2

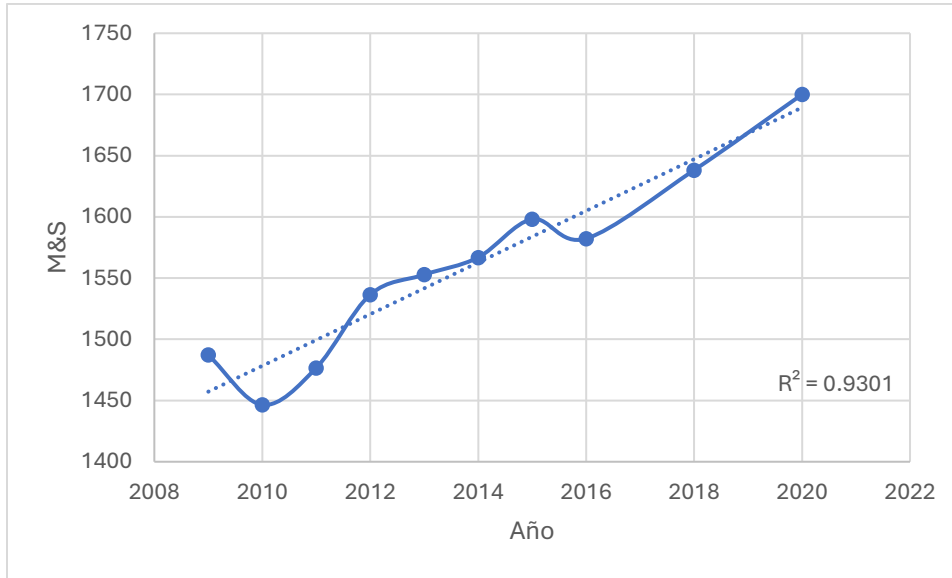


Figura 8.7: Regresión lineal de los índices Marshall & Swift

Se extrae de la regresión lineal anterior una ecuación para aproximar el factor de Marshall & Swift a partir del año de interés.

$$M\&S_{2024} = 21,1 \cdot \text{Año} - 40.930 = 21,1 \cdot 2.024 - 40.930 = 1.776$$

Se procede a calcular el costo de compra del equipo a partir de la ecuación 4.6.

$$C_c = \left(\frac{M\&S}{280}\right) \cdot 39,7 \cdot (q)^{0,529} = \left(\frac{1776}{280}\right) \cdot 39,7 \cdot (178)^{0,529} = 3.900 \text{ USD}$$

Considerando un factor de instalación para las correlaciones de Guthrie de equipos de compresión $Fi = 2,11$ Se obtiene un costo de equipo instalado:

$$C_i = \$8.229 \text{ USD}$$

8.5.3. Bombas

Para finalizar la estimación inicial de los costos de instalación del conjunto de equipos esenciales para el funcionamiento de la torre de carbonatación, se calculan los costos asociados a la instalación de las bombas que realizarán la función de impulsar el líquido entre unidades de transferencia y hacia el sector de almacenamiento y permitiendo el reciclo hacia el tope de cada unidad de transferencia. Se utiliza la metodología informada en la sección 4.4.3 de este documento.

El flujo de líquido que circula por el equipo y necesita ser impulsado por las bombas corresponde a $L = 1.386 \frac{\text{lbm}}{h}$, considerando una densidad de líquido $\rho_l = 66,53 \frac{\text{lbm}}{\text{ft}^3}$ se obtiene un valor de flujo de líquido $L = 0,2 \frac{L}{s}$. Se observa que el valor obtenido se encuentra en el límite inferior del parámetro S, lo que sugiere que se requiere una bomba relativamente pequeña para transportar el flujo de líquido necesario.

Tabla 8.7: Parámetros para la estimación de costos de bomba centrífuga de una etapa mediante la correlación de Towler

Parámetro	Valor	Unidad
S	0,2	$\frac{L}{s}$
a	3.300	-
b	48	-
n	1,2	-

De esta forma se obtiene un costo de compra estimado mediante la correlación de Towler para una bomba centrífuga de una etapa de $C_C = 3.307$, es importante notar que esta correlación fue diseñada para el año 2009, por lo que se utilizan los índices de Marshall & Swift para actualizar el costo de compra del equipo, según la ecuación presentada por Remmer, S. & Mattos, B.

$$C_{C, \text{ Año } 1} = C_{C, \text{ Año } 2} \cdot \frac{M\&S_{\text{Año } 2}}{M\&S_{\text{Año } 1}} \quad (6)$$

Se consideran los factores de Marshall & Swift $M\&S_{2009} = 1.487,2$ y $M\&S_{2024} = 1.774$ para la actualización del costo de compra del equipo, obteniéndose un valor de costo de compra $C_C = 3.949$ USD, considerando el factor de instalación $F_I = 4$ obtenido de la tabla 4.3 correspondiente para bombas, se obtiene un valor de costo instalado $C_I = 15.796$ para cada bomba.

8.6. Memoria de cálculo

A continuación, se presentan los cálculos realizados para la obtención de los resultados expuestos en este documento según la sección donde se utilizan.

8.6.1. Cálculos sección 5.2.1

En operación normal de la planta el requerimiento de carbonato de sodio fluctúa entre 250 a 450 L/h, de una solución con concentración de 115 g/L, como fue mencionado, en función a un diseño conservador del equipo, se realiza el dimensionamiento tomando en cuenta el límite superior de requerimiento de solución.

$$450 \frac{L}{h} \cdot 115 \frac{g}{L} = 51.750 \frac{g}{h} = 114 \frac{lb}{h}$$

Constante general de transferencia de materia y área interfacial

Para el cálculo de la constante general de transferencia de materia en la fase gaseosa (K_G) multiplicada por el área interfacial de contacto (a), es necesario el cálculo de los siguientes parámetros:

Peso molar promedio del flujo de gas

$$\begin{aligned} \bar{M} &= x_{H_2O}M_{H_2O} + x_{N_2}M_{N_2} + x_{O_2}M_{O_2} + x_{CO_2}M_{CO_2} \\ &= 0,075 \cdot 18,02 \frac{lbm}{lb - mol} + 0,758 \cdot 28,8 \frac{lbm}{lb - mol} + 0,134 \cdot 32 \frac{lbm}{lb - mol} \\ &\quad + 0,034 \cdot 44,01 \frac{lbm}{lb - mol} = 28,35 \frac{lbm}{lb - mol} \end{aligned}$$

Flujo molar de gas

$$G_m = \frac{27.990 \frac{lbm}{h}}{28,35 \frac{lbm}{lb - mol}} = 987,3 \frac{lb - mol}{h}$$

Constante de transferencia de materia (K_G) y el área interfacial de contacto (a)

Finalmente se utiliza la ecuación 4.1 despejando el parámetro deseado.

$$K_G a = \frac{G_m}{A \cdot H_{OG} \cdot P} = \frac{987,3 \frac{lb - mol}{h}}{28,27 ft^2 \cdot 12ft \cdot 1 atm} = 2,91 \frac{lb - mol}{h \cdot ft^3 \cdot atm}$$

8.6.2. Cálculos sección 5.2.2

Para obtener el valor del factor de empaque de la torre de carbonatación de la localidad Battleground es necesario el cálculo de los siguientes parámetros:

Parámetro del eje de las abscisas (X):

$$X = \frac{L}{G} \left[\frac{\rho_g}{\rho_l} \right]^{0.5} = \frac{32.025 \frac{\text{lbm}}{h}}{27.990 \frac{\text{lbm}}{h}} \left[\frac{65,59 \frac{\text{lbm}}{\text{ft}^3}}{0,058 \frac{\text{lbm}}{\text{ft}^3}} \right]^{0.5} = 0,034$$

Masa-velocidad por unidad de área (G^*):

$$G^* = \frac{G}{A} = \frac{32.025 \frac{\text{lbm}}{h} \cdot \frac{1 h}{3.600 s}}{28,3 \text{ ft}^2} = 0,275 \frac{\text{lbm}}{\text{ft}^2 \cdot s}$$

Parámetro del eje de las ordenadas (Y):

Para la obtención del parámetro del eje de las ordenadas se hace utilización de la correlación gráfica, utilizando el valor del eje de las abscisas obtenido y utilizando la caída de presión suministrada por Occidental Chemical correspondiente a $0,49 \frac{\text{in } H_2O}{ft}$.

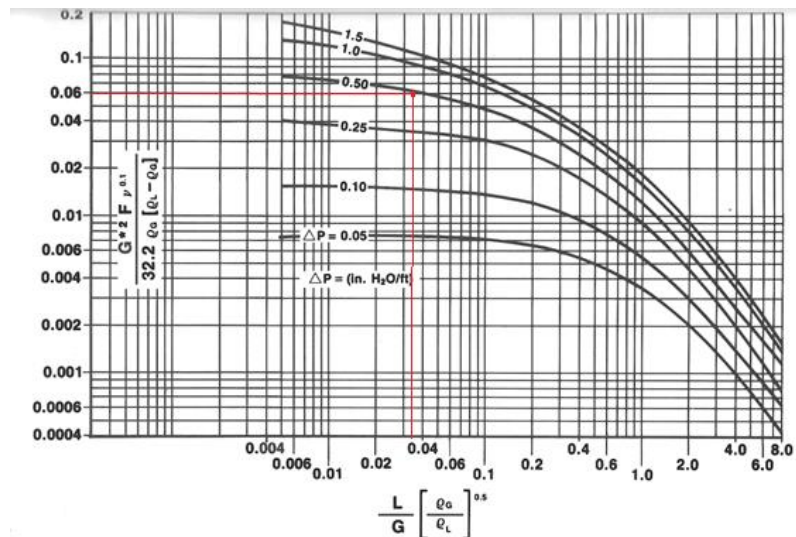


Figura 8.8: Correlación de caída de presión a lo largo de la columna para la torre de carbonatación de la localidad Battleground, adaptado de (Ralph, 1994)

Obteniéndose un valor estimado $Y = 0,06$

Factor de empaque (F):

Finalmente, con los parámetros obtenidos es posible despejar el factor F de la ecuación del parámetro del eje de las ordenadas.

$$F = \frac{Y \cdot 32,2 \cdot \rho_g \cdot [\rho_L - \rho_g]}{G \cdot v^{0.1}} = \frac{0,06 \cdot 32,2 \cdot 0,058 \frac{\text{lbm}}{\text{ft}^3} \cdot \left[65,59 \frac{\text{lbm}}{\text{ft}^3} - 0,058 \frac{\text{lbm}}{\text{ft}^3}\right]}{\left(0,275 \frac{\text{lbm}}{\text{ft}^2 \cdot \text{s}}\right)^2 \cdot (0,8 \text{ cst})^{0.1}} = 104$$

Es posible obtener el valor del eje de las abscisas a través de la relación L/G, ya que a pesar de que los flujos solicitados para el gráfico consideran un flujo a través de una sección transversal, se encuentran divididos uno del otro, como la sección transversal es la misma para ambas fases, es válido utilizar solo el flujo masico.

8.6.3. Cálculos sección 5.3.1

Para obtener el valor del área transversal y diámetro de la torre de carbonatación de la localidad Talcahuano es necesario el cálculo de los siguientes parámetros:

Parámetro del eje de las abscisas (X):

$$X = \frac{L}{G} \left[\frac{\rho_g}{\rho_l} \right]^{0.5} = \frac{1.386 \frac{\text{lbm}}{h}}{641 \frac{\text{lbm}}{h}} \left[\frac{66,53 \frac{\text{lbm}}{\text{ft}^3}}{0,06 \frac{\text{lbm}}{\text{ft}^3}} \right]^{0.5} = 0,062$$

Parámetro del eje de las ordenadas (Y):

Para la obtención del parámetro del eje de las ordenadas se hace utilización de la correlación gráfica, utilizando el valor del eje de las abscisas obtenido y utilizando la caída de presión suministrada por Occidental Chemical correspondiente a $0,49 \frac{\text{in } H_2O}{ft}$.

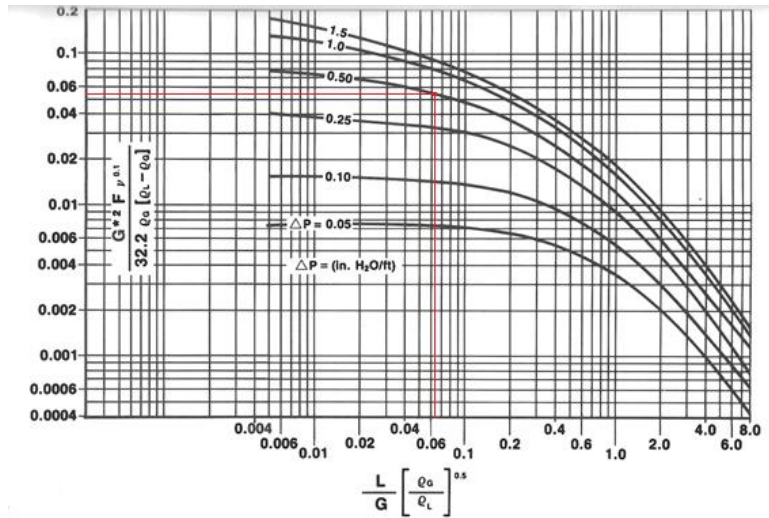


Figura 8.9: Correlación de caída de presión a lo largo de la columna para la torre de carbonatación de la localidad Talcahuano, adaptado de (Ralph, 1994)

Obteniéndose el valor estimado $Y = 0,054$

Área transversal y diámetro de la Torre localidad Talcahuano

$$A = \frac{G}{G^*} = \frac{641 \frac{\text{lbm}}{h} \cdot \frac{1h}{3600s}}{0,206 \frac{\text{lbm}}{\text{ft}^2 \cdot s}} = 0,86 \text{ ft}^2$$

$$D = \sqrt{\frac{4 \cdot A}{\pi}} = \sqrt{\frac{4 \cdot 0,864 \text{ ft}^2}{\pi}} = 1,1 \text{ ft}$$

Área transversal nominal

$$A = \frac{D^2 \cdot \pi}{4} = \frac{(14 \text{ in})^2 \cdot \pi}{4} = 154 \text{ in}^2 = 1,1 \text{ ft}^2$$

8.6.4. Cálculos sección 5.3.2

Para el cálculo de Altura de las unidades de transferencia, es necesario el cálculo de los siguientes parámetros:

Peso molar promedio del flujo de gas:

$$\begin{aligned}\bar{M} &= x_{H_2O}M_{H_2O} + x_{N_2}M_{N_2} + x_{O_2}M_{O_2} + x_{CO_2}M_{CO_2} \\ &= 0,22 \cdot 18,02 \frac{lbm}{lb - mol} + 0,675 \cdot 28,8 \frac{lbm}{lb - mol} + 0,045 \cdot 32 \frac{lbm}{lb - mol} \\ &\quad + 0,060 \cdot 44,01 \frac{lbm}{lb - mol} = 27,49 \frac{lbm}{lb - mol}\end{aligned}$$

Flujo molar de gas

$$G_m = \frac{641 \frac{lbm}{h}}{27,49 \frac{lbm}{lb - mol}} = 23,32 \frac{lb - mol}{h}$$

Altura de las unidades de transferencia

$$H_{OG} = \frac{G_m}{A \cdot K_G a \cdot P} = \frac{23,32 \frac{lb - mol}{h}}{1,1 ft^2 \cdot 2,91 \frac{lb - mol}{h \cdot ft^3 \cdot atm} \cdot 1 atm} = 7,3 ft = 2,2 m$$

8.6.5. Cálculos sección 5.3.3

Para obtener el número de unidades de transferencia es necesario obtener el siguiente parámetro:

Diferencia de presión media logarítmica

$$\Delta P_{ml} = \frac{P \cdot (y_i - y_o)}{\ln\left(\frac{y_i}{y_o}\right)} = \frac{1 atm \cdot (0,06 - 0,015)}{\ln\left(\frac{0,06}{0,015}\right)} = 0,032 atm$$

Número de unidades de transferencia

$$N_{OG} = \frac{P \cdot (y_i - y_o)}{\Delta P_{ml}} = \frac{1 atm \cdot (0,06 - 0,015)}{0,032 atm} = 1,4$$

Como el número de unidades de transferencia debe ser un entero, se aproxima al número inmediatamente mayor, obteniéndose un total de dos unidades de transferencia $N_{OG} = 2$.