

UNIVERSIDAD SAN FRANCISCO DE QUITO USFQ

Colegio de Ciencias e Ingenierías

**Estudio de prefactibilidad para la implementación de una
planta de ácido clorhídrico enfocada en suplir la demanda
de la actividad de estimulación de pozos petroleros en el
Ecuador**

André Nicolás Pérez Rosas

Ingeniería Química

Trabajo de fin de carrera presentado como requisito
para la obtención del título de
Ingeniero Químico

Quito, 5 de mayo de 2020

UNIVERSIDAD SAN FRANCISCO DE QUITO USFQ

Colegio de Ciencias e Ingeniería

HOJA DE CALIFICACIÓN DE TRABAJO DE FIN DE CARRERA

Estudio de prefactibilidad para la implementación de una planta de ácido clorhídrico enfocada en suplir la demanda de la actividad de estimulación de pozos petroleros en el Ecuador.

André Nicolás Pérez Rosas

Nombre del profesor, Título académico

Juan Diego Fonseca, Ph.D.

Quito, 5 de mayo de 2020

DERECHOS DE AUTOR

Por medio del presente documento certifico que he leído todas las Políticas y Manuales de la Universidad San Francisco de Quito USFQ, incluyendo la Política de Propiedad Intelectual USFQ, y estoy de acuerdo con su contenido, por lo que los derechos de propiedad intelectual del presente trabajo quedan sujetos a lo dispuesto en esas Políticas.

Asimismo, autorizo a la USFQ para que realice la digitalización y publicación de este trabajo en el repositorio virtual, de conformidad a lo dispuesto en el Art. 144 de la Ley Orgánica de Educación Superior.

Nombres y apellidos: André Nicolás Pérez Rosas

Código: 00128533

Cédula de identidad: 1726496498

Lugar y fecha: Quito, mayo de 2020

ACLARACIÓN PARA PUBLICACIÓN

Nota: El presente trabajo, en su totalidad o cualquiera de sus partes, no debe ser considerado como una publicación, incluso a pesar de estar disponible sin restricciones a través de un repositorio institucional. Esta declaración se alinea con las prácticas y recomendaciones presentadas por el Committee on Publication Ethics COPE descritas por Barbour et al. (2017) Discussion document on best practice for issues around theses publishing, disponible en <http://bit.ly/COPETHeses>.

UNPUBLISHED DOCUMENT

Note: The following capstone project is available through Universidad San Francisco de Quito USFQ institutional repository. Nonetheless, this project – in whole or in part – should not be considered a publication. This statement follows the recommendations presented by the Committee on Publication Ethics COPE described by Barbour et al. (2017) Discussion document on best practice for issues around theses publishing available on <http://bit.ly/COPETHeses>.

RESUMEN

Se realizó un estudio de prefactibilidad para la implementación de una planta de producción de ácido clorhídrico en el Ecuador con el objetivo de suplir la demanda de la industria petrolera. Se definió como unidad de producto principal un volumen de 55 galones de ácido clorhídrico a una concentración del 32% en peso. Para llevar a cabo los balances de masa y energía se definió un caudal de producción de 36 unidades de producto al mes. Se realizó también el dimensionamiento de todos los equipos involucrados en el proceso, y a partir de los resultados obtenidos tanto por el balance de masa como por el dimensionamiento se realizó un análisis económico con el objetivo de determinar si el proyecto es rentable o no. Para el caudal de producción definido se encontró que se tendría un beneficio neto de \$ 64,000.00 dólares al año, y que el tiempo de recuperación de la inversión sería de 10.57 años. Debido a que el tiempo de recuperación de la inversión es superior a 10 años se considera que el proyecto no viable, sin embargo se realizó también una comparación entre cómo incrementa el beneficio neto en función de un incremento del caudal de producción, con lo cual se encontró que el proyecto sería económicamente viable si su caudal de producción estuviese en un rango mínimo de entre 54 y 62 unidades de producción al mes.

Palabras clave: ácido clorhídrico, electrólisis, estudio de prefactibilidad, proceso cloro-álcali, dimensionamiento de equipos, hidróxido de sodio.

ABSTRACT

A pre-feasibility study was carried out for the implementation of a hydrochloric acid production plant in Ecuador with the aim of supplying the demand of the oil industry. A production unit of the main product was defined as a volume of 55 gallons of hydrochloric acid at a concentration of 32 wt%. To carry out the mass and energy balances, a production flow of 36 units of product per month was defined. The sizing of all the machinery involved in the process was also carried out, and based on the results obtained from both the mass balance and the sizing, an economic analysis was carried out in order to determine whether the project is profitable or not. For the defined production flow, it was found that the net profit obtainable would be \$ 64,000.00 per year, and the investment payback time would be 10.57 years. As the payback time of the investment is greater than 10 years, the project is considered not to be viable, however, a comparison was also made between how the net profit increases as a function of an increase in the production flow, with which it was found that the project would be economically viable if its production flow were within a minimum range of between 54 and 62 production units per month.

Key words: hydrochloric acid, electrolysis, pre-feasibility study, chlor-alkali process, machinery sizing, sodium hydroxide

TABLA DE CONTENIDO

1.	Introducción	12
	Antecedentes.	12
	Justificación.....	15
	Objetivos.	17
	Resultados esperados.	17
2.	Bases del Diseño	18
	Fundamentos teóricos.....	18
	Descripción del producto.	19
	Selección del proceso.	20
	Proceso de sal y ácido sulfúrico.....	20
	Proceso de combinación.....	22
	Comparación entre los procesos.	24
	Subproducto del proceso elegido	25
	Descripción de materias primas.	26
	Ubicación	27
	Limitaciones y normas.	28
3.	Diseño del Proceso	29
4.	Diseño de la Planta.....	32
5.	Análisis Económico.....	34

6.	Conclusiones	38
7.	Recomendaciones.....	39
8.	Referencias	40
9.	ANEXOS.....	46
	ANEXO 1	46
	Tablas de propiedades de los diferentes reactivos en el proceso	46
	ANEXO 2.....	48
	Balances de masa del proceso principal.....	48
	Balances de masa para el proceso de pretratamiento de agua.....	55
	ANEXO 3.....	59
	Balances de energía del proceso	59
	ANEXO 4.....	72
	Post tratamiento para las corrientes tras el proceso de electrólisis	72
	ANEXO 5.....	75
	Dimensionamiento de equipos	75
	ANEXO 6.....	105
	Análisis económico	105
	ANEXO 7.....	120
	Justificación.....	120
	ANEXO 8.....	122

Metodología Dimensionamiento Horno.....	122
Metodología cálculo LMTD para los intercambiadores de calor.....	123
ANEXO 9.....	124
Diagrama de flujo del proceso de producción.....	124

ÍNDICE DE TABLAS

Tabla 1 Comparación de los precios de las materias primas para cada proceso y sus precios en el mercado ecuatoriano.	24
Tabla 2 Descripción del diagrama de flujo del proceso de producción, balances de masa y energía.	30
Tabla 3 Unidades de producto obtenidas a partir del proceso descrito	31
Tabla 4 Datos de dimensionamiento hallados para cada equipo del proceso de producción.....	32
Tabla 5 Rango y costo ISBL calculado.....	34
Tabla 6 Resultados obtenidos para los costos de la inversión de capital fijo.	35
Tabla 7 Resultados obtenidos para los costos de la inversión del capital de trabajo ...	35
Tabla 8 Costo de producción anual de la planta	35
Tabla 9 Cálculo de ingresos y tiempo de recuperación de la inversión	36

ÍNDICE DE FIGURAS

Figura 1 - Curva de comportamiento de afluencia de un pozo de petróleo (Posadas, 2014)	13
Figura 2 - Diamante NFPA para el ácido clorhídrico. (Poolweb, s/f)	19
Figura 3 – Presentación comercial del producto. (Lab Alley, s/f)	20
Figura 4 – Diagrama de bloque del proceso de sales y ácido sulfúrico.	21
Figura 5 – Diagrama de bloque del método de combinación.....	24
Figura 6 – Diagrama de bloque del proceso de tratamiento de agua con caldero.....	25
Figura 7 – Presentación comercial del hidróxido de sodio como subproducto del proceso. (Grainger, 2020)	26
Figura 8 – Diagrama de flujo del proceso de producción.	29
Figura 9 - Relación entre el incremento de la producción con el beneficio neto y los años de recuperación de la inversión.	36

1. Introducción

Antecedentes.

El petróleo ha sido históricamente uno de los compuestos más importantes para la humanidad. Desde la antigüedad, civilizaciones como los babilonios y los egipcios lo utilizaban respectivamente para impermeabilizar barcos, o como preservante de cadáveres en el proceso de momificación (BBC NEWS, 2015). Sin embargo, a partir del siglo XIX se lo empezó a utilizar como materia prima en la elaboración de queroseno, un líquido combustible que resultaba limpio y barato para su uso en el hogar. Fue tal el impacto de este producto, que unos años más tarde en 1859 se creó el primer pozo comercial de extracción de petróleo en Estados Unidos (ILCE, s.f.) La invención del automóvil por Karl Benz en 1855 incrementó aún más la demanda del petróleo debido a que éste funcionaba a base de gasolina, el cual era un subproducto barato obtenido a partir de la producción del queroseno (BBC NEWS, 2015). Desde entonces, se han desarrollado nuevas y mejores maneras de extraer el petróleo y refinarlo para obtener más subproductos que son fundamentales para la vida cotidiana, entre los cuales se encuentran jabones, plásticos, lubricantes, pinturas, detergentes, etc.

Para llevar a cabo un proceso de extracción de petróleo es necesario realizar previamente un gran número de estudios geológicos entre los cuales se determina la existencia de pozos en una zona, la profundidad a la que se encuentran los mismos, la forma que tienen, entre otros. Uno de dichos estudios es determinar la curva de comportamiento de un pozo, proceso que permite predecir cuál va a ser el rendimiento de un pozo de petróleo al determinar cómo variará la presión del fondo del pozo en función de la producción en barriles por día, tal como el ejemplo presentado en la Figura 1.

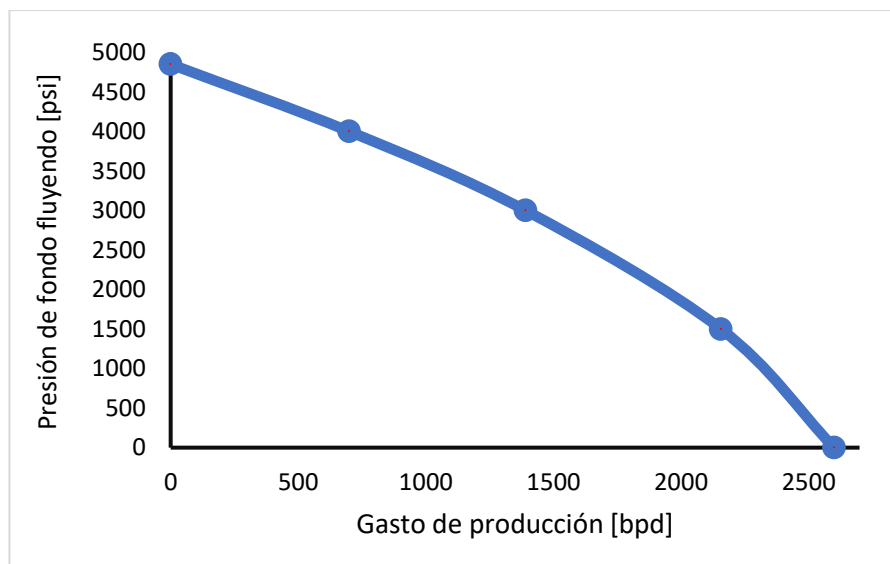


Figura 1 - Curva de comportamiento de afluencia de un pozo de petróleo (Posadas, 2014)

Sin embargo, existen ocasiones en las que el comportamiento de los pozos de petróleo se desvía de lo previsto en su curva de comportamiento de afluencia. De acuerdo con David Guanga (*Comunicación personal, 5 de febrero de 2020*) jefe de laboratorio de una empresa de servicios petrolíferos, si el rendimiento real de un pozo se encuentra un 50% debajo de su curva de afluencia, entonces se justifica la realización de un proceso de estimulación de pozos de petróleo.

Las estimulaciones de pozos de petróleo son procesos en los cuales, mediante tratamientos químicos, se incrementa la productividad de un pozo de petróleo. Existen dos principales razones por las que se requiera y justifique un proceso de estimulación: el decaimiento del rendimiento del pozo debido a una obstrucción matricial, o debido a la obstrucción de la tubería. Las obstrucciones matriciales suceden cuando existe un daño en la formación rocosa del pozo; se forman tapones en los poros de las rocas, o se generan carbonatos que impiden el paso del crudo. A su vez, las obstrucciones en la tubería se generan cuando se forman carbonatos que taponan la tubería de extracción. Para llevar a cabo estimulaciones es

necesario inyectar fluido de tratamiento compuesto principalmente por un ácido, solvente y tratamientos químicos que mejoren la permeabilidad de la formación rocosa, o se encarguen de disolver los carbonatos y suciedad dentro de la tubería (Schlumberger Oilfield, s/f). Una estimulación bien hecha es capaz de duplicar la productividad inicial del pozo por un período de entre 6 meses y un año, tras lo cual éste regresará a su producción estable siguiendo la curva de comportamiento de afluencia. Sin embargo, para justificar una estimulación es necesario llevar a cabo una gran cantidad de estudios sobre el caso a detalle, debido a que son procesos muy costosos que varían entre \$ 100,000.00 y \$ 300,000.00 por cada proceso (Guanga, 2020).

El ácido más utilizado en los procesos de estimulación, tanto matriciales como por tuberías, es el ácido clorhídrico (*HCl*). Se utiliza este ácido debido a sus propiedades en el decapado de metal y disolución de carbonatos. Se profundiza más sobre las propiedades del ácido clorhídrico en el capítulo 2, sección “Descripción del producto.”. La concentración a la que se utiliza el ácido clorhídrico en procesos de estimulación es de 32% en masa, y la cantidad necesaria para llevar a cabo uno de estos procesos varía mucho en función del caso específico, pero de manera general se suele utilizar un promedio de 500 galones por operación. Cabe recalcar que han existido casos excepcionales en los que se ha llegado a usar hasta 2,000 galones por operación (Guanga, 2020).

Justificación.

La principal justificación para este proyecto es el hecho de que actualmente en el Ecuador no existe una producción nacional de ácido clorhídrico. Esto significa que el 100% del ácido que se requiere se importa de diversos países. De acuerdo con los reportes mensuales de la aduana del Ecuador, solamente en los meses de diciembre 2019, enero 2020 y febrero 2020 se han importado al país 1,293,692 kg de ácido clorhídrico bruto al país, véase Tabla A- 88 (Aduana del Ecuador, 2020). Cuando se importan productos mediante contenedores, es necesario tomar en cuenta varios factores tales como aranceles, tiempo de espera y alza de precios de venta. De acuerdo con el boletín de aranceles finales de la aduana del Ecuador, el impuesto de entrada al país es un 5% del precio final del producto (Aduana del Ecuador, 2013). Es importante también tomar en cuenta el tiempo de llegada al país, ya que dependiendo del destino de origen y la disponibilidad éste puede fluctuar desde semanas hasta meses. El tiempo de nacionalización de los productos es otro factor para tomar en cuenta ya que desde la llegada del transporte hasta la salida de las mercaderías del depósito se tiene que esperar en promedio 3.98 días (El Universo, 2019). Por todo esto, tener una planta de producción de ácido clorhídrico en el Ecuador supondría un beneficio para las empresas que lo importan, debido a que no tendrían que pagar aranceles, ni esperar a que la mercancía llegue vía marítima y se nacionalice posterior a eso. Como resultado de todo esto, el precio de venta del ácido se reduciría por lo menos en un rango entre el 15 y 20% gracias a la producción local del mismo.

Con respecto a la rentabilidad económica del producto, tal y como se detalla en la sección “Descripción del producto.”, una unidad de producto representa un volumen de 55 galones de ácido clorhídrico al 32%. Actualmente, proveedores de ácido clorhídrico importado comercializan una unidad de producto del mismo volumen y la misma concentración en \$300. El precio de venta del producto obtenido a partir del presente proceso de producción se define como \$250, lo cual corresponde a un ahorro del 17% para las industrias que compran el ácido

clorhídrico. En la Tabla A- 89 se encuentra que el precio de producción de una unidad de producto teniendo en cuenta solamente el costo de materias primas obtenidas de proveedores locales es de \$16.48 y realizando una comparación con el precio de venta estimado de \$250 por unidad de producto se encuentra que bajo estas condiciones, el porcentaje de ganancia que se tiene es del 1517%. Cabe recalcar que en la sección de Análisis Económico se estudiará más específicamente las demás consideraciones económicas referentes al presente proceso.

Objetivos.

A partir de lo establecido en la sección Antecedentes. se define como objetivo general del proyecto el realizar un estudio de prefactibilidad para la implementación de una planta de ácido clorhídrico en el Ecuador que supla con la demanda de los procesos de estimulación de los pozos de petróleo nacionales. Para poder llevar a cabo este objetivo general se plantean diferentes objetivos específicos que serán desarrollados en los capítulos 3, 4 y 5. Los objetivos específicos son:

- a. Diseñar el proceso de producción.
- b. Diseño de la planta de producción.
- c. Realizar una estimación de costos y beneficios de la planta.

Resultados esperados.

El principal fin de este proyecto es lograr diseñar un proceso de producción que permita sintetizar ácido clorhídrico al 32%, con el objetivo de suplir la demanda de esta materia prima que tiene la industria petroquímica, y de esta manera lograr la reducción del precio del ácido clorhídrico en el mercado ecuatoriano eliminando la necesidad de que este sea importado de otros países. De igual manera, el implementar la planta de producción en el país supondría un impulso para la economía, y el crecimiento de la planta de producción generaría nuevos empleos para las personas de la ciudad Puerto Francisco de Orellana. Se espera también que el proceso de producción pueda crecer a tal punto en el que se empiece a exportar el producto a otros países y de esa manera el Ecuador pase de ser un país que importa el 100% de este producto, a un país que es capaz de abastecerse por sí mismo de esta materia prima e incluso venderla a otros que la necesiten.

2. Bases del Diseño

Fundamentos teóricos.

El ácido clorhídrico se utiliza en la industria petroquímica principalmente para procesos de estimulación de pozos petrolíferos. Las estimulaciones se llevan a cabo cuando los pozos de petróleo disminuyen su caudal de producción de manera abrupta y no contemplada por las curvas de producción de pozos petrolíferos que se crean antes inclusive de iniciar la explotación. Generalmente se considera que si la producción del pozo bajó a menos del 50% de su producción estimada para ese punto en el tiempo se justifica una estimulación. Es necesario realizar un estudio extenso para decidir hacer una estimulación o no, ya que es un proceso costoso que cuesta entre \$100 y \$300 mil dólares por estimulación. Existen dos tipos de estimulación: las estimulaciones matriciales y las estimulaciones a la tubería. En ambos casos, se utiliza al ácido clorhídrico para disolver impurezas y sales minerales que se pueden encontrar tanto en la formación rocosa como en la tubería como tal. El proceso para llevar a cabo una estimulación consiste en primero realizar una limpieza con HCl, después preparar un fluido de proceso en el que el HCl es un reactivo importante, se deja que actúe en la formación o en la tubería por varias horas y posteriormente se lo bombea para sacarlo, se lo neutraliza y se lo dispone (Schlumberger,2020). Un proceso de estimulación efectuado correctamente puede duplicar el caudal de producción de un pozo petrolífero por un período de tiempo entre 6 meses a 1 año, y tras esto el pozo vuelve a seguir su curva de producción normal.

Descripción del producto.

El ácido clorhídrico (HCl) es un ácido inorgánico fuerte compuesto por un átomo de cloro y otro de hidrógeno. Dependiendo de su concentración, su apariencia física es la de un líquido transparente o ligeramente amarillento. Posee un pH inferior a 1, lo cual es considerado sumamente ácido. Es capaz de disolver metales, sales minerales y tejido orgánico, lo que lo vuelve un agente irritante potente y un químico peligroso (National Center for Biotechnology Information, 2020). Según el diamante de seguridad NFPA presentado en la Figura 2, el ácido clorhídrico representa un nivel de riesgo 3 a la salud, que significa que se trata de una sustancia de peligro extremo; un nivel de riesgo reactivo 1, que significa que es inestable si se calienta; y una precaución especial de que la sustancia es corrosiva (Safetysign.com, s/f).



Figura 2 - Diamante NFPA para el ácido clorhídrico. (Poolweb, s/f)

El ácido clorhídrico que se producirá a partir del proceso detallado en el presente documento constará con una concentración del 32%, y será almacenado y transportado en tanques de almacenamiento plástico reforzados con fibra de vidrio mezclada con resina, con capacidad de 55 galones por unidad. La presentación comercial de una unidad de producto será similar a la que se puede observar en la Figura 3.



Figura 3 – Presentación comercial del producto. (Lab Alley, s/f)

Selección del proceso.

Existen dos principales métodos para la obtención industrial del ácido clorhídrico. El proceso de sal y ácido sulfúrico, y el proceso de combinación.

Proceso de sal y ácido sulfúrico.

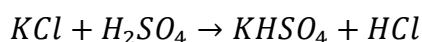
El proceso de sal y ácido sulfúrico tiene como materias primas a los siguientes compuestos:

- Cloruro de potasio (KCl).
- Ácido Sulfúrico (H_2SO_4).

- Agua desmineralizada.

La producción de ácido clorhídrico se basa en la reacción presentada en la Ecuación 1.

Ecuación 1



Mediante este proceso se puede obtener ácido clorhídrico y sulfato de potasio simultáneamente. El proceso inicia con la molienda del cloruro de potasio sólido, posteriormente se lleva a cabo un calentamiento en un horno a 500 °C en donde entra también una corriente de ácido sulfúrico. En el horno se genera cloruro de hidrógeno gaseoso que pasa por una columna de absorción de película donde se diluye a ácido clorhídrico acuoso a la concentración deseada de 32%. En cuanto al proceso de producción del sulfato de potasio, el sulfato de potasio remanente del calentamiento en el horno pasa por un proceso de trituración, y tamización tras lo cual se obtiene el producto en estado sólido. El sulfato de potasio es un producto secundario que se puede comercializar ya que se utiliza principalmente como fertilizante para la agroindustria (López, 2011). El diagrama de bloque del método de sales y ácido sulfúrico se presenta en la Figura 4.

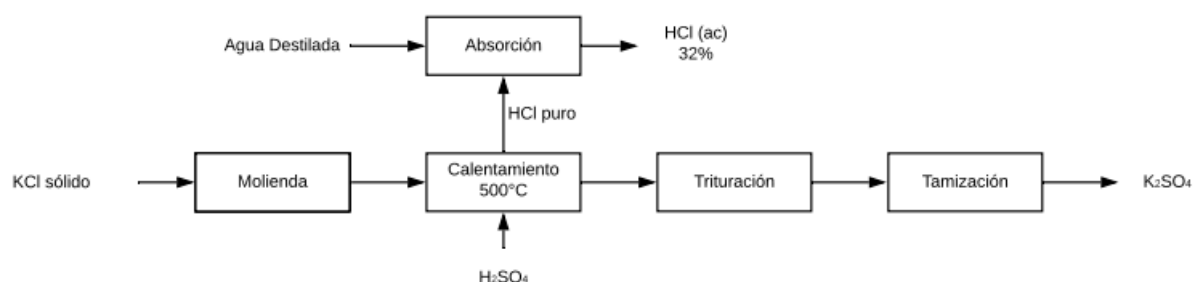


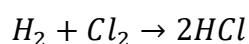
Figura 4 – Diagrama de bloque del proceso de sales y ácido sulfúrico.

Proceso de combinación.

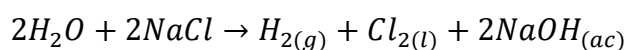
El proceso de combinación tiene como materias primas a los siguientes compuestos:

- Cloruro de sodio (NaCl).
- Agua desmineralizada.
- Corriente eléctrica.

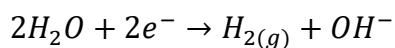
La producción de ácido clorhídrico se basa en la reacción presentada en la

Ecuación 2

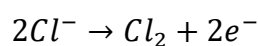
Sin embargo, es importante destacar que este proceso cuenta con una operación de electrólisis para obtener los reactivos requeridos para llevar a cabo la Ecuación 2, por lo tanto la reacción total principal en la celda electrolítica se presenta en la Ecuación 3 (Budiarto, Esche, Repke, & Leksono, 2017).

Ecuación 3

Donde la semi reacción del cátodo de la celda se presenta en la Ecuación 4

Ecuación 4

Y la semi reacción del ánodo de la celda se presenta en la Ecuación 5

Ecuación 5

Mediante este proceso se puede obtener ácido clorhídrico e hidróxido de sodio simultáneamente. El proceso inicia preparando una solución acuosa saturada de cloruro de

sodio de alta pureza (97,5%) en un mezclador con una chaqueta de calentamiento que homogeniza y lleva a la corriente de salida a una temperatura de 90°C. La corriente saturada de cloruro de sodio pasa a continuación a una celda electrolítica de membrana, donde se lleva a cabo la Ecuación 3. Existen 4 corrientes de salida de la celda electrolítica: una corriente de cloro gaseoso, una corriente de hidrógeno gaseoso, una corriente de hidróxido de sodio y una corriente de cloruro de sodio sin reaccionar. Las corrientes de cloro e hidrógeno gaseoso pasan por un post tratamiento, que se encuentra fuera del alcance del presente proyecto, donde se lleva a cabo un proceso de enfriamiento, secado y remoción de oxígeno residual. Ambas corrientes son alimentadas a un horno quemador de ácido, en donde se lleva a cabo la reacción descrita por la Ecuación 2 y se produce cloruro de hidrógeno gaseoso. El HCl producido pasa por un proceso de enfriamiento en el cual se lo lleva hasta una temperatura de 10°C, y posteriormente pasa por un proceso de absorción en una columna de absorción de película, mediante el cual es diluido en agua desmineralizada a su concentración comercial de 32% en peso (OxyChem, 2012). La corriente de hidróxido de sodio obtenida a la salida de la celda electrolítica pasa también por un proceso de post tratamiento, que de igual manera se encuentra fuera del alcance del presente proyecto, en el que se eleva su concentración desde 32-35% a 50%, mediante operaciones de evaporación (Thomas O'Brien, Tilak V. Bommaraju, 2005). El hidróxido de sodio obtenido se puede comercializar para usos como limpiador industrial, agente neutralizante, materia prima para la manufactura de jabón, o blanqueamiento de pulpa (Noreste & Hermosillo, 2016). Finalmente, la corriente de cloruro de sodio sin reaccionar se recircula a la alimentación. El diagrama de bloque del método de combinación se presenta en la Figura 5

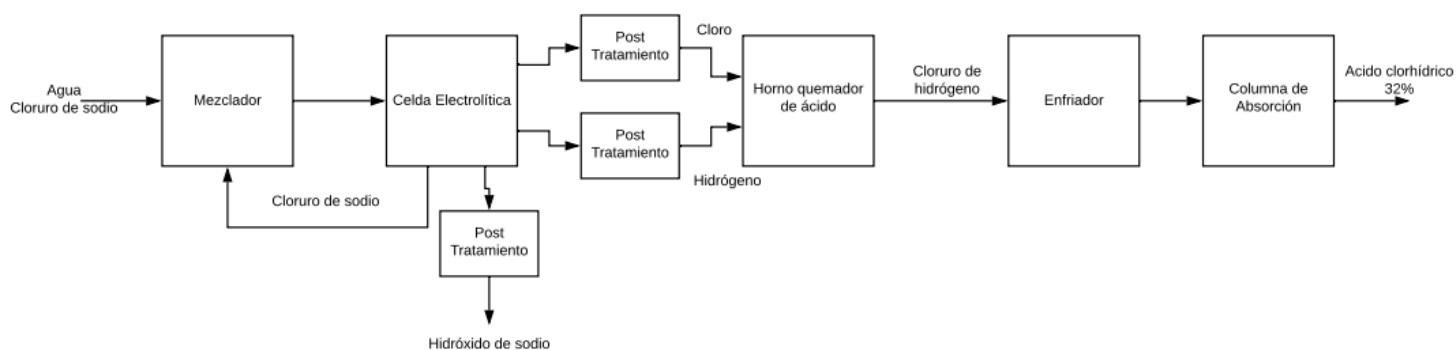


Figura 5 – Diagrama de bloque del método de combinación.

Comparación entre los procesos.

Tanto el proceso de sales y ácido sulfúrico como el proceso de combinación tienen como producto final al ácido clorhídrico en la concentración deseada de 32% en peso. La selección de proceso se llevará a cabo en función de aquel que presente un mayor margen bruto en relación con el costo de materias primas requeridas para elaborar una unidad de producto. El costo de materias primas que se utilizarán para cada proceso se detalla en la Tabla 1.

Tabla 1 Comparación de los precios de las materias primas para cada proceso y sus precios en el mercado ecuatoriano.

Métodos	Materias Primas	Precio
Combinación	NaCl 99.7%	\$ 260 /ton
	Agua	\$ 1.6 /m ³
	Agua destilada*	\$ 3.50 /gal
	Energía Eléctrica	\$ 4.79 + \$ 0.085/kWh
Ácido sulfúrico y sal	Cloruro de potasio	\$ 370 /ton
	Ácido sulfúrico	\$ 60 /gal
	Agua destilada*	\$ 3,50 /gal

*No existe un distribuidor específico de agua desmineralizada a escala industrial, por lo cual se realizaron las cotizaciones en base a agua destilada.

Como se puede observar en la Tabla 1, debido a la gran diferencia de precios entre el cloruro de sodio y el cloruro de potasio, así como entre el ácido sulfúrico y el agua, se determina que el proceso de combinación proveerá un mayor margen bruto de ingresos. Un factor

limitante para ambos procesos es el precio del agua destilada, por lo cual se optará por purificar y desmineralizar agua industrial que resulta mucho más económica mediante un proceso de tratamiento de agua con un caldero y condensador como se muestra en la Figura 6.

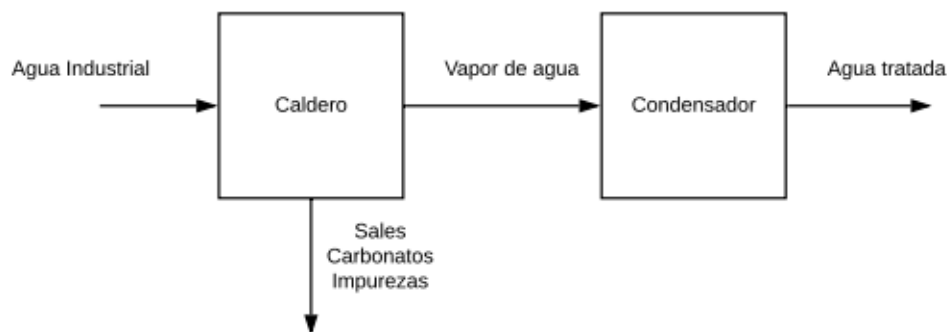


Figura 6 – Diagrama de bloque del proceso de tratamiento de agua con caldero

Subproducto del proceso elegido

Como se detalló previamente, el proceso de combinación tiene hidróxido de sodio como subproducto. El hidróxido de sodio (NaOH), también conocido como soda cáustica, es una base inorgánica fuerte compuesta por un átomo de sodio y un grupo hidroxilo. Físicamente es un sólido de color blanco, apariencia cristalina e inodoro que posee propiedades higroscópicas. Si es disuelto en agua, libera grandes cantidades de calor, suficientes para incendiar materiales combustibles. Es un agente muy corrosivo y suele utilizarse principalmente en su forma sólida, o en solución a una concentración del 50% en peso. Sus principales usos son como base química en las industrias de jabón, papel, explosivos y productos derivados del petróleo (U.S. National Library of Chemistry, 2020).

La presentación comercial del hidróxido de sodio como subproducto serán recipientes plásticos de 20L de capacidad que contengan una solución de hidróxido de sodio con una concentración de 50% en peso.



Figura 7 – Presentación comercial del hidróxido de sodio como subproducto del proceso (Grainger, 2020).

Descripción de materias primas.

Cloruro de sodio (NaCl).

El cloruro de sodio es una sal inorgánica que se obtiene por medio de la precipitación de agua de mar, fuentes de agua saladas y mina de halita. Es un compuesto iónico que se utiliza principalmente como conservador y saborizante de alimentos. Posee una apariencia incolora, una densidad de $2,16\text{g/cm}^3$ y un punto de ebullición de $801\text{ }^\circ\text{C}$ (Jumsal S.A., 2000). El proveedor local de sal industrial para este proyecto será Emprosal, una empresa ecuatoriana dedicada a la comercialización de sal industrial que cuenta con sal en grano con una pureza de 97.5% y sal en polvo con una pureza del 99.7% (Emprosal, 2020).

El cloruro de sodio se utiliza como reactivo en la primera parte del proceso, al preparar la solución de cloruro de sodio saturada que se alimentará a la celda electrolítica.

Agua desmineralizada

El agua desmineralizada es el agua que ha pasado por un proceso de evaporación y condensación en un recipiente diferente, de forma que las impurezas presentes en la muestra original se mantienen en el primer contenedor. En el Ecuador, la empresa Relubquim se encarga

de comercializar este tipo de agua a escala industrial (Laboratorios Químicos Arvi S.A., s/f). Se utiliza agua desmineralizada tanto en la etapa inicial del proceso, al formar la solución saturada de NaCl, y en la parte final del proceso, al momento de llevar a cabo la absorción del HCl.

Corriente eléctrica

La corriente eléctrica se define como un flujo ordenado de electrones a través de un material conductor cuando se tiene un circuito eléctrico. Se considera una materia prima para el proceso debido a que la celda electroquímica necesita brindar voltaje para que la electrólisis se lleve a cabo (Edu Xunta, s/f). Por lo tanto, se utiliza corriente eléctrica como materia prima al inicio del proceso, en el paso de la electrólisis. El proveedor de corriente eléctrica sería CELEC, la empresa eléctrica de Orellana.

Ubicación

La ubicación en la que se define que se llevará a cabo la construcción de la planta de producción es en Ecuador, en la ciudad Puerto Francisco de Orellana, ubicada en la provincia de Orellana. Actualmente las empresas más grandes de servicios petroquímicos tales como Petroamazonas, Schlumberger, Halliburton, entre otras, cuentan con sus bases de operaciones en esta ciudad. Esto es debido a que existe una gran cantidad de pozos petrolíferos descubiertos, explotados, e identificados en los alrededores de la ciudad. La ciudad Puerto Francisco de Orellana es la capital de la provincia de Orellana, ubicada en la Amazonía del Ecuador. Cubre un territorio de 146.26 km² y cuenta con una elevación de 300 metros sobre el nivel del mar. La ciudad cuenta con carreteras en buen estado hacia las ciudades circundantes y los numerosos yacimientos de petróleo que existen en la zona. Tiene una población de aproximadamente 100 mil habitantes (Alcaldía Francisco de Orellana, s.f.). Cuenta con un clima tropical con lluvia abundante

inclusive en el mes más seco del año. La temperatura media anual en la provincia es de 24 °C y cuenta con una media de precipitación anual de 3319 milímetros de agua (Climate-Data.Org, 2020).

Limitaciones y normas.

La primera limitación que existe para llevar este proceso a cabo es una limitación gubernamental. El ácido clorhídrico es un químico controlado en el Ecuador ya que también es una materia prima para la elaboración de drogas ilegales como por ejemplo la cocaína, y debido a esto, es controlado. Por lo tanto, para poder obtener un permiso de producción y venta es necesario llenar y aprobar 12 formularios del ministerio del interior. Desde el FO-DSC-UE-001 hasta el -0011, y el -0039. Estos formularios se pueden encontrar en el sitio web del ministerio de gobierno y permiten la importación y exportación, comercialización y distribución, almacenamiento, producción, transporte, prestación de servicios industriales, reciclaje, reutilización, uso y gestores ambientales. Posterior a esto, otorgan la calificación para poder operar (Ministerio de gobierno, 2020).

Es necesario también tomar en cuenta las normas del instituto ecuatoriano de normalización (INEN) que rigen en el país. Las normas específicas que se debe cumplir son la norma INEN 2266 para transporte, almacenamiento y manejo de productos peligrosos, la norma INEN 2288 para etiquetado de productos químicos peligrosos y la norma INEN 1455 para reactivos de ácido clorhídrico como reactivo para análisis (INEN, 2013).

3. Diseño del Proceso

Para llevar a cabo el diseño del proceso, en primer lugar se definirá un caudal de producción. De acuerdo con David Guanga (2020), las compañías de servicios petroleros compran en promedio 400 galones de ácido clorhídrico al mes. Se toma en cuenta una producción que cubra la demanda de las 5 empresas principales de servicios petrolíferos en el Ecuador, lo que equivale a una producción mensual de 36 unidades de producto. La Figura 8 presenta una versión pequeña del diagrama de flujo del proceso de producción que puede ser encontrado en su tamaño óptimo en la Figura A- 21. Las leyendas del diagrama, así como los balances de masa y de energía del proceso se presentan a su vez en la Tabla 2.

La cantidad de unidades de producción que se obtiene a partir del proceso con los parámetros calculados se presentan en la Tabla 3. Los cálculos detallados tanto para la obtención de los balances de masa como los balances de energía se presentan en el ANEXO 2 y ANEXO 3 respectivamente. Los procesos de post tratamiento tras la electrólisis se encuentran fuera del alcance del presente documento, sin embargo son descritos en el ANEXO 4.

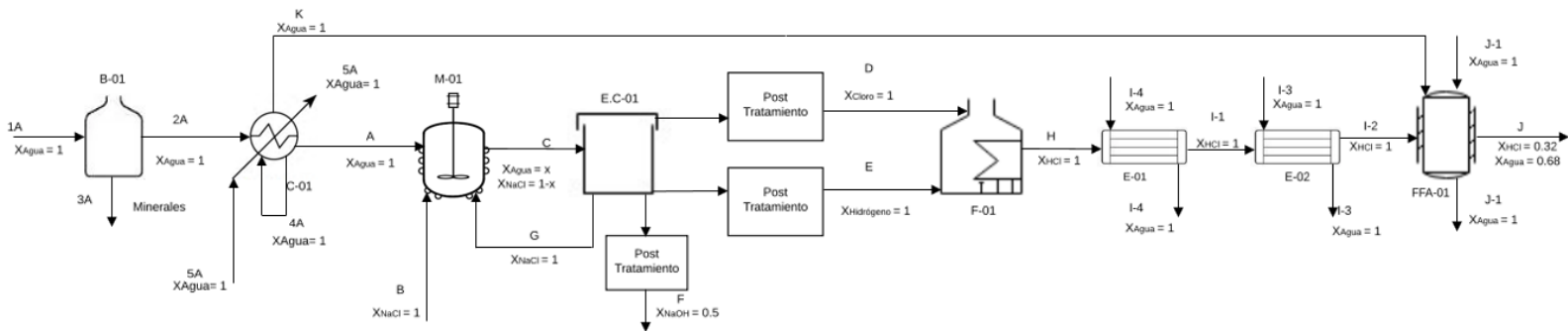


Figura 8 – Diagrama de flujo del proceso de producción.

Tabla 2 Descripción del diagrama de flujo del proceso de producción, balances de masa y energía.

Pretratamiento de agua						
Equipos				Corrientes		
Código	Equipo	Balance Energía	Unidades	Código	Corriente	Caudal [L/h]
B-01	Caldero 1	78.57	kW/h	1A	Alimentación de agua	181.16
				2A	Vapor de agua	181.02
				3A	Residuos minerales	0.14
C-01	Condensador 1	205.15	W/m ² K	4A	Recirculación de vapor no condensado	23.17
				5A	Agua de enfriamiento	357.99
Proceso Principal						
Equipos		Balance Energía	Unidades	Corrientes		Caudal [L/h]
M-01	Mezclador	1	Hp	A	Agua desmineralizada para mezcla	55.56
				B	Alimentación NaCl	9.78
				C	Solución saturada de NaCl acuoso	65.36
E.C-01	Celda de electrólisis	31.96	kW/h	D	Cloro gaseoso	5309.98
				E	Hidrógeno gaseoso	5340.33
				F	NaOH líquido (subproducto)	6.69
				G	Recirculación de solución saturada NaCl	0.02
F-01	Horno quemador de ácido	17.90	kW/h	H	Cloruro de hidrógeno gaseoso	12922.80
E-01	Enfriador 1	42.30	W/m ² K	I-1	Cloruro de hidrógeno gaseoso	12922.80
				I-4	Agua de enfriamiento	51.40
E-02	Enfriador 2	37.47	W/m ² K	I-2	Cloruro de hidrógeno gaseoso	12922.80
				I-3	Agua de enfriamiento	51.40
FFA-01	Columna de absorción de película	998.21	W/m ² K	K	Agua desmineralizada para absorción	73.42
				J-1	Agua de enfriamiento	1949.64
				J	Ácido clorhídrico al 32%	103.02

Para cumplir con el número de unidades de producción de ácido clorhídrico mensuales se estableció una base de tiempo sobre la cual se llevaron a cabo los balances de masa. Se definió que el proceso de producción se realizaría de forma continua durante 6 horas al día, 3 días a la semana. Exceptuando el proceso de pretratamiento de agua, y el proceso de mezcla

que se llevarían a cabo como procesos Batch, una vez al día con la cantidad de reactivos necesaria para las 6 horas de producción de los procesos continuos. Se eligió esta base de tiempo debido a que a mayores caudales de producción, la densidad de corriente eléctrica requerida para alimentar la celda electrolítica crece en gran medida a la par. Se realizó varias iteraciones para encontrar una distribución del tiempo de producción que requiera una densidad de corriente aceptable, utilizando el proceso descrito en la sección Balance de masa alrededor de la celda electrolítica. De esa forma se llegó al valor que se presenta actualmente. A partir de los balances de masa presentados, se calcula en la Tabla 3, las unidades de producto por hora, día y mes que se obtienen a partir del proceso.

Tabla 3 Unidades de producto obtenidas a partir del proceso descrito

Categoría	Valor
Unidades de producción por hora	0.5
Unidades de producción por día	3
Unidades de producción por mes	36

A partir de los balances de masa calculados se demuestra que se logrará cumplir con el requerimiento de unidades de producto mensuales definido. De igual manera, tomando en consideración los balances de masa y balances de energía realizados, en la siguiente sección, Diseño de la Planta, se procede a dimensionar cada equipo para hallar las capacidades necesarias para llevar a cabo el proceso de producción de ácido clorhídrico.

4. Diseño de la Planta

En base a los balances de masa y energía calculados en la sección Diseño del Proceso, se procederá a dimensionar cada equipo requerido por el proceso de producción. Debido a la diversidad de equipos que se requiere, la metodología para dimensionarlos es específica para cada uno. Los cálculos detallados del dimensionamiento junto con los procedimientos mediante los cuales se llevó a cabo cada uno de éstos se pueden encontrar en el ANEXO 5. Se presenta en la Tabla 4 los datos más relevantes hallados en el dimensionamiento para cada equipo del proceso de producción.

Tabla 4 Datos de dimensionamiento hallados para cada equipo del proceso de producción

Pretratamiento de agua			
Equipo	Datos Dimensionamiento	Valor	Unidades
Caldero 1	Flujo de vapor requerido	180.07	Kg/h
	Material	Acero inoxidable 304	-
	Combustible	Diesel	-
Condensador 1	Área de transferencia de calor	225.57	cm ²
	# tubos	22	tubos
	Diámetro de tubos	7.62	cm
	Diámetro de carcasa	118.05	cm
	Material tubos	Cobre	-
	Material carcasa	Acero inoxidable 304	-
Proceso Principal			
Equipos	Datos Dimensionamiento	Valor	Unidades
Mezclador	Volumen	0.47	m ³
	Material	Acero inoxidable 304	-
	Diámetro total	0.39	m
	Diámetro de aspa	0.13	m
Celda de electrólisis	Densidad de corriente	9.55	kA/h
	Volumen	0.08	m ³
	Tiempo de residencia	1.00	h
	Material	Acero inoxidable 304	-
Horno quemador de ácido	Volumen	3.64	L
	Tiempo de residencia	1	s
	Material	Acero al carbón P05	-

Enfriador 1	Área de transferencia de calor	47.29	cm ²
	# tubos	12	tubos
	Diámetro de tubos	2.54	cm
	Diámetro de carcasa	74.70	cm
	Material tubos	Carburo silícico	-
	Material carcasa	Acero inoxidable 304	-
Enfriador 2	Área de transferencia de calor	50.26	cm ²
	# tubos	9	tubos
	Diámetro de tubos	3.81	cm
	Diámetro de carcasa	79.36	cm
	Material tubos	Cobre	-
	Material carcasa	Acero inoxidable 304	-
Columna de absorción de película	Área de transferencia de calor	1.02	m ²
	# tubos	2	tubos
	Diámetro de tubos	2.5	cm
	Diámetro de carcasa	8.00	cm
	Material tubos	Grafito	-
	Material carcasa	Acero inoxidable 304	-

Como se puede observar en la Tabla 4, la capacidad y dimensiones de los equipos es bastante pequeña con relación a lo que se esperaría de una planta de producción industrial. Esto se da como resultado al caudal de producción elegido, que resulta ser muy pequeño en comparación al de una planta industrial convencional. Se debe tomar en cuenta también el flujo determinado de producción descrito y presentado en la sección Diseño del Proceso, ya que una producción de 0.5 unidades de producto en 6 horas reduce el flujo de cada corriente, y en consecuencia las capacidades de cada equipo también se ven reducidas.

A partir de los resultados obtenidos en el balance de masa y energía presentados en la Tabla 2, así como el dimensionamiento de los equipos presentado en la Tabla 4, es posible determinar qué inversión requerirá llevar a cabo el proyecto, y su rentabilidad. Obteniendo así la información que se presenta en la sección Análisis Económico.

5. Análisis Económico

En esta sección se realiza un análisis económico para determinar la magnitud de la inversión que se requerirá para poner este proyecto en marcha, el beneficio neto anual que se obtendrá y el tiempo que tardará el proyecto en recuperar la inversión inicial. Para llevar a cabo esta estimación, se calcula en primer lugar el costo de los equipos por los métodos de los factores de Lang, Hand y el método factorial detallado para encontrar así el costo ISBL de la planta. Los cálculos y procedimiento de estas operaciones se detallan en el

ANEXO 6. Cabe recalcar que debido a las bajas dimensiones calculadas para los equipos del proceso, la certeza de las fórmulas utilizadas para calcular su costo disminuye y por lo tanto los valores presentados como resultados son solamente aproximaciones del costo real. Además, dado que estos métodos tienen un rango de error implícito del $\pm 30\%$ en condiciones normales (Sinnott,2008). Se define un rango en el que se puede encontrar el costo ISBL, y se realizan los cálculos con el promedio entre el límite superior e inferior del mismo. El rango y el costo ISBL calculado se presentan en la Tabla 5.

Tabla 5 Rango y costo ISBL calculado

Categoría	Costo [\$]
Límite superior ISBL	569,996.18
Promedio ISBL	335,291.87
Límite inferior ISBL	234,704.31

Una vez obtenido el costo ISBL, se procede a calcular los demás costos referentes a la inversión del capital fijo a partir de éste. El procedimiento y los cálculos para encontrarlos se detallan en la sección Cálculo de la inversión de capital fijo. Los resultados detallados de esta categoría de costos se presentan en la Tabla 6. Ya calculados los costos del capital fijo, se procede a calcular los costos del capital de trabajo, cuyo desarrollo detallado se encuentra en la sección Cálculo de la inversión del capital de trabajo, y cuyos resultados se presentan en la Tabla 7.

Tabla 6 Resultados obtenidos para los costos de la inversión de capital fijo.

Costo	Valor	Unidad
Costo ISBL	335,291.87	\$ /año
Costo OSBL	134,116.75	\$ /año
Costo Ingeniería	140,822.59	\$ /año
Gastos por imprevistos	46,940.86	\$ /año
Total	657,172.06	\$ /año

Tabla 7 Resultados obtenidos para los costos de la inversión del capital de trabajo

Costo	Valor	Unidad
Valor materias primas	301.36	\$ /año
Valor de productos	3,093.68	\$ /año
Efectivo en caja	1,546.84	\$ /año
Cuentas por cobrar	6,702.97	\$ /año
Créditos cuentas pendientes	597.93	\$ /año
Inventario de repuestos	9,388.17	\$ /año
Total	21,630.96	\$ /año

Se procede a calcular los costos de producción, a partir de los costos de producción fijos y variables, cuyo procedimiento se detalla en la sección Costos de producción fijos y Costos de producción variables respectivamente, y cuyos resultados se presentan en la Tabla 8.

Tabla 8 Costo de producción anual de la planta

Categoría	Valor	Unidades
Costo de producción fijo	67,975.67	\$ /año
Costos de producción variables	12,460.00	\$ /año
Costos de Producción	80,435.67	\$ /año

El siguiente paso es calcular los ingresos que generará la planta de producción anualmente. Para esto se calcula el margen de producto bruto, los costos efectivos de producción, el beneficio neto, beneficio bruto, y tiempo de recuperación del capital mediante el procedimiento detallado en la sección Cálculo de ingresos. Los resultados obtenidos se presentan en la Tabla 9.

Tabla 9 Cálculo de ingresos y tiempo de recuperación de la inversión

Categoría	Valor	Unidades
Ingreso venta productos	164,815.40	\$/año
Costo materias primas	7,175.20	\$/año
Margen producción bruto	157,640.21	\$/año
Costos efectivo producción	80,435.67	\$/año
Beneficio bruto	84,379.73	\$/año
Beneficio neto	64,601.88	\$/año
Tiempo recuperación de la inversión	10.51	años

Tal como se puede apreciar en la Tabla 9, el proyecto cuenta con un tiempo de recuperación de 10.51 años. Este tiempo de recuperación es demasiado alto para que el proyecto se considere viable debido a que tras 10 años de operación la planta habrá sufrido un desgaste que implicará costos más elevados por mantenimiento y reposición de equipos, etc. Por lo cual se calcula cómo variaría el beneficio bruto y el tiempo de recuperación de la inversión del proyecto si se incrementase el caudal de producción. Los resultados de este estudio se llevan a cabo en la sección “Relación entre incremento de producción, beneficio neto y tiempo de recuperación”, y los resultados obtenidos a partir de la Tabla A- 87, se presentan de manera gráfica en la Figura 9.

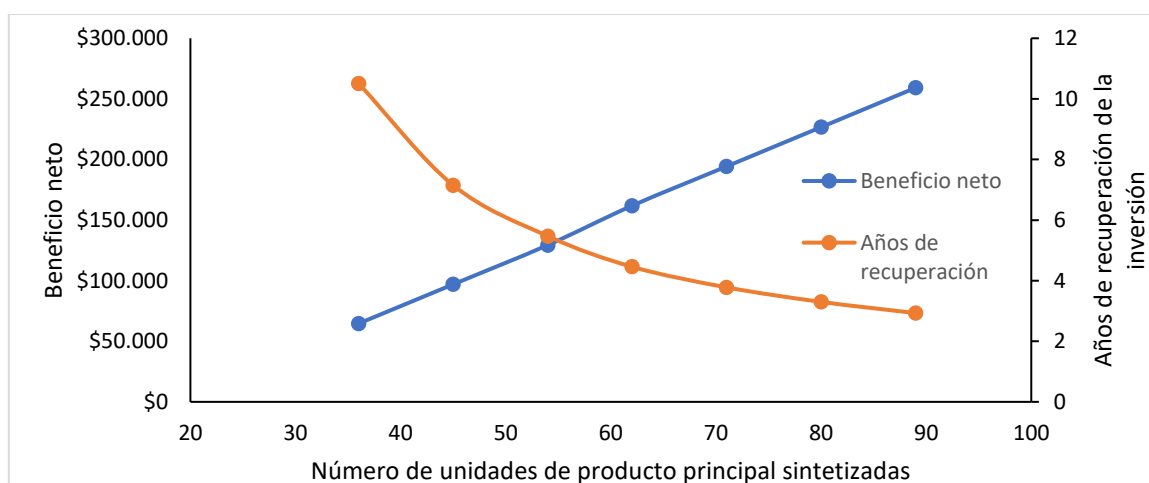


Figura 9 - Relación entre el incremento de la producción con el beneficio neto y los años de recuperación de la inversión.

Aunque la Figura 9 muestre solamente las unidades de producto principal sintetizadas y comercializadas, para el cálculo de sus valores también se ha tomado en cuenta y asumido que todas las unidades producidas de NaOH como producto secundario se venden. A partir de los resultados presentados visualmente en la Figura 9 se puede apreciar que a medida que el caudal de producción aumenta, el beneficio neto crece y los años de recuperación de la inversión disminuyen. Teniendo en cuenta que un proyecto se considera bastante rentable si cuenta con

un tiempo de recuperación de la inversión menor a 5 años, de acuerdo con el análisis realizado, se necesitaría producir y comercializar un mínimo de entre 54 y 62 unidades de producto principal al mes para considerar al proyecto bastante rentable bajo esta asunción. Por lo tanto, se recomienda el incremento del caudal de producción con apertura a la exportación, ya que de esta manera se lograría bajar el tiempo de recuperación de la inversión de 10.57 años, a menos de 5 años en un caso óptimo. De igual manera, teniendo en cuenta la variación del beneficio neto en función del caudal de producción se puede apreciar que las ganancias pasarían desde \$ 64,000 dólares al año, a estar por sobre los \$ 130,000 dólares al año.

Por lo tanto, se llega a la conclusión de que el proyecto bajo las condiciones actuales definidas no resulta rentable debido al alto tiempo de recuperación de la inversión con el que cuenta, a menos que se considere un incremento en el caudal de producción mediante la diversificación de clientela, abarcando otras áreas en las que el ácido clorhídrico sea requerido, o considerando la exportación del producto a mercados internacionales.

6. Conclusiones

En este proyecto se identificó como problema el que hoy en día no se tenga una industria de producción nacional de ácido clorhídrico en el Ecuador, teniendo en cuenta que existe demanda por parte de empresas que no tienen más remedio que importar este producto de países como Estados Unidos o Alemania. Esto supone principalmente un incremento en el precio del producto, y en el tiempo de espera entre la compra y la recepción de este. Por dicho motivo, se planteó como alternativa el realizar un estudio de prefactibilidad para la implementación de una planta de producción de ácido clorhídrico en el Ecuador con enfoque hacia los procesos de estimulación de pozos de petróleo. Se definió un caudal de producción en función de la demanda observada, se diseñó el proceso y se realizó un análisis económico para identificar la viabilidad del proyecto.

A partir de los resultados obtenidos en el diseño del proceso, se encontró que los caudales definidos y calculados son en efecto capaces de cubrir la demanda calculada de 36 unidades de producción al mes; sin embargo se encontró que para el tiempo de operación definido los caudales de producción resultaban ser pequeños. Esto se pudo apreciar de mejor manera a partir de los resultados obtenidos en el diseño de la planta, ya que como se pudo observar en los resultados, las capacidades de los equipos requeridas eran pequeñas. A partir del análisis económico realizado en función del caudal de producción definido para el proceso de síntesis se determinó que el proyecto no es viable debido a su largo tiempo de recuperación de inversión a menos que se incremente el caudal de producción de 36 unidades de producto principal, a por lo menos entre 54 y 62 unidades. De esta manera, el tiempo de recuperación de la inversión será menor de 5 años, y de acuerdo con el análisis llevado a cabo en la Tabla A-87, el beneficio neto se encontraría sobre los \$ 130,000.00 dólares al año.

De esta manera se logró realizar el estudio de prefactibilidad para la implementación de una planta de ácido clorhídrico en el Ecuador enfocada en suplir la demanda de los procesos de

estimulación de los pozos petroleros nacionales. Y aunque al final el resultado no fuese favorable debido al bajo caudal de producción establecido, se encontró que si éste incrementa por 18 unidades de producto más al mes, el tiempo de recuperación del capital se parte a la mitad y el beneficio neto obtenido por la planta se duplica.

7. Recomendaciones

La principal recomendación para que este proyecto se vuelva viable es incrementar el caudal de producción tal como se detalla en la sección de Análisis Económico del proceso mediante una diversificación de clientela, comercializando el producto con otros tipos de industria en lugar de únicamente la petroquímica. Otra alternativa es considerar la exportación para poder incrementar el caudal de producción y ventas, y por ende mejorar la factibilidad del proyecto.

Se recomienda también el desarrollo futuro de un análisis más detallado hacia los procesos de post tratamiento de los productos de la celda de electrólisis en el que se realicen los cálculos pertinentes de balances de masa, energía y dimensionamiento de estos tras la producción de cloro, hidrógeno e hidróxido de sodio.

8. Referencias

- Accutherm. (2015). *How to Calculate KW Requirements for Typical Heater Applications*. Retrieved 03 26, 2020, from <http://accutherm.com/blog/how-to-calculate-kw-requirements-for-typical-heater-applications/>
- Aduana del Ecuador. (2013). *Resolución No.59*. Retrieved from Aduana.gob.ec: https://www.aduana.gob.ec/archivos/Boletines/2013/ARANCEL_FINAL_1_DE_ENE_RO_R93.pdf
- Aduana del Ecuador. (2020). *Reporte mensual de importaciones (diciembre 2019, enero 2020, febrero 2020)*. Retrieved from Aduana.gob.ec: <https://www.aduana.gob.ec/importaciones/>
- Alcaldía Francisco de Orellana. (n.d.). *Datos del Cantón*. Retrieved from Orellana.gob.ec: <https://www.orellana.gob.ec/es/canton/datos-del-canton>
- Aleksandrov, A. (2012). *Viscosity of aqueous solutions of sodium chloride*. *High Temp* 50, 354–358. Retrieved from Springer: <https://link.springer.com/article/10.1134/S0018151X12030029#citeas>
- Atiemo-Obeng, V. A., & Calabrese, R. V. (2004). Rotor–Stator Mixing Devices. In *Handbook of Industrial Mixing*. <https://doi.org/10.1002/0471451452.ch8>
- B.Thakore, S., & Bratt, B. I. (2007). *Introduction to Process Engineering and Design* (Second). New Delhi: Tata McGraw-Hill.
- Baño, M. (2019, Febrero 06). *INFORME DE MONITOREO DE CALIDAD DE AGUA POTABLE DE LA PLANTA SECTOR “LOS ÁLAMOS” Y*. Retrieved from Gobierno autónomo descentralizado municipal Francisco de Orellana:

<https://orellana.gob.ec/docs/Estudios%20de%20calidad%20de%20Agua/2019/Informe%20calidad%20de%20agua%20Enero.pdf>

BBC NEWS. (2015, 04 04). *¿Cómo llegó el petróleo a dominar el mundo?* Retrieved from BBC:

https://www.bbc.com/mundo/noticias/2015/04/150331_iwonder_historia_petroleo_fin_de_dv

Budiarto, T., Esche, E., Repke, J. U., & Leksono, E. (2017). Dynamic Model of Chloralkali Membrane Process. *Procedia Engineering*, 170, 473–481.
<https://doi.org/10.1016/j.proeng.2017.03.076>

Celec Termopichincha. (2014). *Vigente el mecanismo para subsidio eléctrico*. Retrieved from celec.gob.ec: <https://www.celec.gob.ec/termopichincha/index.php/noticias/vigente-el-mecanismo-para-subsidio-electrico>

Cis Inspector. (s/f). *Maximum Allowable Stress Values S for Nonferrous Materials*. Retrieved from Cis Inspector: <https://www.cis-inspector.com/asme-code-allowable-stresses-table-1b.htm>

Climate-Data.Org. (2020). *Puerto Francisco de Orellana Climate*. Retrieved from Climate-Data.Org: <https://en.climate-data.org/south-america/ecuador/provincia-de-orellana/puerto-francisco-de-orellana-2975/>

Cruz, J. (1990). *Avances en la ingeniería agrícola: técnicas de almacenamiento*. Food and agriculture organization of the united nations.

Devotion Boiler Co. Ltd. (2020). *Gas diesel oil steam boiler equipment for Industrial laundry wash machine*. Retrieved from Alibaba: <https://www.alibaba.com/product-detail/Gas->

- diesel-oil-steam-boiler-equipment_62511823374.html?spm=a2700.galleryofferlist.0.0.7b6a3ca9KfS1hQ&s=p
- Edu Xunta. (s/f). *La corriente eléctrica*. Retrieved 03 04, 2020, from https://www.edu.xunta.es/espazoAbalar/sites/espazoAbalar/files/datos/1464947843/contenido/12_la_corriente_elctrica.html
- El Universo. (2019). *El Senae baja de 5.8 días a 3.93 días el tiempo para nacionalizar mercancías*. Retrieved from El Universo: <https://www.eluniverso.com/noticias/2019/05/07/nota/7319507/senae-baja-508-dias-393-dias-tiempo-nacionalizar-mercancias>
- Emprosal. (2020). *Cotización cloruro de sodio industrial*. Quito.
- Engineering Toolbox. (2020). *Combustion of fuels, Carbon dioxide emmision*. Retrieved from Engineering toolbox: https://www.engineeringtoolbox.com/co2-emission-fuels-d_1085.html
- Geankoplis, C. (1993). *Procesos de transporte y operaciones unitarias* (3rd ed.). CECSA.
- Grainger. (2020). *Sodium Hydroxide, 50% w/w, Bases, Bottle, 20L*. Retrieved from <https://www.grainger.com/product/LABCHEM-Sodium-Hydroxide-8G632>
- INEN. (1986). *Norma 1455*. Retrieved from <https://archive.org/stream/ec.nte.1455.1986#page/n1/mode/2up>
- INEN. (2013). *Norma 2288*. Retrieved 03 04, 2020, from <https://www.prosigma.com.ec/pdf/gso/INEN2288Productos-Quimicos-Industriales-Etiquetado.pdf>

- Jumsal S.A. (2000). *Hoja de seguridad NaCl*. Retrieved from <https://www.munozbosch.com/wp-content/uploads/HOJA-DE-SEGURIDAD-sal-y-salmuera.pdf>
- Lab Alley. (s/f). *Hydrochloric Acid 37% / 55 Gallon Drum / ACS Reagent Grade*. Retrieved 03 04, 2020, from Laballey.com: <https://www.laballey.com/products/37-hydrochloric-acid-acs-reagent-grade-bulk-55-gallon-drum-999>
- Laboratorios Químicos Arvi S.A. (s/f). *HOJA DE SEGURIDAD AGUA TIPO DESTILADA*. Arvicr.com. Retrieved from <http://www.arvicr.com/productos/msds/agua-destilada.pdf>
- Levenspiel. (2007). *Chemical reaction engineering*, 3rd Edition.
- López, S. (2011). *PRODUCCIÓN SIMULTÁNEA DE SULFATO DE POTASIO Y ÁCIDO CLORHÍDRICO*. Manizales: Universidad Nacional de Colombia. Retrieved 02 15, 2020
- Ministerio de gobierno. (2020). *Formularios de control del manejo de sustancias catalogadas sujetas a fiscalización*. Retrieved 03 04, 2020, from <https://www.ministeriodegobierno.gob.ec/menu-control-del-manejo-de-sustancias-catalogadas-sujetas-a-fiscalizacion/>
- National Center for Biotechnology Information. (2020, 02 29). *Hydrochloric Acid*. (PubChem Database) Retrieved 03 04, 2020, from <https://pubchem.ncbi.nlm.nih.gov/compound/Hydrochloric-acid>
- Noreste, P. I., & Hermosillo, P. (2016). *SOLUCIÓN DE HIDRÓXIDO DE SODIO (50 %) Hoja de Datos de Seguridad*. 1–11.
- OxyChem. (2012). *Hydrochloric Acid Handbook*. 1–47. Retrieved from https://www.oxy.com/ourbusinesses/chemicals/products/documents/hydrochloricacid/hydrochloric_acid_handbook.pdf

- Pletcher, D. (1985). Electrochemical Cell Design. In *Journal of Electroanalytical Chemistry and Interfacial Electrochemistry* (Vol. 189). [https://doi.org/10.1016/0368-1874\(85\)80084-8](https://doi.org/10.1016/0368-1874(85)80084-8)
- Poolweb. (s/f). Corrosion (Hydrochloric Acid) Fire Diamond Sign - 12 x 12 Inches on Heavy-Duty Aluminum 5203WA1212E. Retrieved 03 04, 2020, from <https://www.poolweb.com/pool-sign-corrosion-fire-diamond-sign-5203wa1212e>
- Prout, N. (2011). *Modern Chlor-Alkali Technology: Volume 4*. Retrieved from Springer.
- Queensland Academies. (2016). *Investigating the relationship between salinity and specific heat capacity*. Queensland. Retrieved from <http://nexusstem.co.uk/wp-content/uploads/2017/01/Queensland-Academies-1.pdf>
- Reimlinger, R., Nester, J., Wright, D., Corwin, D., & McCloskey, J. (2016). Conversion of Cl₂ gas streams to HCl using multiple fuel sources. *International Conference on Thermal Treatment Technologies and Hazardous Waste Combustors 2016, IT3 2016*, 91–100.
- Safetysign.com. (s/f). *NFPA Hazard Rating System*. Retrieved 03 04, 2020, from Safetysign.com: <https://www.safetysign.com/help/h89/nfpa-hazard-rating>
- Schlumberger. (2020). *Estimulación*. Retrieved 03 04, 2020, from <https://www.glossary.oilfield.slb.com/>: <https://www.glossary.oilfield.slb.com/es/Terms/s/stimulation.aspx>
- Schlumberger Oilfield. (s/f). *Estimulación matricial*. Retrieved from Oilfield Glossary en Español: https://www.glossary.oilfield.slb.com/es/Terms/m/matrix_stimulation.aspx
- Shawabkeh, R. (2007). Steps for design of Furnace/Fired Heater. *King Fahd University of Petroleum & Minerals*, (September). <https://doi.org/10.13140/RG.2.1.4959.6644>

- Shawabkeh, R. A. (2015). *Handout : Steps for design of Furnace & Fired Heater Steps for design of Furnace / Fired Heater.* (September).
<https://doi.org/10.13140/RG.2.1.4304.3049>
- Stewart, M. (2014). *Heat transfer theory: surface production operations* .
doi:<https://doi.org/10.1016/B978-0-12-382207-9.00003-2>
- U.S. National Library of Chemistry. (2020). *Sodium hydroxide*. Retrieved from
<https://pubchem.ncbi.nlm.nih.gov/compound/Sodium-hydroxide>
- Thomas O'Brien, Tilak V. Bommaraju, F. H. (2005). *Handbook of Chlor-Alkali Technology* (1st ed.). New York: Springer Science+ Business Media.
- Universidad Politécnica Nacional. (2017). *Curvas de comportamiento de afluencia en pozos petroleros*. Retrieved from StuDocu: <https://www.studocu.com/es/document/escuela-politecnica-nacional/levantamiento-artificial-1/apuntes/curvas-de-comportamiento-de-afluencia-en-pozos-petroleros/5249987/view>
- Vidal Dias, A. (2010). *Chlor-Alkali Membrane Cell Process : Study and Characterization*.

9. ANEXOS

ANEXO 1

*Tablas de propiedades de los diferentes reactivos en el proceso***Tabla A- 1** Propiedades físicas del cloruro de sodio

Categoría	Valor	Unidades
Masa molecular	58.44	Kg/Kmol
Solubilidad 90°C	380.4	Kg/m ³
Densidad	2.16	Kg/L
Pureza	1	-

Tabla A- 2 Propiedades físicas del agua

Categoría	Valor	Unidades
Masa molecular	18.02	Kg/Kmol
Cp	4.18	KJ/KgK
Cond térmica 5°C	0.57	W/mK
Cond. térmica. 25°	0.61	W/mK
Cond. térmica 90°	0.67	W/mK
Cond térmica 100°C	0.02	W/mK
Viscosidad a 5°C	1.52E-03	Kg/(m*s)
Viscosidad a 25°C	8.89E-04	Kg/(m*s)
Viscosidad a 57.5	4.84E-04	Kg/(m*s)
Viscosidad a 90°C	2.96E-04	Kg/(m*s)
Viscosidad a 100	2.80E-04	Kg/(m*s)
Densidad a 25°C	0.99	Kg/L
Densidad 100°C	0.80	Kg/L
Densidad 90°C	0.97	Kg/L

Tabla A- 3 Propiedades físicas de la solución saturada de agua y cloruro de sodio

Categoría	Valor	Unidades
Masa molecular	29.43	Kg/Kmol
Fracción másica Agua	0.72	-
Fracción másica NaCl	0.28	-
Densidad 90°C	1302.09	Kg/m ³

Tabla A- 4 Propiedades físicas del cloro gaseoso

Categoría	Valor	Unidades
Densidad	3.21	Kg/m ³
Densidad	2.37	Kg/m ³
Masa molecular	70.9	Kg/Kmol

Tabla A- 5 Propiedades físicas del hidrógeno gaseoso

Categoría	Valor	Unidades
Densidad	0.07	Kg/m ³
Masa molecular	2	Kg/Kmol

Tabla A- 6 Propiedades físicas del hidróxido de sodio

Categoría	Valor	Unidades
Masa molecular	39.99	Kg/Kmol
Densidad	2.13	Kg/L

Tabla A- 7 Propiedades físicas del cloruro de hidrógeno gaseoso

Categoría	Valor	Unidades
Masa molecular	36.46	Kg/Kmol
Cp	0.8	KJ/KgK
Conductividad térmica	0.01	W/mK
Viscosidad dinámica	1.46E-05	Kg/m*s
Densidad	1.00	Kg/m ³

*Se desprecia el cambio del valor de la viscosidad dinámica en función de la temperatura de acuerdo con (B.Thakore & Bratt, 2007)

Tabla A- 8 Propiedades físicas del cloruro de hidrógeno acuoso

Categoría	Valor	Unidades
Masa molecular	36.46	Kg/Kmol
Densidad	1.16	Kg/L

ANEXO 2

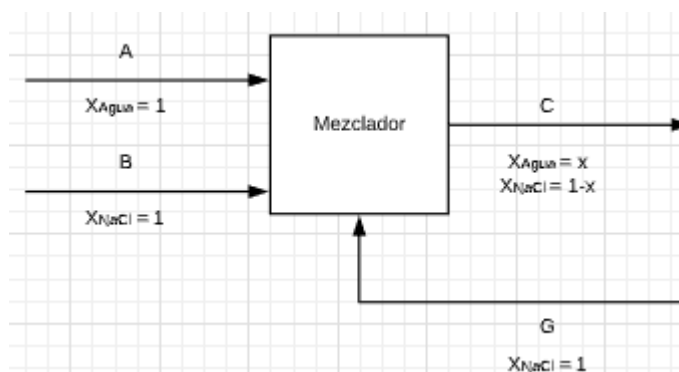
Balances de masa del proceso principal**Balance de masa alrededor del Mezclador**

Figura A- 1 Diagrama de bloque alrededor del mezclador

La primera operación unitaria que se tiene en el proceso principal para la producción del ácido clorhídrico es la mezcla del agua y el cloruro de sodio. Debido a que se lleva a cabo únicamente un proceso de mezcla sin reacción, y dado que esta etapa del proceso no es continua, el balance de masa que se lleva a cabo en el mezclador se representa por la Ecuación A- 1.

Ecuación A- 1

$$\textit{Entrada} = \textit{Salida}$$

Los datos de las corrientes alrededor del mezclador se presentan a continuación. La corriente A es agua desmineralizada que se alimenta directamente después de ser tratada. La corriente B es NaCl sólido con una pureza del 99.7% que se alimenta de tanques de almacenamiento. La corriente G es solución saturada de cloruro de sodio acuoso que se recircula de la celda electrolítica y la corriente C es solución saturada de cloruro de sodio acuoso que se alimenta hacia la celda electrolítica. De acuerdo con Pletcher (1985), es importante que

la solución de cloruro de sodio acuoso que se vaya a alimentar a la celda electrolítica esté saturada, debido a que de esta forma la eficiencia de la electrólisis es mayor.

Tabla A- 9 Datos de la corriente A

Corriente A	Valor	Unidad
Flujo Volumétrico	55.56	L/h
Flujo Másico	53.61	Kg/h
Flujo Molar	2.98	Kmol/h
XAgua	1.00	-

Tabla A- 10 Datos de la corriente B

Corriente B	Valor	Unidad
Flujo Volumétrico	9.78	L/h
Flujo Másico	21.13	Kg/h
Flujo Molar	0.36	Kmol/h
XNaCl	1.00	-

A partir de los datos presentados en la Tabla A- 9 y la Tabla A- 10 y la Tabla A- 16, junto con la Ecuación A- 1 es posible encontrar tanto el flujo volumétrico como la composición de la corriente C, y a partir de la Tabla A- 3 es posible hallar sus equivalentes de flujo másico y flujo molar. Todo esto se muestra en la Tabla A- 11

Tabla A- 11 Datos de la corriente C

Corriente C	Valor	Unidad
Flujo Volumétrico	65.36	L/h
Flujo Másico	74.79	Kg/h
Flujo Molar	3.34	Kmol/h
XAgua (molar)	0.89	-
XNaCl (molar)	0.11	-

Balace de masa alrededor de la celda electrolítica

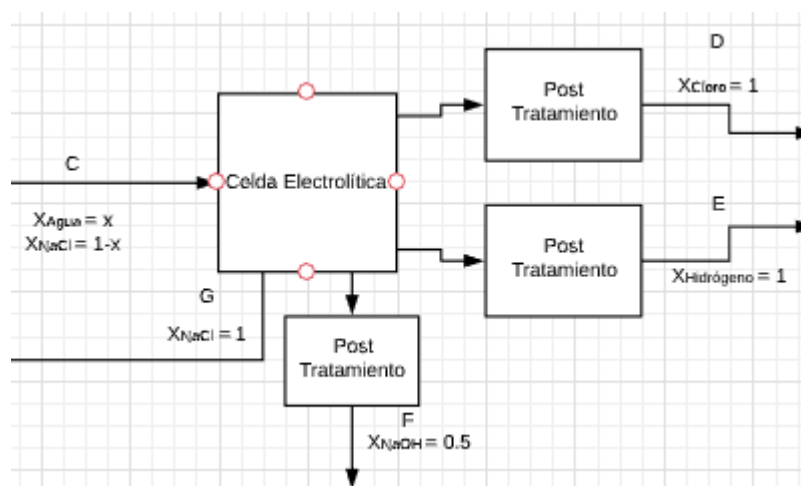


Figura A- 2 Diagrama de bloque alrededor de la celda electrolítica

La siguiente operación unitaria que se tiene en el proceso es la electrólisis de la solución saturada de cloruro de sodio acuoso. Esta etapa se lleva a cabo en una celda electrolítica de membrana, donde se produce hidróxido de sodio, hidrógeno y cloro gaseosos.

Debido a que en esta etapa si existe una reacción química que se representa por la Ecuación 3, y se trabaja en estado estacionario, el balance de masa del proceso se rige según la Ecuación A- 2

Ecuación A- 2

$$\text{Entrada} + \text{Generación} = \text{Salida}$$

Es importante también tomar en cuenta que las celdas electrolíticas de membrana típicamente tienen una eficiencia de corriente de 98,5% (Pletcher, 1985). Y que la concentración de hidróxido de sodio que producen se encuentra en un rango entre el 32% y 35% en peso (Thomas O'Brien, Tilak V. Bommaraju, 2005). Realizando un balance molecular se encuentra los productos de la reacción, que se muestran en la Tabla A- 12.

Tabla A- 12 Productos obtenidos por la reacción de electrólisis en el proceso

Compuesto	Valor	Unidades
Cloro	0.18	Kmol /h
Hidrógeno	0.18	Kmol /h
NaOH	0.36	Kmol /h
NaCl (ac)	2.62	Kmol /h

Una vez terminada la electrólisis, es necesario que sus productos atraviesen un proceso de post tratamiento, detallado en el Anexo 4, ya que, para el caso del cloro, si bien éste no está contaminado con hidrógeno, presenta alta temperatura, contenido de humedad y oxígeno. En el caso del hidrógeno, éste también presenta altas temperaturas y para el caso del hidróxido de sodio, se lo debe evaporar para aumentar su concentración al 50% con el objetivo de venderlo. Por lo tanto, a partir de los datos presentados en la Tabla A- 12, dado que las celdas electrolíticas de membrana son selectivas y no mezclan sus productos, y después de los procesos de post tratamiento que se encuentran fuera del alcance del presente proyecto, las corrientes que salen de esta operación unitaria se presentan a continuación.

Tabla A- 13 Corriente de cloro gaseoso que sale de la celda electrolítica

Corriente D	Valor	Unidad
Flujo Volumétrico	5309.98	L/h
Flujo Másico	12.63	Kg/h
Flujo Molar	0.18	Kmol/h
XCloro (molar)	1.00	-

Tabla A- 14 Corriente de hidrógeno gaseoso que sale de la celda electrolítica

Corriente E	Valor	Unidad
Flujo Volumétrico	5340.33	L/h
Flujo Másico	0.36	Kg/h
Flujo Molar	0.18	Kmol/h
XHidrógeno (molar)	1	-

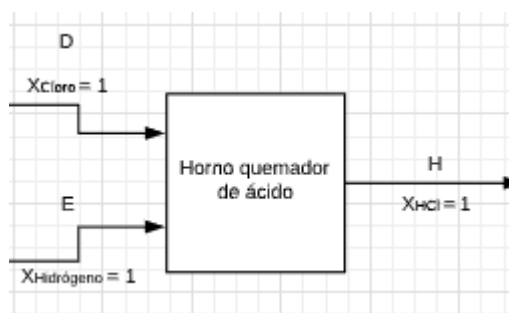
Tabla A- 15 Corriente de hidróxido de sodio que sale de la celda electrolítica

Corriente F	Valor	Unidad
Flujo Volumétrico	6.69	L/h
Flujo Másico	14.24	Kg/h
Flujo Molar	0.36	Kmol/h
XNaOH (molar)	1	-

Tabla A- 16 Corriente de cloruro de sodio que sale de la celda electrolítica

Corriente G	Valor	Unidad
Flujo Volumétrico	0.02	L/h
Flujo Másico	0.04	Kg/h
Flujo Molar	2.62	Kmol/h
XNaCl (molar)	1	-

Balance de masa alrededor del horno quemador de ácido

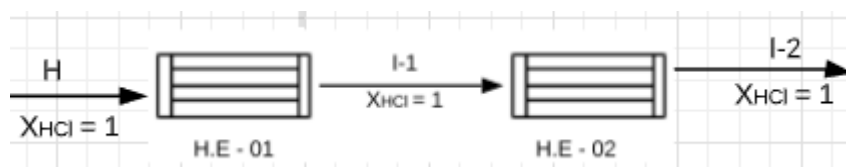
**Figura A- 3** Diagrama de bloque alrededor del horno quemador de ácido

Para el caso del horno quemador de ácido, el balance de masa del proceso se rige por la Ecuación A- 2 ya que en él si se lleva a cabo una reacción química, que se presenta en la Ecuación 2. Se realiza un balance de masa molecular mediante el cual, y junto con la eficiencia del horno de 99.5% (Reimlinger, Nester, Wright, Corwin, & McCloskey, 2016), se puede calcular cuánto cloruro de hidrógeno gaseoso se genera tras la reacción, y sale en la Corriente H, lo cual se presenta en la Tabla A- 17.

Tabla A- 17 Corriente de cloruro de hidrógeno gaseoso que sale del horno

Corriente H	Valor	Unidad
Flujo Volumétrico	12922.80	L/h
Flujo Másico	12.93	Kg/h
Flujo Molar	0.35	Kmol/h
XHCl (molar)	1	-

Balance de masa alrededor del proceso de enfriamiento

**Figura A- 4** Diagrama de bloque alrededor de los intercambiadores de calor

Esta operación unitaria engloba 2 enfriadores, uno que baja la temperatura del cloruro de hidrógeno de 1600°C a 90°C , y un segundo que baja la temperatura de 90°C a 10°C . Debido a que no existe reacción química, el balance de masa alrededor de ambos intercambiadores está dado por la Ecuación A- 1, y ya que lo único que se realiza es un enfriamiento de las corrientes, los datos de la corriente I1 e I2 son los mismos, y se representan como la corriente I en la Tabla A- 18

Tabla A- 18 Corriente de cloruro de sodio que sale de los enfriadores.

Corriente I	Valor	Unidad
Flujo Volumétrico	12922.80	L/h
Flujo Másico	12.93	Kg/h
Flujo Molar	0.35	Kmol/h
XHCl (molar)	1	-

Balance de masa alrededor del proceso de absorción

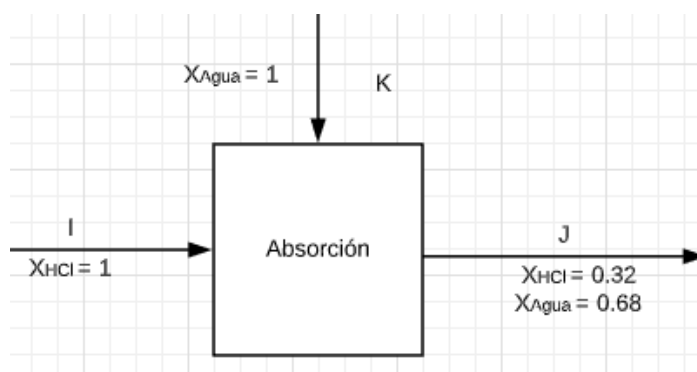


Figura A- 5 Diagrama de bloque alrededor de la columna de absorción

En este proceso se utiliza una columna de absorción de película debido a que la absorción del cloruro de hidrógeno en agua es una operación altamente exotérmica. En este caso, el balance de masa alrededor de la columna está dado por la Ecuación A- 2 debido a que se trabaja con un proceso con reacción química. Generalmente, las columnas de absorción de película se mantienen con un rango de eficiencia entre el 65% y 85% (B.Thakore & Bratt, 2007). Por lo cual en este caso se trabajará con el límite superior y se tomará un valor de eficiencia del 85%. Se desea diluir el cloruro de hidrógeno a ácido clorhídrico acuoso con una concentración del 32% en peso. Por lo tanto, se necesita una corriente K que suministre el agua requerida en una operación de co-corriente (B.Thakore & Bratt, 2007) dentro de los tubos del intercambiador de película, para que la solución acuosa de ácido alcance la concentración deseada. Los datos de la corriente K se presentan en la

Tabla A- 19.

Tabla A- 19 Corriente de agua para diluir el ácido clorhídrico dentro del proceso de absorción

Corriente K	Valor	Unidad
Flujo Volumétrico	73.42	L/h
Flujo Másico	72.98	Kg/h
Flujo Molar	4.05	Kmol/h

X _{Agua} (molar)	1.00	-
---------------------------	------	---

A partir de los datos de la Tabla A- 18 y la

Tabla A- 19 es posible determinar cuánto ácido clorhídrico al 32% en peso se puede obtener del proceso a través de una corriente J. Los datos de esta corriente se presentan en la Tabla A- 20.

Tabla A- 20 Corriente final de ácido clorhídrico acuoso en solución al 32% en peso.

Corriente J	Valor	Unidades
Flujo Volumétrico	103.02	L/h
Flujo Másico	107.32	Kg/h
Flujo Molar	4.99	Kmol/h
X _{HCl} (másica)	0.32	-
X _{Agua} (másica)	0.68	-

A partir de los datos de la Tabla A- 20 es posible así mismo calcular cuántas unidades de producto se obtienen a partir de este proceso. Estos datos, teniendo en cuenta una producción por hora, día y mes se presentan en la Tabla A- 21.

Tabla A- 21 Unidades de producto que se obtienen a partir del proceso

0.5	Unidad de producto por hora
3.0	Unidad de producto diarias
36	Unidad de producto mensual

Balances de masa para el proceso de pretratamiento de agua

Caldero

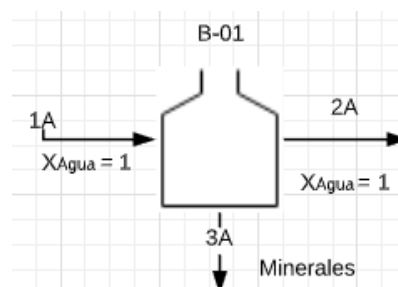


Figura A- 6 Diagrama de bloque alrededor del caldero

Dado que la operación unitaria que se lleva a cabo no involucra una reacción química, el balance de masa alrededor de ésta se rige por la Ecuación A- 1. De acuerdo con el informe de calidad de agua de la ciudad Puerto Francisco de Orellana, el contenido de minerales en el agua potable se presenta en la Tabla A- 22 (Baño, 2019).

Tabla A- 22 Contenido de minerales en el agua potable de Orellana

Categoría	Valor	Unidades
Hierro	0.04	mg/L
Manganeso	0.026	mg/L
Nitratos	0.7	mg/L
Nitritos	0.006	mg/L
Total	0.772	mg/L

A partir de esto será posible determinar la cantidad de minerales que se retirará del agua tras vaporizarla. El tratamiento del agua, al igual que el proceso de mezcla, es un proceso Batch, se tratará un volumen equivalente al necesario para llevar a cabo un día de producción. Por lo tanto, la cantidad de agua que se requiere para el proceso se presenta en la

Tabla A- 23.

Tabla A- 23 Cantidad de agua que se requiere tratar diariamente

Categoría	Valor	Unidad
Cantidad agua para procesar.	912.87	L/día
Flujo másico agua procesado.	907.39	Kg/día
Minerales en el agua	7.05E-04	Kg/día
Flujo másico de agua sin minerales.	907.39	Kg/día
Flujo volumétrico de agua sin minerales	912.87	L/día

A partir de la

Tabla A- 23 se puede notar que el contenido de minerales en el agua en realidad resulta insignificante en comparación a la cantidad que se va a tratar. Tomando en cuenta una eficiencia del 85% para los calderos (Sinnott, 2008) se obtiene el volumen de agua requerido para producir la cantidad de vapor necesaria.

Tabla A- 24 Cantidad de agua requerida para generar el vapor necesario

Categoría	Valor	Unidades
Volumen vapor requerido	912.87	L/día
Volumen agua requerido	1073.96	L/día
Flujo másico agua requerido	1080.44	Kg/día
Volumen vapor obtenido	912.87	L/día

Tabla A- 25 Detalle de los productos obtenidos después de llevar a cabo el calentamiento

Categoría	Valor	Unidades
Alimentación	1073.96	L/día
Hierro	0.04	g/día
Manganeso	0.03	g/día
Nitratos	0.75	g/día
Nitritos	0.01	g/día
Agua no tratada	161.09	L/día
Salida	912.87	L/día

Tabla A- 26 Resultados del balance de masa del proceso

Categoría	Valor	Unidades
Alimentación	1073.9611	L/día
Minerales	0.83	g/día
Agua	161.09	L/día
Vapor	912.87	L/día

Condensador

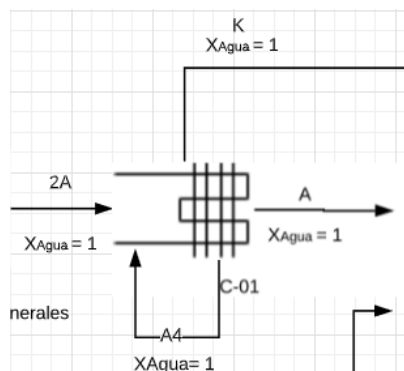


Figura A- 7 Diagrama de bloque alrededor del condensador

En el condensador no existe una reacción química, por lo cual el balance de masa se rige por la Ecuación A- 1. Donde las corrientes A y K están compuestas al 100% por agua desmineralizada y solamente son diferentes debido a que alimentan distintas partes del proceso. Se asume una eficiencia del condensador del 85% (Sinnott, 2008) y se calcula los datos de las corrientes a la salida de éste, que se presentan en la Tabla A- 27.

Tabla A- 27 Agua desmineralizada que se alimentará a las distintas partes del proceso

Categoría	Valor	Unidades
Alimentación	152.14	L/h
Corriente A	55.56	L/h
Corriente K	73.42	L/h
Total	128.97	L/h
Vapor recirculado	23.17	L/h

ANEXO 3

Balances de energía del proceso*Celda electrolítica*

Se calcula la corriente requerida para que la celda lleve a cabo la reacción de electrólisis. En este proceso el reactivo limitante es el cloro, por lo tanto, es necesario calcular la corriente requerida para hacer reaccionar todo el cloro presente en la celda. El número de electrones que se transfieren se puede calcular a partir de la semirreacción del cloro que se presenta en la Ecuación 5 y utilizando la constante de Faraday. Dado que la densidad de corriente óptima para una celda electrolítica para el presente proceso se encuentra en un rango entre 3 y $5 \frac{kA}{m^2}$ (Pletcher, 1985), y que se trabaja con un electrolizador de tipo bipolar, se define también un número de elementos (o celdas individuales) que compartan la corriente. Los datos calculados a partir de las constantes definidas en la Tabla A- 28 se presentan en la Tabla A- 29

Tabla A- 28 Constantes requeridas para realizar el balance de corriente alrededor de la celda.

Constantes	Valor	Unidades
Eficiencia de corriente	0.99	-
Constante de Faraday	96485.33	C/mol electrón
Moles de electrones estequiométricos.	2.00	mol electrón
Potencia celdas de membrana	2200.00	kWh/ton NaOH
Número de elementos	3.00	-

Tabla A- 29 Resultados obtenidos del balance de corriente

Categoría	Valor	Unidades
Moles producidos Cl	178.10	mol/h
Electrones transferidos	356.20	mol electrón/h
Carga eléctrica requerida	34368083.35	C/h
Tiempo de residencia	3600.00	s
Densidad de corriente necesaria	9.55	kA/h
Eficiencia de corriente	0.98	-
Energía necesaria de producción	2301.45	kWh / prod
Potencia requerida por hora	31.96	kW/h

Horno quemador de ácido

Como se detalló previamente, la reacción que se lleva a cabo en el horno quemador de ácido está descrita por la Ecuación 2. Se calcula el calor de combustión liberado por la reacción en el horno a partir de las entalpías de formación, en este caso, el calor liberado por la reacción es absorbido por el cloruro de hidrógeno gaseoso. La ecuación para obtener la entalpía de la reacción se presenta en la Ecuación A- 3

Ecuación A- 3

$$\Delta H_r = \sum n * \Delta H_{f \text{ productos}} - \sum n * \Delta H_{f \text{ reactivos}}$$

Sin embargo, es importante recalcar que los compuestos moleculares tienen una entalpía de formación igual a 0. Los resultados del balance de energía del horno se presentan en la

Tabla A- 30 Resultados obtenidos del balance de energía alrededor del horno

Categoría	Valor	Unidades
$\Delta H_f \text{ Cl}_2$	0	kJ/mol
$\Delta H_f \text{ H}_2$	0	kJ/mol
$\Delta H_f \text{ HCl}$	-92.3	kJ/mol
ΔH_r	-184.6	kJ/mol
Tipo de reacción	Exotérmica	-
Q /producción	4713022.18	(kJ / mol) /prod
Q / h	65458.64	(kJ/ mol) /h

Mezclador

Se determinará el coeficiente de transferencia de calor en el mezclador. Para esto, se utilizará la metodología propuesta por (Atiemo-Obeng & Calabrese, 2004). Se determinará el coeficiente global de transferencia de calor calculando el número adimensional de Nusselt para el mezclador. Para calcular el número de Nusselt, se utilizará la Ecuación A- 4, y para encontrar los números de Reynolds y de Prandtl, se utilizará la Ecuación A- 33 y la Ecuación A- 34. Para encontrar los coeficientes a, b, c, y Gc, se utilizará la Figura A- 8, teniendo en cuenta un valor

de helical coil de 6BD. Los resultados del coeficiente global de transferencia de calor del proceso se presentan en la Tabla A- 31 (Atiemo-Obeng & Calabrese, 2004).

Ecuación A- 4

$$N_u = K * R_e^a * P_r^b * \mu_r^c * G_c$$

Table 14-3 Heat Transfer Coefficient Correlations for Agitated, Baffled Vessels^a

Impeller	Surface	Re Range	K	a	B	c	Geometry Correction ^a
6BD	Helical coil	>100	0.03	2/3	1/3	0.14	$(1/[H/T])^{0.15} (L/L_s)^{0.2} ([D/T]/[1/3])^{0.1} ([d/T]0.04)^{0.5} (2/N_b)^{0.1}$

Figura A- 8 Coeficientes para la ecuación A4

Tabla A- 31 Resultados del coeficiente global de transferencia de calor en el mezclador.

Categoría	Valor	Unidades
Cp solución	2480	J/KgK
Densidad mezcla	1.30E+03	Kg/m ³
Viscosidad dinámica (u)	6.54E-04	kg/(m*s)
Conductividad térmica solución	0.55	W/m°C
Diámetro del tanque	0.39	m
Altura del recipiente	0.77	m
Temperatura tanque	90	°C
Volumen de solución	65.36	L/h
Diámetro agitador	0.13	m
Altura del agitador	0.258	m
a	0.67	-
b	0.33	-
c	0.14	-
K	0.03	-
G _c	1.38	-
N	0.01	rpm
R _e	460.38	-
P _r	2.97	-
μ _r	1	-
N _u	3.56	W/mK

Posteriormente, se calcula el consumo energético para calentar el tanque a 90°C y mantenerlo a esa temperatura. La ecuación para hallar los kW_{Total} se detalla en la Ecuación A-5, de donde los $kW_{calentamiento}$ se obtienen a partir de la Ecuación A-6 y los $kW_{mantenimiento}$ se obtienen a partir de la Ecuación A-7 (Accutherm, 2015).

Ecuación A- 5

$$kW_{Total} = kW_{calentamiento} + kW_{mantenimiento}$$

Ecuación A- 6

$$kW_{calentamiento} = \frac{\left[\frac{M * C_p * \Delta T * F_s}{3412} \right]}{t}$$

Donde

M se refiere al peso del material [lb]

C_p se refiere a la capacidad calorífica del material en $\frac{BTU}{lb \text{ } ^\circ F}$

F_s se refiere a un factor de seguridad, donde se toma un valor de 1.2.

t se refiere al tiempo en [h]

3412 se refiere a la conversión de BTW a kW

Ecuación A- 7

$$kW_{mantenimiento} = \frac{A * \frac{1}{R} * \Delta T [^\circ F] * F_s}{3412}$$

Donde

R se refiere al valor de R de aislamiento, que es de 0.5 para un tanque de acero inoxidable.

A se refiere al área superficial

Asumiendo un tiempo de calentamiento de 30 minutos, los resultados del consumo energético se presentan en la Tabla A- 32.

Tabla A- 32 Resultados del consumo energético de las resistencias de calentamiento

Categoría	Valor	Unidades
Masa solución	164.54	lb
Cp Solución	0.59	BTU/lb °F
T ambiente	77	°F
ΔT	117	°F
F_s	1.2	-
t	1	h
factor	3412	-
$kW_{calentamiento}$	8.02	kW/h
Área superficial	0.24	m ²
R	0.5	
$kW_{mantenimiento}$	0.019	kW/h
kW_{Total}	4.03	kW/h

Enfriador 1

Se calcula la temperatura de salida del agua de enfriamiento del intercambiador de calor, así como el valor de Q, que es el calor que se transfiere de un fluido a otro, el LMTD y su valor corregido de DTM siguiendo la metodología descrita en el ANEXO 8 para el dimensionamiento de los intercambiadores de calor. Todos estos valores se presentan en la Tabla A- 33.

Tabla A- 33 Valores calculados para el balance de energía en el enfriador 1.

Categoría	Valor	Unidades
Tin HCl	1873.00	K
Tout HCl	363.00	K
Tin H2O	298.00	K
Cp HCl	0.80	kJ/kgK
Cp H2O	4.18	kJ/kgK
Q	15617.77	kJ/h
flujo HCl	12.93	kg/h
flujo agua	51.71	kg/h
mcp agua	216.17	kJ/hK
mcp HCl	10.34	kJ/hK
Tout H2O	370.25	K
Núm. LMTD	1437.75	-
Denom. LMTD	3.14	-
LMTD	457.79	K
F corrección	1.00	-
DTM (Fixed LMTD)	457.51	K

Los cálculos referentes al enfriador continúan en la sección de dimensionamiento, Dimensionamiento del enfriador 1.

Enfriador 2

Se calcula la temperatura de salida del agua de enfriamiento del intercambiador de calor, así como el valor de Q, que es el calor que se transfiere de un fluido a otro, el LMTD y su valor corregido de DTM siguiendo la metodología descrita en el ANEXO 8 para el dimensionamiento de los intercambiadores de calor. Todos estos valores se presentan en la Tabla A- 34.

Tabla A- 34 Valores calculados para el balance de energía en el enfriador 2.

Categoría	Valor	Unidades
Tin HCl	363	K
Tout HCl	283	K
Tin H2O	278	K
Cp HCl	0.8	kJ/KgK
Cp H2O	4.18	kJ/KgK
Q	827.43	KJ/h
flujo HCl	12.92	Kg/h
flujo agua	51.71	Kg/h
mcp agua	216.17	kJ/h*K
mcp HCl	10.34	kJ/h*K
Tout H2O	281.83	K
Núm. LMTD	76.17	-
Denom. LMTD	2.79	-
LMTD	27.33	K
F corrección	0.89	-
DTM (Fixed LMTD)	24.22	K

Los cálculos referentes al enfriador continúan en la sección de dimensionamiento, Dimensionamiento del enfriador 2.

Columna de absorción de película

Las columnas de absorción de película son principalmente intercambiadores de calor de tubos y carcasa en los cuales se lleva a cabo absorción de un gas en un líquido. Se utiliza este tipo de columnas principalmente cuando la reacción de absorción resulta ser altamente exotérmica (B.Thakore & Bratt, 2007).

Dentro de los tubos de la columna de absorción de película se tiene una mezcla de agua desmineralizada para la absorción, y HCl gaseoso. A través de la carcasa, pasa agua de enfriamiento. Las corrientes de entrada a los tubos son las corrientes I, y K del proceso, cuyos datos se presentan en la Tabla A- 18 y la

Tabla A- 19. Los datos de la corriente que se forma dentro de los tubos del intercambiador se presentan en la Tabla A- 35. Para realizar el balance de energía alrededor de esta columna, se calcula el calor neto que se tiene en el sistema basado en la tabla de los datos de calor de formación de soluciones acuosas de ácido clorhídrico presentada en la Figura A- 9. A partir de ésta, se encuentra el calor de formación para la solución de ácido clorhídrico al 32% en peso, así como el calor de formación del cloruro de hidrógeno gaseoso, y a partir de la Ecuación A- 3 se calcula el calor de la solución. Posteriormente se calcula los moles de HCl absorbidos utilizando la Tabla A- 35. Una vez obtenidos los moles absorbidos, y teniendo en cuenta la eficiencia de la columna detallada en la sección de Balance de masa alrededor del proceso de absorción, junto con el calor de la solución es posible encontrar el heat duty de la columna de absorción de película. Los resultados de todo este proceso se presentan en la Tabla A- 36 (B.Thakore & Bratt, 2007).

Tabla A- 35 Datos de la corriente que se forma dentro de los tubos de la columna de absorción de película

Corriente I'	Valor	Unidad
Flujo Volumétrico	12996.21	L/h
Flujo Másico	85.90	Kg/h
Flujo Molar	4.40	Kmol/h
XHCl (molar)	0.08	-
XAgua (molar)	0.92	-

Tabla A- 36 Obtención del heat duty de la columna de absorción de película

Categoría	Valor	Unidad
Calor de formación HCl 32% ΔH_f	-153.9	kJ/mol
Tipo de reacción	Exotérmica	-
Calor de formación HCl gas	-92.31	kJ/mol
Tipo de reacción	Exotérmica	-
Calor de la solución	-61.59	kJ/mol
Moles HCl absorbidos	0.80	Kmol/h
Heat Duty de la columna (q)	49309.81	kJ/h
Heat Duty de la columna (q) kW	13.70	kW

Table 9.7 Heat of Formation of Aqueous Hydrochloric Acid Solution¹⁰

Formula	State	Heat of formation (ΔH_f°) at 298 K, kJ/mol HCl	Mass % HCl in aqueous solution
HCl. 75 H ₂ O	aq	-165.72	2. 63
HCl. 50 H ₂ O	aq	-165.36	3. 90
HCl. 40 H ₂ O	aq	-165.10	4. 82
HCl. 30 H ₂ O	aq	-164.67	6. 33
HCl. 25 H ₂ O	aq	-164.34	7. 50
HCl. 20 H ₂ O	aq	-163.85	9. 21
HCl. 15 H ₂ O	aq	-163.03	11. 9
HCl. 10 H ₂ O	aq	-161.32	16. 9
HCl. 8 H ₂ O	aq	-160.00	20. 2
HCl. 6 H ₂ O	aq	-157.68	25. 3
HCl. 5 H ₂ O	aq	-155.77	28. 9
HCl. 4 H ₂ O	aq	-152.92	33. 6
HCl. 2 H ₂ O	aq	-140.96	50. 3
HCl. H ₂ O	aq	-121.55	67. 0
HCl	gas	-92.31	100.0

Figura A- 9 Calores de formación para distintas soluciones acuosas de ácido clorhídrico

A partir del heat duty obtenido de la columna, es posible encontrar el flujo másico de agua de enfriamiento necesario para llevar a cabo el proceso de absorción dentro de la columna. Por lo tanto, se calcula el flujo másico de agua de enfriamiento de la misma manera que se hizo para el caso del Enfriador 1. Los resultados se presentan en la Tabla A- 37. En los cálculos se considera una solución de recirculación de ácido clorhídrico al 5%. Esto es debido a que la columna de absorción de película cuenta con un depurador de gases en el fondo que se encarga de preparar una solución de HCl acuoso al 5%, la cual se recirculará a la parte superior del absorbedor de película donde se incrementará su concentración al 32% en peso deseado.

Tabla A- 37 Resultados del flujo de agua de enfriamiento necesario para llevar a cabo el proceso de absorción.

Categoría	Valor	Unidad
Calor de formación HCl 5% ΔH_f	-165.05	kJ/mol
Tipo de reacción	Exotérmica	-
Calor de formación HCl gas	-92.31	kJ/mol
Calor de la solución	-72.74	kJ/mol
Concentración deseada HCl acuoso	0.32	-
Concentración ácido-diluida	0.05	-
Moles de HCl absorbidos en el absorbedor adiabático	0.09	kmol/h
Gramos de HCL absorbidos por absorbedor adiabático	3.26	Kg/h
Calor generado por el absorbedor adiabático	6513.32	kJ/h
Calor generado en el absorbedor adiabático (kW)	1.81	kW
Flujo de agua pura entrada	23.36	kg/h
Flujo de solución 5% HCl	24.58	kg/h
Capacidad calorífica solución 5%	4.19	kJ/kg°C
Entalpía formación H ₂ O	-291.83	kJ/mol
Temperatura solución HCl 5%	93.23	C
T entrada agua enfriamiento	32	C
T salida agua enfriamiento	38	C
Flujo másico de agua de enfriamiento (Kg/s)	0.54	kg/s
Flujo másico de agua de enfriamiento (Kg/h)	1961.40	kg/h

Los cálculos referentes a la columna de absorción de película continúan en la sección de dimensionamiento, Dimensionamiento de la columna de absorción de película.

Caldero

Para llevar a cabo el balance de energía en el caldero, primero es necesario determinar qué tipo de combustible se utilizará en el mismo. Para esto, se busca la concentración energética de diferentes combustibles y se la presenta en la Tabla A- 38 en orden de más económico y contaminante a más costoso y limpio (Engineering Toolbox, 2020).

Tabla A- 38 Concentración energética de diferentes tipos de combustible

Combustibles	Concentración energética	Unidades
Bunker	11.6	kWh/kg fuel
Diesel	12.7	kWh/kg fuel
Gas natural	15.4	kWh/kg fuel

Se decide utilizar Diesel como el combustible de este proceso. Una vez determinado esto, se aplica la metodología propuesta en la sección ANEXO 8 y se calcula el calor neto del caldero. Los resultados se presentan en la Tabla A- 39

Tabla A- 39 Resultados obtenidos para el balance de energía en el caldero

Categoría	Valor	Unidades
ΔH_g	-241.80	kJ/mol
ΔH_l	-285.84	kJ/mol
ΔH	44.04	kJ/mol
Flujo molar	9993.01	mol/h
Q	440091.97	kJ/h
Q	122.25	kW/h
Q _f	103.91	kW/h
\dot{m}_{fuel}	9.63	kg Diesel /h
Air - fuel ratio	14.50	-
Masa aire sin exceso	139.57	kg aire /h
Exceso de aire	1.25	-
Masa aire	174.47	kg aire /h
Cp aire	0.00	kWh/kgK
T. entrada aire	298.00	K
T. ref.	288.55	K
ΔT	9.45	K
Q _{air}	0.46	kWh
Q _{wall}	2.08	kW/h
Masa molar Diesel	167.00	g/mol
Moles Diesel	57.64	mol Diesel
moles co2	691.67	mol CO2
kg CO2	30.43	kg CO2/h
moles H2o	662.86	mol H2O
kg h2o	11.93	kg H2O/h
O2 en el aire exceso	10.12	kg O2/h
moles O2 aire exceso	632.45	mol O2
moles O2 en exceso	1023.10	mol O2
kg O2	16.37	kg O2/h
Cp CO2	0.92	kJ/kgK
Cp H2O	1.89	kJ/kgK
Cp O2	0.93	kJ/kgK
Suma de todo	58.73	kg mezcla /h
Fracción CO2	0.52	-
Fracción H2O	0.20	-
Fracción O2	0.28	-
Cp promedio	0.62	kJ/kg°R
T _g	1440	°R
Q _{exhaust}	23.7227762	kW/h
Q _{neto}	78.57	kW/h

Condensador

Se calcula la temperatura de salida del agua de enfriamiento del intercambiador de calor, así como el valor de Q, que es el calor que se transfiere de un fluido a otro, el LMTD y su valor corregido de DTM siguiendo la metodología descrita en el ANEXO 8 para el dimensionamiento de los intercambiadores de calor. Todos estos valores se presentan en la Tabla A- 40.

Tabla A- 40 Valores calculados para el balance de energía en el condensador.

Categoría	Valor	Unidades
T _{in} H ₂ O	373	K
T _{out} H ₂ O	308	K
T _{in} H ₂ O	298	K
C _p H ₂ O	4.18	kJ/KgK
C _p H ₂ O	4.18	kJ/KgK
Q	48926.10	KJ/h
flujo H ₂ O	180.07	Kg/h
flujo agua	360.15	Kg/h
m _{cp} agua	1505.42	kJ/h*K
m _{cp} HCl	752.71	kJ/h*K
T _{out} H ₂ O	330.50	K
Núm. LMTD	32.50	-
Denom. LMTD	1.45	-
LMTD	22.46	K
F corrección	0.58	-
DTM (Fixed LMTD)	12.98	K

Los cálculos referentes al condensador continúan en la sección de dimensionamiento, Dimensionamiento del condensador.

ANEXO 4

*Post tratamiento para las corrientes tras el proceso de electrólisis**Post tratamiento del cloro gaseoso*

Después de la etapa de electrólisis es necesario realizar una etapa de post tratamiento para el cloro gaseoso debido a que a las condiciones que sale (90°C y con contenido de humedad), y se necesita que el gas salga a una temperatura entre 18 y 25°C. Tras el proceso de enfriamiento pasa por un proceso de secado con ácido sulfúrico, para remover los restos de humedad presente en el gas. Una vez seco, el cloro gaseoso pasa por un proceso de compresión y licuefacción tras el cual está listo para ser alimentado a la siguiente parte del proceso (Thomas O'Brien, Tilak V. Bommaraju, 2005). El esquema del proceso entero se muestra en la Figura A- 10.

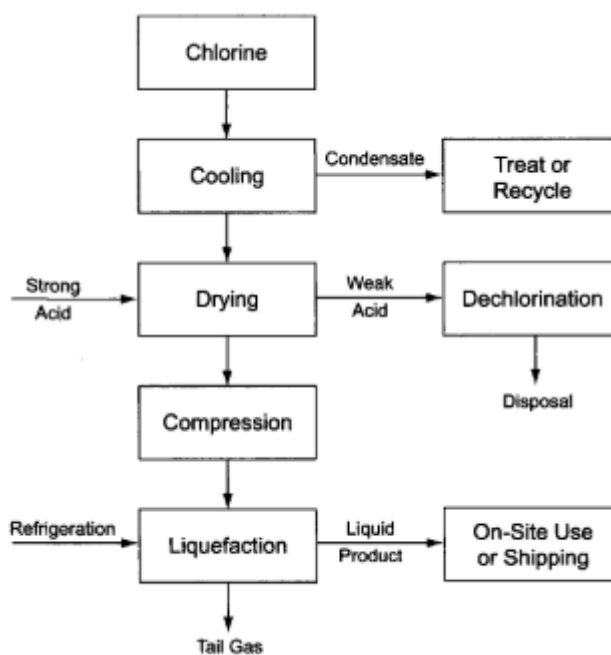


Figura A- 10 Diagrama de bloque del proceso de post tratamiento del cloro gaseoso

Post tratamiento para el hidrógeno gaseoso

De igual manera es necesario llevar a cabo un proceso de post tratamiento para el hidrógeno gaseoso. Con respecto al hidrógeno, su principal proceso de post tratamiento es un enfriamiento y compresión. Se baja la temperatura del gas así como la del cloro a un rango entre 18 y 25°C y posteriormente se lo utiliza como combustible para la reacción de combinación (Thomas O'Brien, Tilak V. Bommaraju, 2005). El esquema del proceso entero se muestra en la Figura A- 11

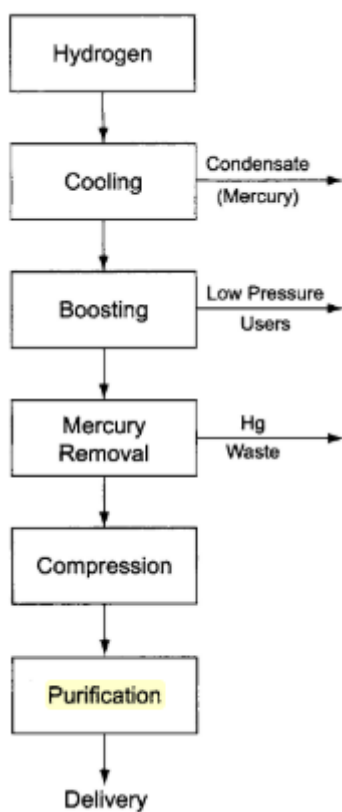


Figura A- 11 Diagrama de bloque del proceso de post tratamiento del hidrógeno gaseoso

Post tratamiento para el hidróxido de sodio

Finalmente, se lleva a cabo un proceso de post tratamiento para el NaOH que sale del proceso. Debido a que la concentración de NaOH que sale del proceso de electrólisis de membrana se encuentra en un rango de entre 32 y 35%, es necesario llevar a cabo un proceso de enfriamiento y evaporación para subir la concentración del producto hasta un máximo de 50%. Tras esto se lleva a cabo un proceso de enfriamiento y filtración y el NaOH se puede comercializar (Thomas O'Brien, Tilak V. Bommaraju, 2005). El esquema del proceso entero se muestra en la Figura A- 12

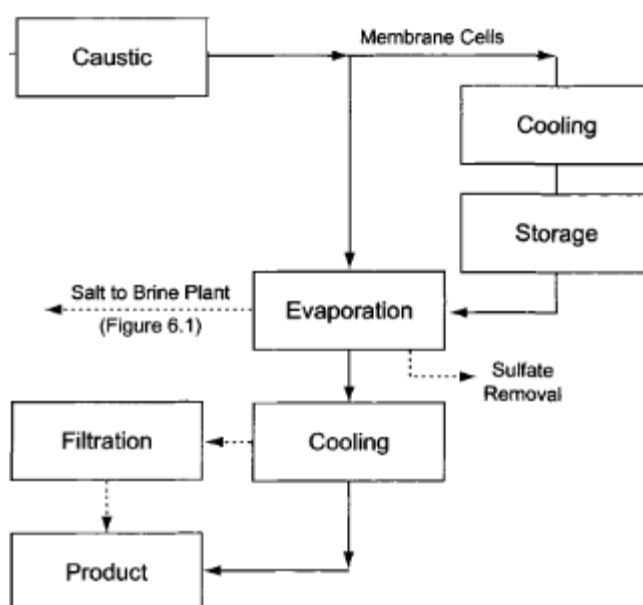


Figura A- 12 Diagrama de bloque del proceso de post tratamiento del hidróxido de sodio.

ANEXO 5

*Dimensionamiento de equipos**Factores de conversión*

Para llevar a cabo los cálculos del dimensionamiento de equipos se utilizaron los factores de conversión presentados en la Tabla A- 41.

Tabla A- 41 Factores de conversión para el dimensionamiento de equipos

De		A	
Valor	Unidad	Valor	Unidad
60	s	1	min
60	min	1	h
1000	L	1	m ³
1000	mol	1	Kmol
1	C/s	1	A
1000	A	1	kA
1000	kg	1	ton
1000	g	1	kg
1.013	bar	1	atm
10	bar	1	MPa
1000	mm	1	m
100	cm	1	m
10	mm	1	cm
1000000	μPa*s	1	kg/(m*s)
1000	J/s	1	kW

Dimensionamiento del mezclador

Dado que el proceso de mezcla es Batch, se dimensionará al equipo según el volumen requerido para una producción de 1 día. El volumen de la mezcladora se obtiene a partir del balance de masa teniendo en cuenta las horas de producción diarias para poder alimentar al proceso de producción por un día entero. Se elige una geometría cilíndrica para el recipiente del equipo, por lo cual las dimensiones del mismo se calcularán a partir de las relaciones descritas por la Ecuación A- 8, Ecuación A- 9, Ecuación A- 10 y Ecuación A- 11.

Ecuación A- 8

$$V = L * \pi * r^2$$

Ecuación A- 9

$$L = 2D$$

Ecuación A- 10

$$r = \frac{D}{2}$$

Ecuación A- 11

$$D = \sqrt{\frac{V}{\pi}}$$

A partir de las ecuaciones, se obtiene los valores de las dimensiones del equipo, que se presentan en la Tabla A- 42

Tabla A- 42 Dimensiones del recipiente de la celda de electrólisis

Categoría	Valor	Unidades
V. operativo	0.39	m ³
V. seguro	0.47	m ³
Diámetro	0.39	m
Longitud	0.77	m

De acuerdo con el código ASME BPV, el estrés permisible para el acero inoxidable 304 con código SA 240 304 a la temperatura de operación de la mezcladora es de 117 MPa (Cis Inspector, s/f). De acuerdo con el código ASME BPV, se utiliza la Ecuación A- 12 para encontrar el espesor de la pared.

Ecuación A- 12

$$tw = \frac{P_i + D_i}{2SE - 1.2P_i} + 2mm$$

Y para calcular la masa del tanque, se utiliza la Ecuación A- 13

Ecuación A- 13

$$m = \pi * D * L * tw * \rho$$

Y para calcular el espesor de las terminales planas del tanque, se utiliza la Ecuación A- 14

Ecuación A- 14

$$tw = D_e \sqrt{\frac{CP_i}{SE}}$$

De igual manera se calcula la masa de las terminales planas, a partir de la Ecuación A- 15.

Ecuación A- 15

$$m = \pi * D^2 * tw * \rho$$

Finalmente, obteniendo los resultados de las ecuaciones Ecuación A- 13, Ecuación A- 14, y Ecuación A- 15 y se presenta la masa del tanque en la Tabla A- 43. Se asume una eficiencia de soldadura de 0.9 para el dimensionamiento.

Tabla A- 43 Datos del recipiente de la celda de electrólisis

Categoría	Valor	Unidades
T. operación	90	°C
S. acero inoxidable 304	1154.99	atm
Densidad acero 304	7.93	g/cm ³
Presión	1	atm
Constante de diseño	0.1	-
Eficiencia de soldadura	0.9	-
Espesor de pared recipiente.	2.19	mm
Masa del recipiente	16.32	kg
Espesor pared terminales	5.80	mm
Masa de terminales	21.63	kg
Masa total	59.58	kg

Para el dimensionamiento del agitador, se trabaja con una relación diámetro del agitador vs altura de 1/3 (Geankoplis, 1993) según la Ecuación A- 16.

Ecuación A- 16

$$Da = \frac{Dt}{3}$$

Donde Da se refiere al diámetro del agitador y Dt al diámetro total del recipiente. Una vez hallado el diámetro del agitador se calcula el número de Reynolds a partir de la Ecuación A- 17.

Ecuación A- 17

$$\frac{Da^2 * N_p}{\mu} = N_{Re}$$

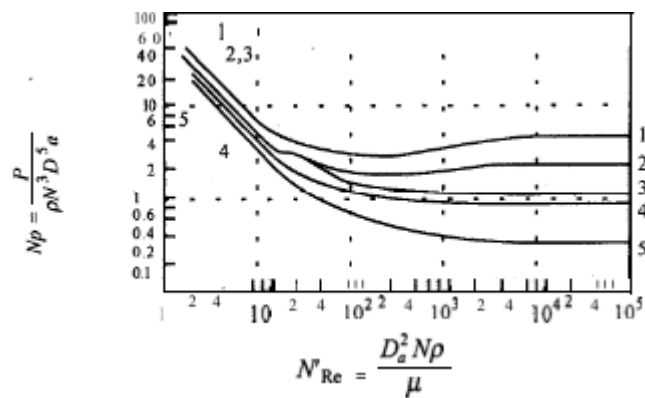
Una vez encontrado el número de Reynolds, se encuentra la viscosidad dinámica de la mezcla a partir de la Figura A- 13 (Aleksandrov, 2012). Se utiliza la molalidad de 6 mol NaCl/ kg agua ya que este valor se refiere a una solución saturada de NaCl como en este caso. Y se obtiene el valor de la viscosidad dinámica por medio de una interpolación para la temperatura de operación.

Table 4. Dynamic viscosity of aqueous solutions of sodium chloride, $\mu\text{Pa s}$

$t, ^\circ\text{C}$	mol/(kg of water)					
	1	2	3	4	5	6
	$P = 0.1 \text{ MPa}$					
0	1884	2052	2288	2583	2923	3298
25	974	1074	1199	1349	1528	1737
50	610	679	759	853	964	1097
75	426	478	535	601	678	768
100	321	361	405	455	512	577

Figura A- 13 Viscosidad dinámica de soluciones acuosas de cloruro de sodio

A partir de esto, se halla el número de potencia mediante la Figura A- 14 asumiendo una turbina de seis aspas planas con cuatro deflectores (Geankoplis, 1993).

**Figura A- 14** Gráfica para hallar el número de potencia

Y mediante la Ecuación A- 18 se calcula la potencia del motor para el agitador con el tipo de aspa que se ha elegido, trabajando con un flujo turbulento.

Ecuación A- 18

$$N_p = \frac{P}{\rho N^3 D_a^5}$$

Finalmente, los resultados del dimensionamiento del agitador se presentan en la Tabla A- 44.

Tabla A- 44 Resultados del dimensionamiento del agitador para el mezclador.

Categoría	Valor	Unidades
Densidad mezcla	1.30E+03	Kg/m ³
Velocidad de rotación (N)	0.83	Rev./s
Molalidad mezcla	6.75	mol/kg
Viscosidad dinámica (u)	6.54E-04	kg/(m*s)
Diámetro del agitador	0.13	m
Número de Reynolds	2.76E+04	-
Régimen de flujo	Turbulento	-
Número de potencia	4.00	-
Potencia	1.08E-04	kW
Potencia motor comercial	1	hp

Dimensionamiento de la celda electrolítica

De acuerdo con la literatura, el tiempo de residencia de la presente electrólisis suele ser de hasta 1 hora. (Prout, 2011). Trabajando en las condiciones estándar de 90°C y 1 atm (Vidal Dias, 2010). Por lo tanto, se puede estimar el tiempo de residencia que tendrá la corriente C en la celda electrolítica, lo que junto a su valor de flujo volumétrico permite calcular el volumen operacional de la celda, así como sobredimensionar a un volumen seguro de trabajo con la ecuación del tiempo de residencia detallada como la Ecuación A- 19 (Levenspiel, 2007).

Ecuación A- 19

$$\tau = \frac{V}{\dot{V}}$$

Asumiendo una celda electrolítica de forma rectangular, se calcula las dimensiones del recipiente de acuerdo a lo propuesto por (Pletcher, 1985). Se toma en cuenta un recipiente rectangular con dimensiones “L”, el valor de “L” se puede calcular a partir del volumen

mediante la Ecuación A- 23, y las dimensiones para el recipiente se pueden calcular a partir de la Ecuación A- 20, Ecuación A- 21 y la Ecuación A- 22.

Ecuación A- 20

$$Largo = 2L$$

Ecuación A- 21

$$Ancho = L$$

Ecuación A- 22

$$Alto = L$$

Ecuación A- 23

$$L = \sqrt[3]{\frac{V}{2}}$$

Los datos del recipiente de la celda calculados se presentan en la

Tabla A- 45 Datos calculados de las dimensiones del recipiente de la celda

Categoría	Valor	Unidades
Tiempo de residencia	1.00	h
Volumen operativo celda	0.07	m ³
Volumen seguro celda	0.08	m³
Largo recipiente	0.69	m
Ancho recipiente	0.34	m
Alto recipiente	0.34	m
d_e recipiente	2.00	-
Régimen de flujo	Laminar	-

Con respecto a los componentes de la celda elegidos, se utilizan ánodos DSA debido a que tienen una muy alta actividad electrocatalítica y selectividad. Además presentan un bajo overpotential (50mV) (Pletcher, 1985). Son muy estables en largos períodos de tiempo y tienen una vida útil estimada de 8 años (Vidal Dias, 2010). En cuanto a la elección de los cátodos, Se

utilizan cátodos de aleaciones de Nickel con metales (., Co, Ti, W, Mo, Fe). Esto es debido a que el níquel tiene alta resistencia a la corrosión y alta estabilidad frente a altas concentraciones de soluciones de NaOH. Las aleaciones se añaden debido a que mejoran la actividad electrocatalítica del electrodo con respecto a la reacción del hidrógeno (Vidal Dias, 2010). Con respecto a la membrana, Se utilizan membranas bicapa con matriz polimérica de tetrafluoretileno con grupos sulfónicos y carboxílicos en los lados del ánodo y del cátodo respectivamente ya que los grupos sulfónicos son muy buenos conductores de protones y los grupos carboxílicos son altamente permiselectivos para los cationes también. De igual manera se refuerza a las membranas con PFTE para mejorar sus propiedades físicas previniendo daños o rotura de éstas. La superficie de la membrana es hidrofílica para prevenir la adherencia de burbujas a la superficie (Vidal Dias, 2010). Para la elección de materiales de la celda, es necesario tomar en consideración que se debe elegir metales resistentes a la corrosión (Pletcher, 1985). Se ha elegido el acero inoxidable 334 para la construcción del equipo dadas sus propiedades de alta resistencia a la corrosión, así como a la humedad ya que la ubicación de la planta es en una ciudad húmeda.

Dimensionamiento del horno quemador de ácido

A partir de los resultados obtenidos en la Tabla A- 30 se ha encontrado el calor liberado por la reacción de síntesis de HCl. Utilizando la metodología de dimensionamiento de hornos descrita en el ANEXO , así como con la temperatura del horno de 1600°C requerida para que se lleve a cabo la reacción y el tiempo de residencia de 1 segundo (Reimlinger et al., 2016), se encuentra el calor neto de la reacción y se lo presenta en la Tabla A- 46.

Tabla A- 46 Datos calculados para hallar el calor neto dentro del horno

Categoría	Valor	Unidades
Calor liberado	65458.64	(kJ/ mol) /h
Eficiencia	0.9955	-
T. Horno	1600	°C
Tiempo de residencia	2.78E-04	h
Flujo entrada Cl	12.63	Kg/h
Flujo entrada H	0.37	Kg/h
Flujo salida HCl	12.93	Kg/h
Mol H2 en HCl	0.50	mol
Masa molar HCl	36.46	g/mol
Fuel value H	N.A.	-
Qf	65754.54	(kJ/ mol) /h
Cantidad Fuel	N.A.	-
Qwall	1315.09	(kJ/ mol) /h
Qnet	64439.45	(kJ/ mol) /h
Qnet (MW)	0.02	kW/h

Se elige un horno con forma de caja, con una relación de dimensiones de 3-2-1 refiriéndose a largo, ancho y altura (R. Shawabkeh, 2007). Por lo tanto, y utilizando la Ecuación A- 23 para encontrar la longitud L del recipiente, se detalla las dimensiones externas del horno en la Tabla A- 47. El material elegido para la construcción del horno es el acero al carbón tipo P05 debido a que soporta temperaturas de operación de hasta 1650°C.

Tabla A- 47 Dimensiones calculadas del horno

Categoría	Valor	Unidades
V. Operación	3.03	L
V. seguro	3.64	L
Mean Beam Lenght	0.10	m
Largo	2.54	m
Ancho	1.70	m
Alto	0.85	m

Dimensionamiento del enfriador 1

A partir de los datos obtenidos en la Tabla A- 33 en el ANEXO 3 se encuentra un área de transferencia de calor a partir de la Ecuación A- 24 tal y como se detalla en la metodología del dimensionamiento del intercambio de calor en el ANEXO 8.

Ecuación A- 24

$$A = \frac{q}{U * DTM}$$

Para esto, se asume un valor de energía interna (U) a partir de la Figura A- 15 (R. A. Shawabkeh, 2015). Y dado a que se trabaja con una mezcla de gases y agua, éste puede encontrarse en un rango entre 20 y 300 [W/mK].

El área de transferencia hallada se presenta a continuación

$$A = 2235.93 \text{ cm}^2$$

Table 12.1. Typical overall coefficients

Shell and tube exchangers		
Hot fluid	Cold fluid	U ($W/m^2 \cdot ^\circ C$)
<i>Heat exchangers</i>		
Water	Water	800–1500
Organic solvents	Organic solvents	100–300
Light oils	Light oils	100–400
Heavy oils	Heavy oils	50–300
Gases	Gases	10–50
<i>Coolers</i>		
Organic solvents	Water	250–750
Light oils	Water	350–900
Heavy oils	Water	60–300
Gases	Water	20–300
Organic solvents	Brine	150–500
Water	Brine	600–1200
Gases	Brine	15–250
<i>Heaters</i>		
Steam	Water	1500–4000
Steam	Organic solvents	500–1000
Steam	Light oils	300–900
Steam	Heavy oils	60–450
Steam	Gases	30–300
Dowtherm	Heavy oils	50–300
Dowtherm	Gases	20–200
Flue gases	Steam	30–100
Flue	Hydrocarbon vapours	30–100
<i>Condensers</i>		
Aqueous vapours	Water	1000–1500
Organic vapours	Water	700–1000
Organics (some non-condensables)	Water	500–700
Vacuum condensers	Water	200–500
<i>Vaporisers</i>		
Steam	Aqueous solutions	1000–1500
Steam	Light organics	900–1200
Steam	Heavy organics	600–900

Figura A- 15 Tabla de coeficientes de transferencia global típicos en los intercambiadores de calor de tubo y carcasa.

Posteriormente se debe elegir un tipo de tubo a partir de su número de cédula BWG. El tipo de tubo que se elige, así como sus especificaciones se presenta en la Tabla A- 48. El número de tubos que se requiere se calcula a partir de la Ecuación A- 25.

Ecuación A- 25

$$N_t = \frac{A}{\pi * d_o * L}$$

Tabla A- 48 Especificaciones de los tubos elegidos para el intercambiador

Categoría	Valor	Unidades
Tube gauge	13	-
Diámetro interno	2.06	cm
Espesor de pared	0.24	cm
Diámetro externo	2.54	cm
Longitud tubos	25.00	cm
Número de tubos	12	tubos

Para este caso, se decide usar un arreglo triangular de tubos con un ángulo de entre 30 y 60° ya que de esta manera la eficiencia del intercambio de calor se incrementa (Geankoplis, 1993). Se define que se el proceso tendrá 2 pasadas (debido a que como rule of thumb, es más eficiente tener mayor longitud de tubos y menor número de pasadas), se calcula la distancia más corta que puede haber entre centro y centro de los tubos (pitch tube). Así como el diámetro que comprende todo el arreglo de tubos del arreglo de tubos (bundle diameter) a partir de la Ecuación A- 26 y la Ecuación A- 27.

Ecuación A- 26

$$p_t = 1.25 d_o$$

Donde d_o se refiere al diámetro externo de los tubos

Ecuación A- 27

$$D_b = d_o \left(\frac{N_t}{K_1} \right)^{\frac{1}{n_1}}$$

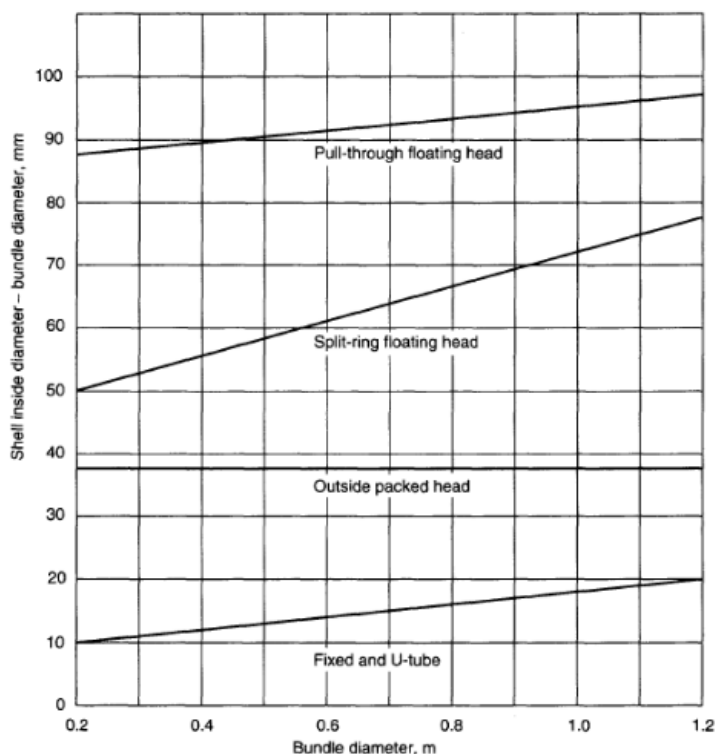
Donde N_t es el número de los tubos, y K_1 y N_1 son constantes que dependen del arreglo de los tubos y se pueden encontrar en la Figura A- 16.

Table 12.4. Constants for use in equation 12.3

Triangular pitch, $p_t = 1.25d_o$					
No. passes	1	2	4	6	8
K_1	0.319	0.249	0.175	0.0743	0.0365
n_1	2.142	2.207	2.285	2.499	2.675
Square pitch, $p_t = 1.25d_o$					
No. passes	1	2	4	6	8
K_1	0.215	0.156	0.158	0.0402	0.0331
n_1	2.207	2.291	2.263	2.617	2.643

Figura A- 16 Tabla de constantes para los diferentes arreglos de tubos

Y a partir del diámetro de la carcasa y el valor de D_b , utilizando la Figura A- 17 se puede hallar el tipo de cabezal para el recipiente, que en el presente caso resulta ser un “Split ring floating head”.

**Figura A- 17** Tipos de cabezales para los intercambiadores de calor

Los resultados de los pasos anteriores se detallan en la Tabla A- 49.

Tabla A- 49 Resultados de p_t , D_b y las constantes halladas para el proceso.

Categoría	Valor	Unidades
K1	0.249	-
N1	2.207	-
p_t	80.65	mm
D_b	165.82	mm

Se realizan los cálculos para la carcasa, calculándose el diámetro real de la carcasa. El espacio entre los deflectores, el área superficial de cruce de fluido y la velocidad másica del flujo en la carcasa a partir de la Ecuación A- 29, Ecuación A- 30, Ecuación A- 31 y Ecuación A- 8 respectivamente. El BDC, o bundle diameter clearance se obtuvo para dos pasadas a partir de la Figura A- 17 con un valor de 0.6m. Para el cálculo de la velocidad de flujo en la carcasa, se define que el fluido que pase a través de la carcasa será el agua de enfriamiento. Después se calcula el diámetro equivalente de carcasa para un arreglo triangular de tubos.

Ecuación A- 28

$$D_s = D_b + BDC$$

Ecuación A- 29

$$B_s = 0.4D_s$$

Ecuación A- 30

$$A_s = \frac{(p_t - d_o) * D_s * B_s}{p_t}$$

Ecuación A- 31

$$G_s = \frac{\text{velocidad de flujo en la carcasa} \left[\frac{kg}{s} \right]}{A_s}$$

Los resultados obtenidos al resolver todas las ecuaciones presentadas se presentan en la Tabla A- 50

Tabla A- 50 Resultados obtenidos para el dimensionamiento de la carcasa

Categoría	Valor	Unidades
BDC	0.6	m
Diámetro de carcasa	0.77	m
Espacio entre deflectores	0.31	m
Área de transferencia transversal	0.047	m ²
Gs	0.31	Kg/(m ² *s)

Ecuación A- 32

$$d_e = \frac{1.10}{d_o} (p_t^2 - 0.917d_o^2)$$

Donde d_e se refiere al diámetro equivalente medido en metros. A partir de este valor, es posible calcular los números adimensionales de Reynolds y Prandt, que serán necesarios para encontrar el número de Nusselt referente al flujo que atraviesa la carcasa, que a su vez representa el coeficiente de transferencia de calor en la carcasa del intercambiador (h_o). Para calcular estos valores, se utiliza la Ecuación A- 33.

Ecuación A- 33

$$R_e = \frac{G_s * d_e}{\mu}$$

Donde μ representa a la viscosidad dinámica del agua que atraviesa la carcasa a la temperatura de ingreso del fluido.

Ecuación A- 34

$$P_r = \frac{\mu * Cp}{k}$$

Donde Cp representa la capacidad calorífica del agua de enfriamiento, y k representa la conductividad térmica de la misma a la temperatura de ingreso del fluido.

Ecuación A- 35

$$N_u = h_o = j_h * R_e * P_r^{\frac{1}{3}} * \left(\frac{\mu}{\mu_w}\right)^{0.14}$$

Donde j_h representa el factor de fricción del agua de enfriamiento en la carcasa, cuyo valor se encuentra a partir de la Figura A- 18. Y μ_w representa la viscosidad dinámica del agua de enfriamiento a la temperatura de salida del fluido de la carcasa del intercambiador.

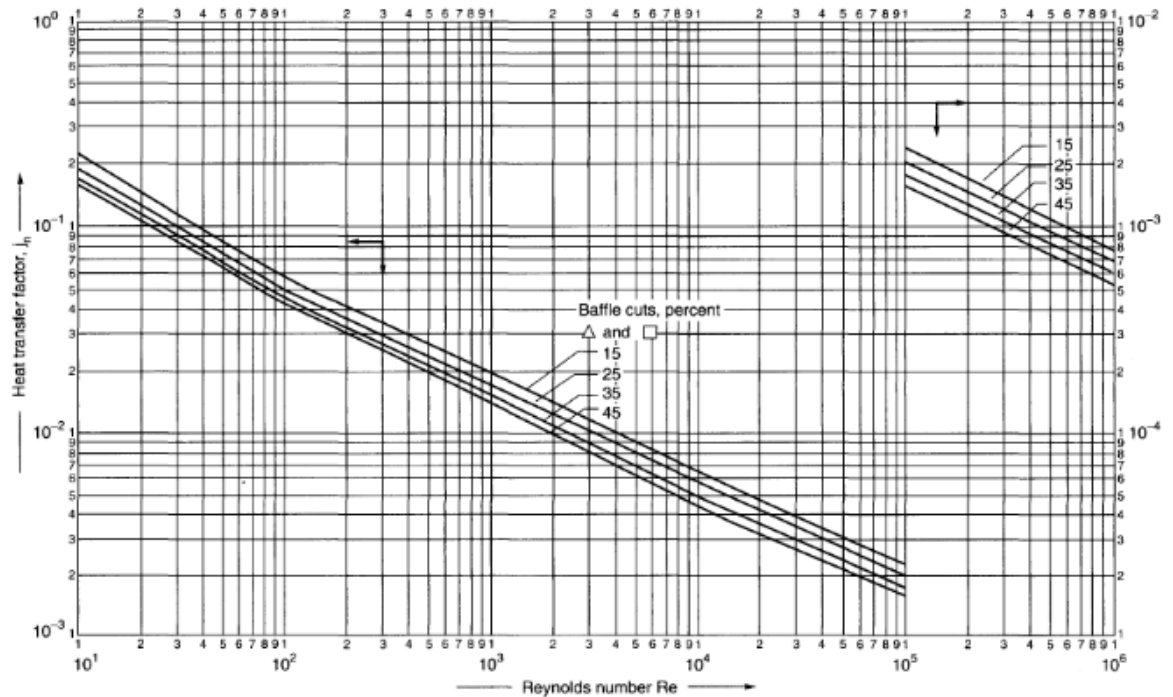


Figura A- 18 Tabla para hallar el valor del factor de fricción en el cálculo del número de Nusselt.

Los resultados de la Ecuación A- 32, Ecuación A- 33, Ecuación A- 34 y Ecuación A- 35 se presentan en la Tabla A- 51.

Tabla A- 51 Resultados del cálculo de los números adimensionales en la carcasa del intercambiador

Categoría	Valor	Unidades
Diámetro equivalente de carcasa	0.046	m
R_e para la carcasa	15.77	-
P_r para la carcasa	6.13	-
N_u para la carcasa (h_o)	252.53	-

Se realizan los cálculos para los tubos, encontrando el número de tubos requeridos por pasada, la velocidad másica y la velocidad del fluido a través de los tubos, los números de Prandt y Reynolds y también el número de Nusselt, que corresponde al coeficiente de transferencia de calor h_i . Para llevar a cabo todas estas operaciones, se utiliza la Ecuación A-36, Ecuación A-37, Ecuación A-38, Ecuación A-39,

Ecuación A-40, y Ecuación A-41 respectivamente.

Ecuación A-36

$$N_{ttp} = \frac{N_t}{\# \text{ pasadas}}$$

Ecuación A-37

$$Gm = \frac{\text{flujo másico de gas en los tubos [kg/s]}}{N_{ttp} * \frac{\pi * d_i^2}{4}}$$

Ecuación A-38

$$v = \frac{Gm}{\rho_i}$$

Ecuación A-39

$$P_r = \frac{\mu * C_p}{k}$$

Ecuación A-40

$$R_e = \frac{\rho * d * v}{\mu}$$

Ecuación A-41

$$N_u = h_i = 1.86 * (R_e * P_r) * \left(\frac{D}{L}\right)^{\frac{1}{3}} * \left(\frac{\mu}{\mu_w}\right)^{0.14}$$

Los resultados para las ecuaciones descritas anteriormente se presentan en la Tabla A- 52.

Tabla A- 52 Resultados del cálculo de los números adimensionales de los tubos del intercambiador

Categoría	Valor	Unidades
Número de tubos por pase	1	tubos x pase
Velocidad másica	0.09	Kg/(m ² *s)
Velocidad del fluido	0.09	m/s
P_r para los tubos	0.90	-
R_e para los tubos	313.19	-
N_u para los tubos (h_i)	5.30	-

A partir de los resultados obtenidos en la Tabla A- 51 y la Tabla A- 52 se puede calcular el coeficiente global de transferencia de calor a partir del flujo de la carcasa usando la Ecuación A- 42.

Ecuación A- 42

$$U = \frac{1}{\frac{1}{h_o} + \frac{1}{h_{do}} + \frac{d_o \ln\left(\frac{d_o}{d_i}\right)}{2k_w} + \frac{d_i}{d_o h_{do}} + \frac{d_i}{d_o h_o}}$$

Donde k_w representa a la conductividad térmica del material elegido, que en este caso es carburo silícico con un valor de $k_w = 120 \left[\frac{W}{mK}\right]$, y los valores de $h_{do} = 1000 \frac{W}{m^2K}$ y $h_{di} = 1000 \frac{W}{m^2K}$ están dados por (Stewart, 2014).

Resolviendo la Ecuación A- 42 se obtiene un valor de coeficiente global de transferencia de calor de

$$U = 42.29 \left[\frac{W}{m^2K} \right]$$

Dimensionamiento del enfriador 2

El proceso para dimensionar el Enfriador 2 es el mismo explicado en el Dimensionamiento del enfriador 1, por lo cual solamente se presentarán las tablas con los resultados para cada etapa del proceso.

El área de transferencia hallada se presenta a continuación

$$A = 2526.51 \text{ cm}^2$$

Las especificaciones para los tubos elegidos para este intercambiador se detallan en la Tabla A- 53

Tabla A- 53 Especificaciones de los tubos elegidos para el intercambiador

Categoría	Valor	Unidades
Tube gauge	14	-
Diámetro interno	3.38	cm
Espesor de pared	0.21	cm
Diámetro externo	3.81	cm
Longitud tubos	25	cm
Nt	9	tubos

De igual manera se decide utilizar un arreglo triangular de tubos con un ángulo de entre 30 y 60°, y se define que el proceso tenga 2 pasadas. Se calcula el pitch tube, y el bundle diameter a partir de las constantes encontradas en la Figura A- 16, y mediante la Ecuación A- 26 y la Ecuación A- 27. Los resultados se presentan en la Tabla A- 54.

Tabla A- 54 Resultados de pt, Db y las constantes halladas para el proceso

Categoría	Valor	Unidades
K1	0.249	-
N1	2.207	-
pt	47.63	mm

Db	193.59	mm
----	--------	----

A partir de la Figura A- 17 se determina que se utilizará un cabezal tipo “split ring floating head” tal como en el caso del Enfriador 1, posteriormente se utiliza la Ecuación A- 29, Ecuación A- 30, Ecuación A- 31 y Ecuación A- 32 para realizar los cálculos de diámetro de carcasa, espacio entre los deflectores, área superficial de cruce del fluido y la velocidad másica del fluido en la carcasa. Los resultados se presentan en la Tabla A- 55

Tabla A- 55 Resultados obtenidos para el dimensionamiento de la carcasa

Categoría	Valor	Unidades
BDC	0.60	m
Diámetro de la carcasa	0.79	m
Espacio entre deflectores	0.32	m
Área de transferencia transversal	0.050	m ²
Gs	0.29	Kg/(m ² *s)

A partir de la Ecuación A- 32, Ecuación A- 33, Ecuación A- 34 y Ecuación A- 35 se calculan los números adimensionales que se rigen en la carcasa del enfriador, y se presentan en la Tabla A- 56

Tabla A- 56 Resultados del cálculo de los números adimensionales en la carcasa del intercambiador

Categoría	Valor	Unidades
Diámetro equivalente de carcasa	0.027	m
R_e para la carcasa	5.07	-
P_r para la carcasa	11.21	-
N_u para la carcasa (h_o)	86.51	-

De igual manera, se usa la Ecuación A- 37, Ecuación A- 38, Ecuación A- 39,

Ecuación A- 40 y Ecuación A- 41 para el caso de los tubos, se encuentra el número de tubos requeridos por cada pasada, la velocidad másica y la velocidad del fluido a través de los tubos, así como los números adimensionales que se rigen en los tubos del enfriador. Los resultados se presentan en la Tabla A- 57.

Tabla A- 57 Resultados del cálculo de los números adimensionales de los tubos del intercambiador

Categoría	Valor	Unidades
Número de tubos por pase	4.5	tubos x pase
Velocidad másica	0.03	Kg/(m ² *s)
Velocidad del fluido	0.03	m/s
k HCl gas	0.013	W/mK
P_r para los tubos	0.90	-
R_e para los tubos	69.60	-
N_u para los tubos (h_i)	3.79	-

Y a partir de los resultados obtenidos en la Tabla A- 56 y la Tabla A- 57 se puede calcular el coeficiente global de transferencia de calor a partir del flujo de la carcasa usando la Ecuación A- 42. El valor de la conductividad térmica del material elegido para los tubos del intercambiador (que en este caso es cobre) es de $k_w = 120 \left[\frac{W}{mK} \right]$ y los valores de $h_{do} = 1000 \frac{W}{m^2K}$ y $h_{di} = 1000 \frac{W}{m^2K}$ están dados por (Stewart, 2014).

Por lo que, resolviendo la Ecuación A- 42 se obtiene un valor de coeficiente global de transferencia de calor de

$$U = 37.46 \left[\frac{W}{m^2K} \right]$$

Dimensionamiento de la columna de absorción de película

Se continúan los cálculos realizados en la sección de balances de energía, Columna de absorción de película. Con respecto al cálculo de los tubos de la columna, dado que las condiciones de temperatura del proceso se encuentran dentro del límite tolerable por el material, se decide utilizar Grafito para su fabricación, con una conductividad térmica de $k_w = 150 \left[\frac{W}{mK} \right]$. Se define también un diámetro externo e interno de los tubos de 25mm y 20mm respectivamente y dadas las condiciones del proceso, una velocidad de 0.06m/s. Se calcula la masa molar promedio de la mezcla de gases mediante la Ecuación A- 43, posteriormente se calcula la densidad del gas de alimentación en la entrada de los tubos con la Ecuación A- 44. Se utiliza la Ecuación A- 45 para encontrar el flujo volumétrico de la mezcla de gas en la entrada, y despejando la Ecuación A- 46 hacia la Ecuación A- 47 para hallar el número de tubos requeridos en la columna de absorción de película. Además, se utiliza la Ecuación A- 48 para hallar la velocidad másica transversal en los tubos, y la Ecuación A- 49 para hallar el coeficiente de transferencia de calor de los tubos h_l (B.Thakore & Bratt, 2007). Los resultados de todos estos cálculos se presentan en la Tabla A- 58.

Ecuación A- 43

$$M = \sum M_i * v_i$$

Donde

M_i se refiere a la masa molecular del compuesto

v_i se refiere al coeficiente estequiométrico del compuesto en la reacción

Ecuación A- 44

$$\rho = \frac{pM}{RT}$$

Donde

ρ se refiere a la densidad de la mezcla

p se refiere a la presión de la mezcla

M se refiere a la masa molar de la mezcla

R se refiere a la constante de los gases ideales

T se refiere a la temperatura de la mezcla de gases

Ecuación A- 45

$$q_v = \frac{\dot{m}}{\rho}$$

Donde

q_v se refiere al flujo volumétrico de la mezcla de gases en la entrada de los tubos

\dot{m} se refiere al flujo másico de la mezcla de gases en la entrada de los tubos

Ecuación A- 46

$$v = \frac{q_v}{N_t * \frac{\pi}{4} d_i^2}$$

Donde

N_t se refiere al número de tubos del intercambiador

d_i se refiere al diámetro interno de los tubos

Ecuación A- 47

$$N_t = \frac{6.36}{\frac{3600}{0.06 * \frac{\pi}{4}}}$$

Ecuación A- 48

$$G_t = u_t * \rho$$

Donde

u_t se refiere a la velocidad del fluido en los tubos

Ecuación A- 49

$$h_i = 9136 * \tau^{\frac{1}{3}}$$

Donde

τ se refiere al flujo de líquido por unidad de periferia $\left[\frac{kg}{m*s}\right]$ y está dado por la

Ecuación A- 50

Ecuación A- 50

$$\tau = \frac{q_{w1}}{N_t * \pi * d_i}$$

Donde

q_{w1} se refiere al flujo de líquido en la entrada $\left[\frac{kg}{s}\right]$

Tabla A- 58 Resultados obtenidos de los cálculos de los tubos de la columna de absorción de película.

Categoría	Valor	Unidad
Diámetro externo tubos	25.00	mm
Diámetro interno tubos	20.00	mm
Velocidad del gas en los tubos	0.06	m/s
Masa molar promedio del gas	36.46	kg/kmol
Presión de operación	30.00	kPa

Densidad del gas en la entrada	2.03	kg/m ³
Flujo volumétrico de gas en el tubo	6.36	m ³ /h
número de tubos	2.00	tubos
Velocidad de masa en el lateral de los tubos	0.12	kg/ (m ² *s)
Flujo de líquido por unidad de periferia	0.05	kg/(m*s)
Coefficiente de transferencia de calor de los tubos (h_i)	3528.53	W/ (m² °C)

Lo siguiente es encontrar el coeficiente de transferencia de calor en la carcasa de la columna. Para esto se calcula el área de flujo del lado de la carcasa con la Ecuación A- 51, el diámetro del arreglo de tubos con la Ecuación A- 27, el diámetro equivalente de la carcasa con la Ecuación A- 32, la velocidad másica del fluido de enfriamiento en la carcasa con la Ecuación A- 52 , La velocidad del fluido en la carcasa con la Ecuación A- 53, el número de Reynolds para la carcasa con la Ecuación A- 54, el número de Prandt para la carcasa con la Ecuación A- 55 y el coeficiente de transferencia de calor para la carcasa con la Ecuación A- 56.

Ecuación A- 51

$$A_s = \frac{(P_t - d_o) * B_s * D_s}{P_t}$$

Donde

P_t se refiere al pitch tube, que se encuentra con la Ecuación A- 26

B_s se refiere al diámetro de la carcasa multiplicado por un factor de 0.4

D_s se refiere al diámetro de la carcasa

Ecuación A- 52

$$G_s = \frac{q_w}{A_s}$$

Ecuación A- 53

$$u_s = \frac{G_s}{\rho}$$

Ecuación A- 54

$$R_e = \frac{d_e * G_s}{\mu}$$

Donde

μ es la viscosidad dinámica del agua a 35°C

Ecuación A- 55

$$P_r = \frac{C_p * \mu}{k}$$

Ecuación A- 56

$$h_o = \frac{k}{d_e} * R_e^{0.55} * P_r^{0.33} * \left(\frac{\mu}{\mu_w}\right)^{0.14}$$

Los resultados de los cálculos obtenidos para la carcasa de la columna de absorción de película se presentan en la Tabla A- 59.

Tabla A- 59 Resultados obtenidos para la carcasa de la columna de absorción de película.

Categoría	Valor	Unidad
Pitch tube	31.25	mm
N1	2.142	-
k1	0.319	-
Diámetro de arreglo de tubos	58.90	mm
Diámetro	80.00	mm
Bs	32	mm
Área transversal	5.12E-04	m ²
Diámetro equivalente	18.03	mm
Velocidad másica G_s	1064.13	Kg/(m ² *s)
Velocidad del fluido u_s	1.07	m/s
Viscosidad agua 35°C	0.8	Cp
P_r para los tubos	23977.89	-

k agua a 35°C	0.628	
R_e para los tubos	5.34	-
N_u para los tubos (h_i)	5588.26	W/m² °C

A partir de los coeficientes de intercambio de calor obtenidos para los tubos y la carcasa en la Tabla A- 58 y la Tabla A- 59, así como la conductividad térmica del material y los valores de $h_{do} = 5000 \frac{W}{m^2K}$ y $h_{di} = 5000 \frac{W}{m^2K}$ están dados por (Stewart, 2014). Se puede calcular el coeficiente global de transferencia de calor, y a partir de éste, el área de intercambio de calor de la columna (B.Thakore & Bratt, 2007). Los resultados se presentan en la Tabla A- 60

Tabla A- 60 Resultados del coeficiente global de transferencia de calor y el área de intercambio

Categoría	Valor	Unidades
Coficiente global de transferencia de calor	998.21	W/m ² °C
Área de intercambio de calor	1.02	m ²

Dimensionamiento del caldero

A partir de los resultados obtenidos en la sección del balance de energía, Caldero. Se buscó un equipo que cumpliera con los requerimientos para llevar a cabo este proceso. Se eligió un caldero de la compañía Devotion Boiler Co. Ltd. modelo WNS0.5. Cuyas especificaciones técnicas se presentan en la Tabla A- 61 (Devotion Boiler Co. Ltd, 2020).

Tabla A- 61 Especificaciones del horno elegido

Categoría	Valor	Unidades
Largo	3.2	m
Ancho	1.56	m
Altura	1.72	m
Peso	3.5	ton
Material	Acero especial de horno	-

Dimensionamiento del condensador

Debido a que el condensador es un intercambiador de calor, el proceso para dimensionarlo es el mismo explicado en el Dimensionamiento del enfriador 1, por lo cual solamente se presentarán las tablas con los resultados para cada etapa del proceso.

El área de transferencia hallada se presenta a continuación

$$A = 225.57 \text{ cm}^2$$

Las especificaciones para los tubos elegidos para este intercambiador se detallan en la Tabla A- 62.

Tabla A- 62 Especificaciones de los tubos elegidos para el intercambiador

Categoría	Valor	Unidades
Tube gauge	3	-
Diámetro interno	6.30	cm
Espesor de pared	0.66	cm
Diámetro externo	7.62	cm
Longitud tubos	100	cm
Nt	22	tubos

De igual manera se decide utilizar un arreglo triangular de tubos con un ángulo de entre 30 y 60°, y se define que el proceso tenga 2 pasadas. Se calcula el pitch tube, y el bundle diameter a partir de las constantes encontradas en la Figura A- 16, y mediante la Ecuación A- 26 y Ecuación A- 27. Los resultados se presentan en la Tabla A- 63.

Tabla A- 63 Resultados de pt, Db y las constantes halladas para el proceso

Categoría	Valor	Unidades
K1	0.249	-
N1	2.207	-
pt	95.25	mm
Db	580.49	mm

A partir de la Figura A- 17 se determina que se utilizará un cabezal tipo “split ring floating head” tal como en el caso del Enfriador 1, posteriormente se utiliza la Ecuación A- 29, Ecuación A- 30, Ecuación A- 31 y Ecuación A- 32 para realizar los cálculos de diámetro de carcasa, espacio entre los deflectores, área superficial de cruce del fluido y la velocidad másica del fluido en la carcasa. Los resultados se presentan en la Tabla A- 64.

Tabla A- 64 Resultados obtenidos para el dimensionamiento de la carcasa

Categoría	Valor	Unidades
BDC	0.60	m
Diámetro de la carcasa	1.18	m
Espacio entre deflectores	0.47	m
Área de transferencia transversal	0.11	m ²
Gs	0.90	Kg/(m ² *s)

A partir de la Ecuación A- 32, Ecuación A- 33, Ecuación A- 34 y Ecuación A- 35 se calculan los números adimensionales que se rigen en la carcasa del enfriador, y se presentan en la Tabla A- 65.

Tabla A- 65 Resultados del cálculo de los números adimensionales en la carcasa del intercambiador

Categoría	Valor	Unidades
Diámetro equivalente de carcasa	0.054	m
R_e para la carcasa	54.61	-
P_r para la carcasa	6.55	-
N_u para la carcasa (h_o)	834.45	-

De igual manera, se usa la Ecuación A- 37, Ecuación A- 38, Ecuación A- 39,

Ecuación A- 40 y Ecuación A- 41 para el caso de los tubos, se encuentra el número de tubos requeridos por cada pasada, la velocidad másica y la velocidad del fluido a través de los

tubos, así como los números adimensionales que se rigen en los tubos del enfriador. Los resultados se presentan en la Tabla A- 66

Tabla A- 66 Resultados del cálculo de los números adimensionales de los tubos del intercambiador

Categoría	Valor	Unidades
Número de tubos por pase	11	tubos x pase
Velocidad másica	0.09	Kg/m ² *s
Velocidad del fluido	0.11	m/s
k HCl gas	0.025	W/mK
P_r para los tubos	47.64	-
R_e para los tubos	20.68	-
N_u para los tubos (h_i)	6.27	-

Y a partir de los resultados obtenidos en la Tabla A- 65 y la Tabla A- 66se puede calcular el coeficiente global de transferencia de calor a partir del flujo de la carcasa usando la Ecuación A- 42. El valor de la conductividad térmica del material elegido para los tubos del intercambiador (que en este caso es cobre) es de $k_w = 384 \left[\frac{W}{mK} \right]$ y los valores de $h_{do} 1000 \frac{W}{m^2K}$ y $h_{di} = 1000 \frac{W}{m^2K}$ están dados por (Stewart, 2014).

Por lo que, resolviendo la Ecuación A- 42 se obtiene un valor de coeficiente global de transferencia de calor de

$$U = 205.15 \left[\frac{W}{m^2K} \right]$$

ANEXO 6

*Análisis económico**Cálculo del costo de los equipos mediante los factores de Lang*

Se calcula el costo de cada equipo mediante el método teórico de los factores de Lang, utilizando la metodología propuesta por Sinnott (2008). Debido a que se trabaja con un proceso mixto de líquidos y gases, se utiliza un factor de Lang de 4. La ecuación para calcular el costo de cada equipo se presenta en la Ecuación A- 57.

Ecuación A- 57

$$C_e = a + bS^n$$

Los valores para las variables se presentan en la

Equipment	Units for Size, S	S_{Lower}	S_{Upper}	a	b	n	Note
<i>Agitators & mixers</i>							
Propeller	driver power, kW	5.0	75.0	4,300	1,920	0.8	
Spiral ribbon mixer	driver power, kW	5.0	35.0	11,000	420	1.5	
Static mixer	Liters/s	1.0	50.0	780	62	0.8	
<i>Boilers</i>							
Packaged, 15 to 40 bar	kg/h steam	5,000.0	200,000.0	4,600	62	0.8	
Field erected, 10 to 70 bar	kg/h steam	20,000.0	800,000.0	-90,000	93	0.8	
<i>Centrifuges</i>							
High-speed disk	diameter, m	0.26	0.49	63,000	260,000	0.8	
Atmospheric suspended basket	power, kW	2.0	20.0	37,000	1,200	1.2	
<i>Compressors</i>							
Blower	m ³ /h	200.0	5,000.0	4,200	27	0.8	
Centrifugal	driver power, kW	132.0	29,000.0	8,400	3,100	0.6	
Reciprocating	driver power, kW	100.0	16,000.0	240,000	1.33	1.5	
<i>Conveyors</i>							
Belt, 0.5 m wide	length, m	10.0	500.0	21,000	340	1.0	
Belt, 1.0 m wide	length, m	10.0	500.0	23,000	575	1.0	
Bucket elevator, 0.5 m bucket	height, m	10.0	35.0	14,000	1,450	1.0	
<i>Crushers</i>							
Reversible hammer mill	tonne/h	20.0	400.0	400	9,900	0.5	
Pulverizers	kg/h	200.0	4,000.0	3,000	390	0.5	
<i>Crystallizers</i>							
Scraped surface crystallizer	length, m	7.0	280.0	41,000	40,000	0.7	
<i>Distillation columns</i>							
See pressure vessels, packing, and trays							
<i>Dryers</i>							
Direct contact rotary	area, m ²	11.0	180.0	-7,400	4,350	0.9	1
Pan	area, m ²	1.5	15.0	-5,300	24,000	0.5	2
Spray dryer	evap rate kg/h	400.0	4,000.0	190,000	180	0.9	
<i>Evaporators</i>							
Vertical tube	area, m ²	11.0	640.0	17,000	13,500	0.6	
Agitated falling film	area, m ²	0.5	12.0	29,000	53,500	0.6	

Figura A- 19 Valores de los coeficientes para calcular los costos de los equipos (1)

Equipment	Units for Size, S	S_{Lower}	S_{Upper}	a	b	n	Note
<i>Exchangers</i>							
U-tube shell and tube	area, m ²	10.0	1,000.0	10,000	88	1.0	
Floating head shell and tube	area, m ²	10.0	1,000.0	11,000	115	1.0	
Double pipe	area, m ²	1.0	80.0	500	1,100	1.0	
Thermosiphon reboiler	area, m ²	10.0	500.0	13,000	95	1.0	
U-tube Kettle reboiler	area, m ²	10.0	500.0	14,000	83	1.0	
Plate and frame	area, m ²	1.0	180.0	1,100	850	0.4	3
<i>Filters</i>							
Plate and frame	capacity, m ³	0.4	1.4	76,000	54,000	0.5	
Vacuum drum	area, m ²	10.0	180.0	-45,000	56,000	0.3	
<i>Furnaces</i>							
Cylindrical	duty, MW	0.2	60.0	53,000	69,000	0.8	
Box	duty, MW	30.0	120.0	7,000	71,000	0.8	
<i>Packings</i>							
304 ss Raschig rings	m ³			0	3,700	1.0	
Ceramic intalox saddles	m ³			0	930	1.0	
304 ss Pall rings	m ³			0	4,000	1.0	
PVC structured packing	m ³			0	250	1.0	
304 ss structured packing	m ³			0	3,200	1.0	4
<i>Pressure vessels</i>							
Vertical, cs	shell mass, kg	150.0	69,200.0	-400	230	0.6	5
Horizontal, cs	shell mass, kg	250.0	69,200.0	-2,500	200	0.6	
Vertical, 304 ss	shell mass, kg	90.0	124,200.0	-10,000	600	0.6	5
Horizontal, 304 ss	shell mass, kg	170.0	114,000.0	-15,000	560	0.6	
<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	
<i>Reactors</i>							
Jacketed, agitated	volume, m ³	0.5	100.0	14,000	15,400	0.7	
Jacketed, agitated, glass-lined	volume, m ³	0.5	25.0	13,000	34,000	0.5	
<i>Tanks</i>							
Floating roof	capacity, m ³	100.0	10,000.0	53,000	2,400	0.6	
Cone roof	capacity, m ³	10.0	4,000.0	5,700	700	0.7	
<i>Trays</i>							
Sieve trays	diameter, m	0.5	5.0	100	120	2.0	6
Valve trays	diameter, m	0.5	5.0	130	146	2.0	6
Bubble cap trays	diameter, m	0.5	5.0	200	240	2.0	6
<i>Utilities</i>							
Cooling tower & pumps	flow liters/s	100.0	10,000.0	61,000	650	0.9	7
Packaged mechanical refrigerator	evaporator duty, kW	50.0	1,500.0	4,900	720	0.9	
Water ion exchange plant	flow m ³ /h	1.0	50.0	6,200	4,300	0.7	

Figura A- 20 Valores de los coeficientes para calcular los costos de los equipos (2)

A partir de los coeficientes hallados para cada equipo a partir de la Figura A- 19 y la Figura A- 20, se resuelve la Ecuación A- 57 y se presenta los resultados del costo de los equipos en la Tabla A- 67.

Tabla A- 67 Resultados del costo de los equipos mediante los factores de Lang.

Equipo	Cantidad	Capacidad	Unidades	Costo (\$)
Caldero	1	180.07	kg/h vapor	8551.41
Condensador	1	5.09	m ²	10447.78
Recipiente almacenamiento NaCl	1	0.85	m ³	6322.33
Mezclador	1	0.47	m ³	6113.00
	aspa	1.29E-01	m	6220.00
	motor	1	hp	1520.00
		Total Mezclador		15238.30
Celda	1	0.08	m ³	16592.19
Horno	1	0.02	MW/h	9841.44
Enfriador 1	1	0.22	m ²	10019.68
Enfriador 2	1	0.25	m ²	10022.23
Columna de absorción de película	1	1.02	m ²	10090.03
			C.E. Costo por Equipo	110978.39
			Costo Total Lang	443913.54

Cálculo del costo total mediante los factores de Hand

Para calcular el costo de los equipos a partir de los factores de Hand, se utilizan los resultados obtenidos en la Tabla A- 67, y se incluye el factor de material específico para cada equipo. De igual manera se considera si los equipos requieren o no instalación, y se tiene en cuenta el factor de Hand para cada equipo, de manera que se puede encontrar el costo total de los equipos de la planta. Los factores de material, y de Hand para cada equipo se presentan junto con los resultados en la Tabla A- 68 (Sinnott, 2008).

Tabla A- 68 Resultados de los costos totales de los equipos según el método de Hand.

Equipo	Costo (\$)	Factor Material	Instalación	Factor de Hand	Costo Hand
Caldero	8551.41	1.3	SI	1.5	16675.26
Condensador	10447.78	1.5	SI	3.5	54850.84
Recipiente Almacenamiento NaCl	6322.32	1.3	No	2.5	20547.56
Mezclador tanque	6113.00	1.3	SI	2.5	-
Aspa	6220.00	1.3	SI	-	-
Motor	1520.00	-	SI	-	-
	13853.00		Total Mezclador		43882.25
Celda	16592.19	1.3	SI	4	86279.40
Horno	9841.43	1	SI	1.3	12793.86
Enfriador 1	10019.67	1.5	SI	3.5	52603.30
Enfriador 2	10022.23	1.5	SI	3.5	52616.72
Columna de absorción de película	10090.03	1.7	SI	4	68612.19
				C.T. HAND	408861.39

Cálculo del costo total mediante el método factorial detallado

Para calcular el costo total de los equipos a partir del método factorial detallado se usan los resultados obtenidos en la Tabla A- 67 junto con la

Ecuación A- 58.

Ecuación A- 58

$$C = \sum C_e [(1 + f_p) * f_m + (f_{er} + f_{el} + f_i + f_c + f_s + f_l)]$$

Donde todos los factores para un tipo de procesamiento mixto están en la

Tabla A- 69.

Tabla A- 69 Factores para un tipo de procesamiento mixto

Factor	Valor
f_{er}	0.5
f_p	0.6
f_i	0.3
f_{el}	0.2
f_c	0.3
f_s	0.2
f_l	0.1
Total	2.2

En este caso es óptimo separar entre equipos que requieren materiales e instalación, equipos que solo requieren materiales y equipos que solo requieren instalación, y categorizar los equipos entre aquellos que requieren el mismo o diferentes materiales. Los resultados para los equipos que requieren materiales e instalación, y que están hechos de acero inoxidable 304 se presentan en la Tabla A- 70. Aquellos que están hechos de cobre se presentan en la Tabla A- 71 y aquellos que están hechos de acero al carbón, en la Tabla A- 72.

Tabla A- 70 Resultados del método factorial detallado para equipos de acero inoxidable 304 que requieren material e instalación.

Equipo	Cantidad	Capacidad	Unidades	Costo (\$)	Factor Material	Instalación
Caldero	1	180.07	kg/h vapor	8551.41	1.3	SI
Mezclador	tanque	0.47	m ³	6113.00	1.3	SI
	aspa	1.29E-01	m	6220.00	1.3	SI
Celda	1	0.08	m ³	16592.19	1.3	SI
Enfriador 1	1	0.22	m ²	10019.67	1.5	SI
Columna de absorción de película	1	1.02	m ²	10090.02	1.7	SI
Total				57586.31		
Costo Método factorial detallado				211917.62		

Tabla A- 71 Resultados del método factorial detallado para equipos de cobre que requieren material e instalación.

Equipo	Cantidad	Capacidad	Unidades	Costo (\$)	Factor Material	Instalación
Enfriador 2	1	0.25	m ²	10022.23	1.5	SI
Condensador	1	5.08	m ²	10447.77	1.5	SI
Total				20470.01		
Costo Método factorial detallado				81880.05		

Tabla A- 72 Resultados del método factorial detallado para equipos de acero al carbón que requieren material e instalación.

Equipo	Cantidad	Capacidad	Unidades	Costo (\$)	Factor Material	Instalación
Horno	1	0.02	MW/h	9841.43	1	SI
Total				9841.43		
Costo Método factorial detallado				31492.59		

A continuación, se presenta en la Tabla A- 73 los resultados para los equipos que solamente requieren material, y en la

Tabla A- 74 los resultados para los equipos que solamente requieren de instalación.

Tabla A- 73 Resultados del método factorial detallado para equipos de acero al carbón que requieren solamente material.

Equipo	Cantidad	Capacidad	Unidades	Costo (\$)	Factor Material	Instalación
Recipiente Almacenamiento NaCl	1	5.08	m ³	6322.32	1.3	No
Costo Método factorial detallado				5137.6		

Tabla A- 74 Resultados del método factorial detallado para equipos de acero al carbón que requieren solamente instalación.

Equipo	Cantidad	Capacidad	Unidades	Costo (\$)	Factor Material	Instalación
motor	1	1	hp	1520.00	-	SI
Total				1520.00		
Costo Método factorial detallado				4864.00		

Y los resultados de todos los costos del método factorial detallado, así como el costo total se presentan en la Tabla A- 75.

Tabla A- 75 Recopilación de resultados de costos obtenidos mediante el método factorial detallado

Equipo	Cantidad	Costo (\$)
Caldero	1	8551.41
Condensador	1	10447.78
Recipiente Almacenamiento NaCl	1	6322.33
Mezclador	tanque	6113.00
	aspa	6220.00
	motor	1520.00
		13853.00
Celda	1	16592.19
Horno	1	9841.44
Enfriador 1	1	10019.68
Enfriador 2	1	10022.23
Columna de absorción de película	1	10090.03
TOTAL COSTO M.F. DETALLADO		335291.87

Cálculo de la inversión de capital fijo

Para calcular la inversión del capital fijo se toma en cuenta el costo ISBL, que incluyen los costos de campo directos, indirectos y honorarios, y se obtiene a partir del total del costo del método factorial detallado. Dado que las aproximaciones realizadas mediante este método tienen un rango de error del 30% (Sinnott, 2008), el rango en el que se puede encontrar el ISBL se presenta en la Ecuación A- 59.

Ecuación A- 59

$$ISBL = \$234,704.31 \leftrightarrow \$569,996.17$$

Se tomará el valor de ISBL como el valor intermedio del rango presentado, valor que se presenta en la Tabla A- 75 como el costo total del método factorial detallado. Se toma también en cuenta el costo OSBL, o los costos por modificaciones o adiciones a la infraestructura por expansión. Estos costos se calculan como el 40% del costo ISBL. El siguiente grupo de costos que se debe tomar en cuenta son los costos de ingeniería. Y son aquellos que se encuentran relacionados con el diseño detallado y construcción de la planta. Estos costos se calculan como el 30% de la suma del costo ISBL y el costo OSBL. Los últimos costos que se toma en cuenta son los gastos imprevistos, y se los considera como los costos que se debe tener en cuenta para posibles variaciones en la estimación de costos. Los gastos imprevistos se estiman como el 10% de la suma de los costos ISBL y OSBL (Sinnott, 2008). Los resultados de la inversión de capital fijo que se tiene en el presente proyecto se presentan en la Tabla 6.

Cálculo de la inversión del capital de trabajo

Para calcular la inversión del capital de trabajo se debe calcular el valor de materias primas, que se refiere al costo de materias primas para dos semanas de producción. Se debe calcular también el valor de productos, que se refiere al costo de producción para 2 semanas de trabajo. Así mismo se considera el efectivo en caja, que debe ser igual a los costos de producción que se tiene para 1 semana de trabajo. También se toma en cuenta las cuentas a cobrar, que se refieren al costo de producción que la planta tiene para 1 mes. Los créditos de cuentas pendientes son la siguiente categoría de costos para tener en cuenta y éstos representan el costo de materias primas que tiene la planta para un mes de producción, y finalmente el inventario de repuestos, que se puede aproximar mediante el 20% de la suma entre el ISBL y el OSBL (Sinnott, 2008).

Valor de materias primas

Para calcular este costo, se tiene en cuenta el costo de las materias primas que se requerirán para una producción de dos semanas. Teniendo en cuenta la rule of thumb de que el agua tratada cuesta aproximadamente el doble del agua sin tratar, y a partir de los costos de materias primas detallados en la Tabla 1, y los balances de masa desarrollados en la sección Balances de masa del proceso principal se puede encontrar el valor de materias primas, que se presenta en la Tabla A- 76

Tabla A- 76 Valor de materias primas obtenido para 2 semanas de producción.

	Cantidad	Unidad	Costo (\$)
NaCl	760.80	Kg/2sem	197.81
Agua tratada	6482.66	L/2sem	20.74
Corriente eléctrica	1150.72	kW/2sem	102.60
		Total	321.15

Valor de productos

Para calcular el valor de productos, se toma en cuenta el valor de venta de la producción de 2 semanas. Los precios de venta definidos para cada unidad de producto, tanto principal como subproducto, se presentan en la Tabla A- 77, y el valor calculado para valor de productos se presenta en la Tabla A- 78.

Tabla A- 77 Precio de venta de unidades de producto

	Unidad Producto	Unidad	Precio (\$)
HCl	55	gal	250
NaOH	20	L	200

Tabla A- 78 Precio de venta de unidades de producto para 2 semanas.

	Cantidad de unidades de producto	Unidad	Precio (\$)
HCl	17.84	55 gal	4459.80
NaOH	12.04	20 L	2407.51
		Total	6867.31

Créditos de cuentas pendientes

Para calcular este costo, se tiene en cuenta el costo de las materias primas que se requerirán para una producción de un mes, los resultados de esta categoría se presentan en la Tabla A- 79.

Tabla A- 79 Valor de materias primas obtenido para 1 mes de producción.

	Cantidad	Unidad	Costo (\$)
NaCl	1521.60	Kg/mes	395.62
Agua tratada	12965.33	L/mes	41.49
Corriente eléctrica	2301.45	kW/mes	160.83
		Total	597.93

Valor capital de trabajo

A partir de los resultados obtenidos en las Tabla A- 76 - Tabla A- 79, y teniendo en cuenta que el inventario de repuestos se calcula como el 2% de la suma entre el ISBL y el OSBL (Sinnott, 2008), se presenta el capital de trabajo calculado en la Tabla 7.

Cálculo de los costos de producción

Para encontrar el valor de costos de producción se debe calcular tanto los costos de producción fijos como los variables. Se define encontrar los costos de producción para un tiempo de un año.

Costos de producción variables

Para hallar los costos de producción variables, se calcula en primer lugar el valor de materias primas por año de producción y se lo presenta en la Tabla A- 80, después se toma en cuenta los costos de servicios básicos presentados en la Tabla A- 81 para encontrar los costos de servicios básicos que se deberá cancelar en la planta de producción anualmente, los que se presentan en la Tabla A- 82. En la Tabla A- 83 se presentan los costos referentes a los envases tanto para el producto principal como el subproducto anual. Finalmente, el costo de producción variable calculado se presenta en la Tabla A- 84 (Sinnott, 2008).

Tabla A- 80 Costo de materias primas por año

	Cantidad	Unidad	Costo (\$)
NaCl	18259.20	Kg/mes	4747.39
Agua tratada	155583.90	L/mes	497.87
Corriente eléctrica	27617.35	kW/mes	1929.94
Total			7175.20

Tabla A- 81 Costo de servicios básicos por hora

	Cantidad	Unidad	Costo (\$) /h
Energía	21.93	kW/h	1.49
Agua	0.46	m ³ /h	0.74
Diesel caldero	2.95	gal/h	1.04

Tabla A- 82 Costo de servicios básicos por año

	Cantidad	Unidad	Costo (\$)
Energía	18947.29	kW/año	1284.63
Agua	400.53	m ³ /año	640.85
Diesel caldero	2548.01	gal/año	2642.28
Total			4567.76

Tabla A- 83 Precios y cantidad de envases requeridos por año

Categoría	Valor	Unidades
# Envases anuales HCl	428.14	Canecas
# Envases anuales NaOH	288.90	Canecas
Precio envase	1	\$
Precio envases anuales	717.04	\$

Tabla A- 84 Costo de producción variable calculado

Categoría	Valor	Unidades
Materias primas	7175.20	\$
Servicios básicos	4567.76	\$
Envases anuales	717.04	\$
Costos de producción variables	12460.00	\$

Costos de producción fijos

En primer lugar, para hallar el costo de producción fijo es necesario tomar en cuenta a los costos relacionados por labor de operación. Para este proyecto se define que la planta de producción tendrá 2 operarios fijos, debido a que la planta es pequeña y para que ésta se mantenga en funcionamiento no requiere de un alto nivel de preparación. Los dos operadores

contarán con un horario de trabajo igual al tiempo definido de operación de la planta. Se determina que el valor del salario de cada operador será igual a un salario básico unificado, y los costos anuales de la labor de operación se presentan en la Tabla A- 85.

Tabla A- 85 Cálculo del costo de labor de operación

Categoría	Valor	Unidades
# Operarios	2	Operarios
Salario básico unificado	400	\$
Salario anual individual	4800	\$
Total	9600	\$

En base a los costos calculados para la labor de operación se puede hallar el costo de supervisión, como el 25% de los costos de labor de operación. Los gastos salariales directos se calculan como el 50% de la suma de los costos de labor de operación y los costos de supervisión. El costo de mantenimiento se calcula como un porcentaje entre el 3 y 5% del ISBL, tomando un valor intermedio de 4% para el presente proyecto. Se calculan también los impuestos a la propiedad como un 2% del costo ISBL, y el alquiler de tierra como un 2% de la suma del costo ISBL y OSBL. Los gastos generales de la planta se calculan como un 65% de la suma de los costos de labor de operación, la supervisión, los gastos salariales directos y el mantenimiento (Sinnott, 2008). Finalmente, para las licencias se toma en cuenta únicamente los costos del trámite de registro sanitario, que tiene una validez de 5 años por lo cual se considera el gasto anual. No se toma en cuenta los costos de obtención de permisos de funcionamiento por parte del ministerio del interior del Ecuador, los cuales se detallan en la sección Limitaciones y normas., ya que durante el desarrollo del presente proyecto se denegó el permiso de obtener esta información debido a que el ministerio la considera delicada y no de libre acceso. El costo de producción fijo calculado se presenta en la Tabla A- 86.

Tabla A- 86 Cálculo del costo de producción fijo

Categoría	Valor	Unidades
Labor de operación	9,600.00	\$
Costo supervisión	2,400.00	\$
Gastos salariales directos	6,000.00	\$
Mantenimiento	13,411.67	\$
Impuestos propiedad	6,705.84	\$
Alquiler de tierra	9,388.17	\$
Gastos generales Planta	20,417.59	\$
Licencias	52.40	\$
Costo de producción fijo	67,975.67	\$

A partir de los costos de producción fijos hallados en la Tabla A- 86 y los costos de producción variables hallados en la Tabla A- 84 se presenta el valor del costo de producción anual para la planta en la Tabla 8.

Cálculo de ingresos

Para calcular los ingresos de la planta es necesario tomar en cuenta varios aspectos, en primer lugar se toma los ingresos por ventas de producto anuales de la planta, y se les resta el costo de materia prima anual para obtener el margen de producto bruto de la operación. Se calcula el costo efectivo de producción como la suma de los costos variables y los costos fijos de producción. El beneficio bruto se calcula como la resta entre los ingresos de venta de producto menos el costo efectivo de producción y el beneficio neto se calcula como el beneficio bruto menos los impuestos que se debe pagar. En este caso el impuesto que se toma en cuenta es el IVA. Se calcula además el tiempo de recuperación del capital como el valor de inversión inicial total (o la suma entre el capital fijo y el capital de trabajo) menos el flujo de caja neto anual (Sinnott, 2008). Los resultados de los ingresos y el tiempo de recuperación se presentan en la Tabla 9

Relación entre incremento de producción, beneficio neto y tiempo de recuperación

Dado que el tiempo de recuperación obtenido a partir de los caudales de producción definidos resulta ser demasiado alto para que el proyecto se considere rentable, se presenta como un incremento en la producción tomando como base de referencia las unidades de producto principal sintetizadas afectaría el beneficio neto de la planta, y de esta manera reduciría significativamente el tiempo de recuperación del capital. Estos análisis se presentan en la Tabla A- 87, y una representación gráfica de los resultados se presenta en la Figura 9.

Tabla A- 87 Relación entre incremento de producción, beneficio neto y tiempo de recuperación

Unidades de producción de HCl	Beneficio neto	Años de recuperación
36	\$ 64,601.88	10.51
45	\$ 96,957.86	7.15
54	\$ 129,347.1	5.47
62	\$161,762.82	4.46
71	\$194,200.38	3.78
80	\$226,656.43	3.3
89	\$259,128.47	2.93

ANEXO 7

Justificación

En la Tabla A- 88 se presentan los datos recopilados a partir de los reportes de importación de la aduana del Ecuador de ácido clorhídrico en los meses de diciembre 2019, enero 2020 y febrero 2020.

Tabla A- 88 Datos de importación de ácido clorhídrico en el Ecuador en diciembre 2019, enero 2020 y febrero 2020.

Diciembre 2019	# Unidades (31kg)	Total	Unidades
Estados Unidos	70	2170	kg
Gran Bretaña	1	31	kg
Alemania	639	19809	kg
México	296	9176	kg
Enero 2020	-	-	-
Bélgica	39760	1232560	kg
Alemania	115	3565	kg
Austria	781	24211	kg
Febrero 2020	-	-	-
Alemania	11	341	kg
México	59	1829	kg
Total		1293692	kg

En la Tabla A- 89 se realiza una estimación de cuánto costaría en términos de materias primas el producir una unidad de producto de ácido clorhídrico y se la compara con el precio final de venta determinado en la sección Justificación. Para así encontrar el porcentaje de ganancia obtenido en relación al costo de materias primas

Tabla A- 89 Relación entre el precio de materias primas para elaborar una unidad de producto y el precio final de venta del producto

Materias Primas/ Unidad de Producto			
Materias Primas	Cantidad	Unidad	Costo (\$)
NaCl	42.27	Kg	10.99
Agua tratada	360.15	L	1.15
Corriente eléctrica	63.93	kW	4.33
Precio Total			16.48
Precio de venta calculado			250
Porcentaje de ganancia			1517%

ANEXO 8

Metodología Dimensionamiento Horno

Para llevar a cabo el dimensionamiento de un horno es necesario en primer lugar realizar un balance de entalpías tal y como se presenta en la sección Balances de energía del proceso, para poder encontrar el calor necesario para que la reacción se lleve a cabo. Una vez obtenido este valor se decide qué tipo de combustible se utilizará y se sigue con la metodología descrita por la Figura A- 21 (R. Shawabkeh, 2007).

Calculate the heat liberated by fuel, $Q_F = \frac{\text{Total required heater duty}}{\eta}$

Calculate the amount of required fuel, $m_{fuel} = \frac{Q_F}{\text{Fuel value}}$, then calculate the

required amount of air, $m_{air} = \frac{air}{Fuel} m_{Fuel}$

Assume 25% excess air, then the Total required amount of air = $1.25 m_{air}$

Calculate the inlet heat by air, $Q_{air} = m_{air} C_{p_{air}} (T_{air.in} - T_{ref.})$. Assume $T_{ref} = 60^\circ\text{F}$.

Usually the amount of atomizing steam is 0.3 lb/lb Fuel. Therefore, Total atomizing steam required is equal to $0.3 m_{fuel}$

Amount of heat associated by steam is $Q_{steam} = m_{steam} C_{p_{steam}} (T_{steam.in} - T_{ref.})$

. Calculate heat absorbed by the furnace wall. Usually $Q_{wall} = 2\% Q_F$

. Calculate the heat of exhaust gases, $Q_{exhaust} = m_{fuel} (1 + G') C_{p_{average}} (T_G - 520)$, where T_G is in $[\text{°R}]$ and G' is the air to fuel ratio.

The average specific heat, $C_{p_{average}} = \sum x_i C_{p_i}$, x_i is the mass fraction of the exit gases such as excess air, CO_2 , H_2O , steam, and others (if applicable).

. The net heat liberated, $Q = Q_{fuel} + Q_{air} + Q_{steam} + Q_R - Q_{wall} - Q_{exhaust}$ where Q_R for re-circulating gases and may be neglected in your calculations.

Figura A- 21 Metodología para dimensionamiento de horno.

Metodología cálculo LMTD para los intercambiadores de calor

Para llevar a cabo el cálculo del LMTD en los intercambiadores de calor se sigue la metodología propuesta por (R. Shawabkeh, 2007).

You have the option to assume three known temperature and find the fourth one or four temperature values and find one of the shell or tube side flow rate. Use the heat duty equation $q = m_c cp_c (T_{c_{ou}} - T_{c_{in}}) = m_h cp_h (T_{h_{out}} - T_{h_{in}})$ where subscripts *c* and *h* refer to cold and hot streams. Then obtain the heat duty, *q*. Based on the type of flow, calculate Log Mean Temperature Difference, LMTD.

$$\text{For counter current } LMTD = \frac{(Thi - Tco) - (Tho - Tci)}{\ln \frac{(Thi - Tco)}{(Tho - Tci)}}$$

$$\text{For co-current } LMTD = \frac{(Thi - Tci) - (Tho - Tco)}{\ln \frac{(Thi - Tci)}{(Tho - Tco)}}$$

Based of the exchanger configuration obtain the Temperature correction factor.

For 1 shell-2 tube pass exchanger

$$F_t = \frac{\sqrt{(R^2 + 1)} \ln \left[\frac{(1 - S)}{(1 - RS)} \right]}{(R - 1) \ln \left[\frac{2 - S[R + 1 - \sqrt{(R^2 + 1)}]}{2 - S[R + 1 + \sqrt{(R^2 + 1)}]} \right]} \quad R = \frac{(T_1 - T_2)}{(t_2 - t_1)} \quad S = \frac{(t_2 - t_1)}{(T_1 - t_1)}$$

Calculate the mean temperature difference using $DT_m = Ft \times LMTD$

Figura A- 22 Metodología cálculo LMTD intercambiador de calor

ANEXO 9

Diagrama de flujo del proceso de producción

A continuación, se presenta el diagrama de flujo detallado del proceso de producción elegido. Las descripciones de los equipos, los balances de masa y los balances de energía se presentan en la sección Diseño del Proceso, en la Tabla 2.

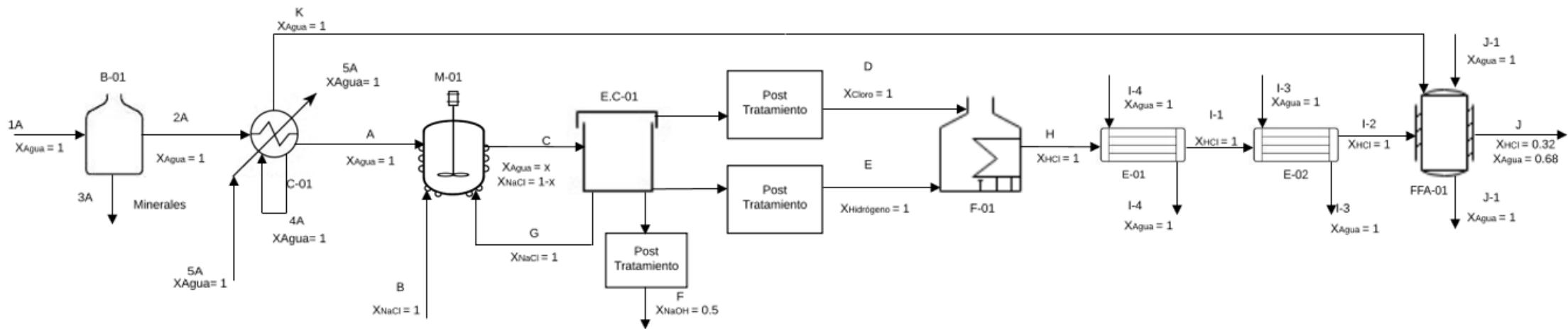


Figura A- 23 Diagrama de flujo del proceso de producción elegido