



UNIVERSIDAD DE CHILE
FACULTAD DE CIENCIAS FÍSICAS Y MATEMÁTICAS
DEPARTAMENTO DE INGENIERÍA MECÁNICA

**PROYECTO DE PLANTA DE PRODUCCIÓN DE HIDRÓGENO VERDE PARA
NECESIDADES NACIONALES**

MEMORIA PARA OPTAR AL TÍTULO DE INGENIERO CIVIL MECÁNICO

EMANUEL ELIAS ALVARADO ALFARO

PROFESOR GUÍA:
RAMÓN FREDERICK GONZÁLEZ

MIEMBROS DE LA COMISIÓN:
ALI AKBARI FAKHRABADI
WILLIAMS CALDERÓN MUÑOZ

SANTIAGO DE CHILE
2022

PROYECTO DE PLANTA DE PRODUCCIÓN DE HIDRÓGENO VERDE PARA NECESIDADES NACIONALES

El hidrógeno es el elemento más abundante en el universo, el combustible con mayor densidad energética por unidad de masa y con potencial de aplicación en todos los sectores que requieren energía. Debido a los abundantes recursos solares, eólicos e hídricos con los que Chile dispone, el hidrógeno puede ser producido a través de fuentes renovables. Por lo tanto, Chile tiene una oportunidad única para desarrollar múltiples aplicaciones basadas en hidrógeno.

Dado lo anterior se plantea como objetivo general proyectar una planta de producción de hidrógeno verde para satisfacer la demanda emergente de este energético en una zona del país, en particular el abastecimiento de energía eléctrica y térmica, así como oxígeno al Hospital regional de Concepción. De este modo en un análisis de ingeniería conceptual se establece la generación de energía eléctrica mediante celdas de combustible para los principales edificios. Así también la inyección de un porcentaje de volumen de hidrógeno a la red de gas natural. Por ultimo existe una demanda de oxígeno gaseoso y de oxígeno liquido.

Para la producción de hidrógeno se establece la utilización del método de electrólisis separando la molécula de agua en hidrógeno y oxígeno en una planta a 52 km del Hospital, utilizando energía eólica. Para el método de almacenamiento se escoge la compresión mediante multietapa con refrigeración intermedia para el hidrógeno y oxígeno gaseoso. Para el oxígeno liquido se establece el ciclo de licuefacción de Claude integrándolo al ciclo de compresión del oxígeno gaseoso. Del mismo modo el transporte de los compuestos se establece mediante camiones de ruta que funcionan con celdas de combustible, teniendo un sistema cero emisiones.

Del desarrollo de la ingeniería básica se tiene la utilización de un total de 48 celdas de combustible de 71 kW y 5 inversores de 1650 kVA en corriente alterna (CA) para cubrir la energía eléctrica, con una demanda de hidrógeno de 542 ton/año. Así también inyectando un 5% de volumen de hidrógeno a la red de gas, se tiene una demanda de 5,4 ton/año. Para el transporte de los compuestos cada dos semanas son necesarios 30 camiones con 400 km de autonomía, demandando 7,6 ton/año de hidrógeno. De este modo se necesitan 9 electrolizadores de 1 MW conectados a 3 aerogeneradores de 3 MW para el abastecimiento de hidrógeno y oxígeno, así como 2 aerogeneradores de 500 kW para el sistema de compresión. Teniendo una producción de 591 ton/año de hidrógeno, abasteciendo 10 veces la demanda de oxígeno del Hospital, y reciclando el 92% del agua de la planta.

Finalmente de la evaluación económica se tiene que el proyecto posee una inversión de 200,5 MM USD, así como un costo de operación de 3,6 MM USD/año. Realizando un análisis de sensibilidad del precio de venta y porcentaje para un préstamo, el hidrógeno producido debe ser vendido a un precio mínimo de 47 USD/kg con un 75% de préstamo y un valor actual neto de 7,03 MM USD. Obteniendo que el proyecto no es rentable dado el precio del hidrógeno del mercado.

“Creo que algún día se empleará el agua como combustible, que el hidrógeno y el oxígeno de lo que está formada, usados por separados o en forma conjunta, proporcionarán una fuente inagotable de luz y calor, de una intensidad de la que el carbón no es capaz. El agua será el carbón del futuro.”

Julio Verne, La Isla Misteriosa, 1874.

Agradecimientos

Quiero agradecer en primer lugar a mi familia por su incondicional apoyo durante todos estos años, a mi mamá Carolina Alfaro que a pesar de todo y contra todos me crió, educo, y gracias a ella soy el profesional de hoy. A mis amados abuelos, Vitalia Vega y Mario Alfaro que siempre estuvieron ahí, orando por mi, preguntandome si estaba bien, si tenía dinero para mis gastos y llevándome siempre por el buen camino. No hay palabras para describir todo el amor que siento por ellos. A Sergio Cárdenas por recibirme en su casa, por ayudarme dándome un hogar y un espacio donde lograr estudiar.

También quiero agradecer a todos mis amigos de la universidad, a todos aquellos que me apoyaron en los momentos difíciles, sobre todo en los años en que creí que todo estaba negro. A Nataly Miranda, Nicole Miranda, Gabriel Covarrubias, Walter Tapia, Sebastian Jara, Diego Sandoval, Alex Cannobbio, Raimundo Rosas, Roberto Aguilera, Rafael Tiara y Mariana Salinas, mis amigos de siempre que me vieron crecer, me acompañaron, me ayudaron, y celebraron mis triunfos y fracasos. Especial mención al grupo organizado de Volley Beauchef, donde conocí tantas personas lindas, tanto estrés que pude liberar en todas las pichangas que jugamos y compartimos. A mis compañeros de carrera, Macarena Muñoz, Francisco Rojas, Domingo Corvalan, Ignacio Ceballos, Reinaldo Ayala, Tamara Riquelme, Constanza Mendoza y Gabriela Pallauta, por compartir estos años de estudio, por los almuerzos, fiestas, y apoyo en el estudio para las interminables evaluaciones y semanas difíciles.

A mis profesores Ramón Frederick, Ali Akbari y Williams Calderon, por acompañarme en este proceso, por sus correcciones, paciencia y material de estudio. También quiero agradecer a los integrantes de la Central de responsabilidad de Operaciones del Hospital regional de Concepción por toda la información entrega del recinto de salud, espero haber cumplido sus expectativas. A la Agencia de Sostenibilidad Energética y a la Subsecretaria de Energía por toda la información enviada sobre los recintos Hospitalarios a lo largo de Chile. También al Ministerio de Energía que lleva a cabo la Estrategia Nacional de Hidrógeno Verde, programa vital para el país y el mundo dada la crisis climática.

Por ultimo quiero agradecer al Ministerio de Educación y en especial a la ex presidenta Sra Michelle Bachellet por establecer la gratuidad en la Educación Superior, lo que alivio enormemente la carga monetaria a mi familia, y me permitió estudiar en una de las mejores universidades del país. Y también a la empresa Marubeni por la entrega de la beca Marubeni que me permitió continuar el desarrollo de mi memoria y lograr solventar mis gastos.

Tabla de Contenido

1. Introducción	1
1.1. Antecedentes generales	1
1.2. Motivación	1
1.3. Objetivos	3
1.3.1. Objetivo general	3
1.3.2. Objetivos específicos	3
1.4. Alcances	3
2. Marco teórico	5
2.1. Energías renovables: Definición y usos en Chile	5
2.1.1. Definición de energías renovables	5
2.1.2. Generación de energía en Chile	9
2.1.3. Potencial de energías renovable en Chile	11
2.2. Energía Eólica	11
2.2.1. Principio de funcionamiento aerogenerador	11
2.2.2. Características del recurso eólico	12
2.2.2.1. Variabilidad del recurso	13
2.2.2.2. Perfil vertical del viento	13
2.2.3. Curva de potencia aerogenerador	14
2.2.4. Rugosidad del emplazamiento	15
2.2.5. Efecto estela	16
2.3. Métodos de producción del hidrógeno verde	17
2.3.1. Procesos Termoquímicos	17
2.3.2. Procesos Electrolíticos	18
2.4. Almacenamiento del hidrógeno verde	22
2.4.1. Almacenamiento físico	23
2.4.1.1. Almacenamiento por compresión	23
2.4.1.2. Almacenamiento por licuefacción	27
2.4.2. Almacenamiento en sólidos	34
2.5. Transporte de hidrógeno verde	34
2.5.1. Transporte en tuberías	34
2.5.2. Transporte en contenedores	35
2.6. Aplicaciones del hidrógeno verde	36
2.6.1. Aplicaciones convencionales	36
2.6.2. Aplicaciones en transporte	38
2.6.2.1. Combustión directa	38
2.6.2.2. Celdas de combustible	40

2.6.3.	Aplicaciones estacionarias	42
2.6.3.1.	Grandes y pequeños consumidores	42
2.6.3.2.	Almacenamiento para la red eléctrica	43
2.7.	Seguridad en el uso de hidrógeno	44
2.8.	Estrategia Nacional de Hidrógeno Verde	45
3.	Metodología	47
4.	Ingeniería conceptual de la planta de hidrógeno verde	48
4.1.	Selección de la aplicación de hidrógeno verde	48
4.1.1.	Hospital Regional de Concepción	50
4.1.2.	Abastecimiento con hidrógeno verde Hospital Regional de Concepción. . .	53
4.1.3.	Consumo energético Hospital Regional de Concepción	54
4.1.3.1.	Consumo eléctrico	55
4.1.3.2.	Consumo térmico	57
4.1.4.	Consumo de oxígeno	71
4.1.4.1.	Consumo de oxígeno criogénico	71
4.1.4.2.	Consumo de oxígeno comprimido	75
4.2.	Selección de la tecnología de celda de combustible a utilizar	79
4.2.1.	Comparación de celdas de combustible	80
4.2.2.	Elección de la tecnología de celda de combustible	81
4.3.	Inyección de hidrógeno en red de gas Hospital Regional de Concepción	82
4.3.1.	Redes de gas natural	82
4.3.2.	Tolerancias de inyección de hidrógeno en redes de gas sector distribución y servicios	83
4.3.3.	Volumen de inyección de hidrógeno en Hospital Regional de Concepción .	84
4.4.	Consideraciones de producción de oxígeno	85
4.5.	Selección del método de producción de hidrógeno verde	86
4.5.1.	Comparación de electrolizadores	88
4.5.2.	Elección de la tecnología del electrolizador	89
4.6.	Selección del método de almacenamiento	91
4.6.1.	Comparación métodos de almacenamiento	91
4.6.2.	Elección del método de almacenamiento	92
4.7.	Selección del método de transporte	93
4.8.	Selección de la fuente renovable y la ubicación de la planta	97
4.8.1.	Posibilidades de emplazamiento	101
4.8.2.	Análisis de recurso energético primario	102
4.8.2.1.	Perfiles verticales de velocidad del viento	102
4.8.2.2.	Ciclo diario anual de velocidad del viento	104
4.8.2.3.	Ciclo anual de velocidad del viento	105
4.8.2.4.	Direccionalidad del viento	106
4.8.3.	Generación energética	108
4.8.3.1.	Elección aerogenerador	108
4.8.3.2.	Ciclo diario anual de potencia de generación	109
4.8.3.3.	Ciclo anual de generación de energía	110
4.8.4.	Cercanía a la aplicación	113
4.8.5.	Disponibilidad de terreno	115

4.8.6.	Comparación de las ubicaciones posibles	120
4.8.7.	Elección de la ubicación de la planta	120
4.9.	Esquema conceptual de la planta de producción de hidrógeno verde	121
5.	Ingeniería básica de la planta de producción de hidrógeno verde	124
5.1.	Dimensionamiento de los equipos del uso final	124
5.1.1.	Disposición de equipos eléctricos	124
5.1.2.	Balace de masa generación eléctrica	138
5.1.3.	Inyección de hidrógeno a las redes de gas	144
5.2.	Dimensionamiento del sistema de transporte de hidrógeno y oxígeno para su uso final	152
5.2.1.	Diseño de estanques de almacenamiento camiones	156
5.2.1.1.	Estanque de almacenamiento agua camiones	156
5.2.1.2.	Estanque de almacenamiento hidrógeno camiones	157
5.2.1.3.	Estanque de almacenamiento oxígeno criogénico camiones	164
5.2.2.	Diseño contenedor de traslado cilindros oxígeno gaseoso	169
5.2.3.	Calculo de demanda de hidrógeno para transporte	171
5.3.	Dimensionamiento del proceso de producción de hidrógeno y oxígeno	181
5.3.1.	Disposición de equipos de producción de hidrógeno y oxígeno	181
5.3.2.	Balace de masa proceso de producción de hidrógeno y oxígeno	185
5.4.	Dimensionamiento del sistema de almacenamiento	199
5.4.1.	Sistema de almacenamiento agua planta electrolisis y Hospital Regional de Concepción	199
5.4.1.1.	Sistema de almacenamiento agua planta de electrolisis	200
5.4.1.2.	Sistema de almacenamiento agua celdas de combustible Hospital de Concepción	208
5.4.2.	Sistema de almacenamiento de hidrógeno planta de electrolisis y Hospital Regional de Concepción	211
5.4.2.1.	Sistema de almacenamiento hidrógeno planta de electrolisis	212
5.4.2.2.	Sistema de almacenamiento hidrógeno celdas de combustible Hospital Regional de Concepción	228
5.4.2.3.	Sistema de almacenamiento hidrógeno red de gas Hospital Regional de Concepción	232
5.4.3.	Sistema de almacenamiento de oxígeno gaseoso y criogénico	236
5.4.3.1.	Sistema de almacenamiento de oxígeno criogénico planta de electrolisis	238
5.4.3.2.	Sistema de almacenamiento de oxígeno gaseoso planta de electrolisis	250
5.4.3.3.	Estanques de almacenamiento oxígeno gaseoso y liquido	258
5.4.4.	Abastecimiento de energía eléctrica sistema de almacenamiento	265
6.	Evaluación Económica	276
6.1.	Determinación de costos de inversión Capex	276
6.1.1.	Costos de inversión generación eólica	278
6.1.2.	Costos de inversión electrolisis	278
6.1.3.	Costos de inversión almacenamiento	280
6.1.4.	Costos de inversión transporte	282
6.1.5.	Costos de inversión uso en celdas de combustible	285

6.1.6. Costos de inversión uso en red de gas	286
6.2. Determinación de costos fijos en la operación Opex	288
6.3. Determinación de costos variables en la operación Opex	294
6.4. Determinación de los costos de reemplazo de equipos Replex	294
6.5. Determinación de ingresos por venta de hidrógeno y oxígeno	295
6.6. Determinación de depreciaciones de equipos	297
6.7. Valor residual de los activos	297
6.8. Desarrollo y resultados del flujo de caja	299
6.9. Análisis de sensibilidad	301
7. Discusión	306
8. Conclusiones	308
Bibliografía	311
Anexos	317
Anexo A. Consumo histórico Hospital Regional de Concepción	317
A.1. Consumo eléctrico histórico	317
A.2. Consumo térmico histórico	320
A.3. Consumo oxígeno criogénico histórico	321
A.4. Consumo oxígeno gaseoso histórico	322
Anexo B. Criterios de cálculo espesor estanque de almacenamiento	324
B.1. Calculo de esfuerzos en un estanque cilíndrico	324
B.2. Criterio de Von Mises para un material isotropico	326
B.3. Criterio del espesor máximo para un material anisotrópico	327
Anexo C. Cálculo temperatura de salida compresores de los ciclos de compresión	329
C.1. Compresores hidrógeno gaseoso	329
C.2. Compresores oxígeno gaseoso	331
Anexo D. Masa real de oxígeno gaseoso y liquido mensual producida en régimen de operación estacionario	334
Anexo E. Desarrollo flujo de caja	348
E.1. Flujo de caja proyecto puro	348
E.2. Flujo de caja proyecto con deuda	356

Capítulo 1

Introducción

1.1. Antecedentes generales

El hidrógeno (H) es el primer elemento de la tabla periódica, es el más simple y uno de los más abundantes en el planeta, sin embargo no se encuentra en estado puro en la naturaleza, sino que se combina con otros elementos generando diferentes tipos de moléculas, principalmente orgánicas, como el agua (H_2O), amoníaco (NH_3), hidrocarburos como el benceno (C_6H_6), entre otros. En condiciones estándar de temperatura y presión forma un gas (H_2) inflamable, incoloro, inodoro, no tóxico e insoluble en agua [1].

El hidrógeno es un combustible que puede producirse a partir de una gran variedad de compuestos y de variadas técnicas. La Unión Europea posee una clasificación para el hidrógeno en tres categorías. El hidrógeno negro o gris, cuando en su proceso de producción existen altas emisiones de gases de efecto invernadero (GEI), generalmente cuando se emplea energía primaria de fuentes no renovables con hidrocarburos. Del mismo modo se habla de hidrógeno azul cuando hay bajas emisiones de GEI, ocurre cuando en el proceso se logran capturar GEI mitigando su emisión, como es el caso de los procesos que emplean biomasa que captura CO_2 . Por último se habla de hidrógeno verde cuando no existen emisiones de GEI, como es el caso en el que la fuente primaria es de energías renovables.

Para el hidrógeno verde usando procesos de almacenamiento y transporte igualmente limpios se puede llevar a cabo un ciclo de vida completamente libre de carbono. A la vez puede ser utilizado en distintos procesos. Puede ser quemado en un motor a combustión en forma individual o como mezcla con combustible convencional, puede ser utilizado en una celda de combustible para generar electricidad, como reactante para crear otros combustibles sintéticos, entre otros [2].

1.2. Motivación

Según el informe elaborado por BP Energy Trends (2018), se espera que la demanda mundial de energía crezca casi un 40 % con respecto a la del 2015. La mayor parte del aumento de la demanda fue el resultado de economías en desarrollo y de rápido crecimiento. Por otro lado se suma el desplazamiento de las fuentes de energía para el transporte a fuentes fijas debido a la electromovilidad [3].

Así también las proyecciones indican que las emisiones de gases de efecto invernadero del sector transporte aumentarán un 95 % hasta 2030, debido al crecimiento económico, a la creciente riqueza y la expansión urbana de baja densidad. Esto se observa por ejemplo, en un gran número de ciudades y áreas que se encuentran saturadas por contaminantes locales, principalmente debido a las actividades de generación eléctrica, transporte urbano, calefacción domiciliaria y otros procesos industriales [2].

El hidrógeno tiene la ventaja de aportar mayor eficiencia energética a las transformaciones de energía dado su alto poder calorífico gravimétrico 33,33 kWh/kg [4] (1kg de hidrógeno posee tres veces mas energía que 1 kg de gasolina) , y además permite una emisión reducida o nula de GEI, pues al combustionarse solo emite vapor de agua, lo que contribuiría al abastecimiento de energía, la descontaminación de las ciudades, evitando así el cambio climático, siendo un sustituto carbononeutral de los combustibles fósiles tradicionales [2].

Debido a las fluctuaciones de precios, los recursos naturales limitados y el impacto de las emisiones de GEI, el enfoque en el desarrollo de energías renovables como alternativas a los combustibles fósiles ha crecido rápidamente en todo el mundo [3]. Chile es un país privilegiado en energías renovables, lo que permitiría la producción de hidrógeno sin utilizar combustibles fósiles, teniendo un aprovechamiento de las tecnologías renovables. El país cuenta con excelentes recursos solares en el norte y recursos eólicos e hídricos relevantes en la zona sur. Hoy, estos recursos pueden ser explotados a precios competitivos, con un precio nivelado de la energía (LCOE) en el rango de 30 y 70 USD/MWh, y podrían ser utilizados para producir hidrógeno a través de tecnologías maduras como la electrólisis del agua.

Adicionalmente, existen varios métodos de producción en desarrollo, como los procesos termoquímicos solares, electrólisis a alta temperatura soportada por energía solar y la foto-electrólisis, que en un futuro podrían aumentar los posibles usos de la energía solar en el país. La transformación tecnológica de algunas actividades traería consigo nuevos empleos de mayor especialización y contribuirían al desarrollo de capital humano especializado en el país, que podría participar eventualmente del desarrollo mundial en esta área [2].

Durante este siglo, el hidrógeno se ha utilizado ampliamente para la fabricación de compuestos químicos, en procesos de refinamiento de petróleo y en aplicaciones espaciales. Durante los últimos diez años, el interés por tecnologías que utilicen hidrógeno para la movilidad ha aumentado considerablemente, al punto que hoy existen comercialmente automóviles, buses y recientemente trenes que lo utilizan como fuente de energía, con infraestructura existente de carga y ambiciosos planes de desarrollo en países como Japón, Alemania y los Estados Unidos (California). La diversificación de aplicaciones hará que el hidrógeno renovable sea un recurso importante en el futuro mercado energético mundial. Establecer una infraestructura y desarrollar métodos económicamente competitivos de producción de hidrógeno renovable, fortalecerá el papel de Chile en el mercado energético del futuro [2].

La economía de Chile depende principalmente de la extracción de materias primas y exportación de productos vegetales y animales, lo cual lo hace particularmente vulnerable a los cambios de la economía internacional. Para superar esta situación, el país necesita diversificar sus actividades y aumentar sus competencias tecnológicas, transitando desde una economía extractiva a una de bienes y servicios. En un país con una alta dependencia externa de combustibles, la producción

local de hidrógeno constituye un medio de energía que puede ser almacenado por largo tiempo y transformado eficientemente, lo que contribuiría a la seguridad energética, a la vez permitiendo una estabilización de los precios utilizados en transporte, electricidad, entre otros, aislando nuestra economía de los efectos del vaivén de precios del diésel y del gas. Por lo tanto, el hidrógeno en Chile podría significar un desarrollo económico importante aprovechando la abundancia de recursos naturales del país [2].

Por último el Ministerio de Energía está implementando la “Estrategia nacional de hidrógeno verde”, el cual es un plan que busca crear una serie de sistemas y conjunto de tecnologías que produzcan, transporten y utilicen hidrógeno generando una “economía basada en el hidrógeno”. De este modo existen varias razones por las cuales se debe estudiar, analizar y fomentar la implementación de tecnologías del hidrógeno en Chile.

1.3. Objetivos

1.3.1. Objetivo general

Proyectar una planta de producción de hidrógeno verde para satisfacer la demanda emergente de este energético en una zona del país.

1.3.2. Objetivos específicos

- Identificar aplicaciones realistas y oportunidades del hidrógeno para el ámbito nacional.
- Cuantificar consumos de hidrógeno actuales y proyectados a nivel nacional.
- Escoger una aplicación para satisfacer su demanda de energía.
- Desarrollar la ingeniería conceptual de la planta.
- Realizar la ingeniería básica de la planta.
- Especificar los principales equipos para la producción y uso del hidrógeno.
- Efectuar la evaluación económica del proyecto.

1.4. Alcances

Los alcances del presente proyecto son:

- Utilización de tecnología de generación de hidrógeno madura a nivel mundial.
- Para el proceso de producción de hidrógeno se contemplan solo los métodos termoquímicos o electrolíticos.
- Las fuentes renovables a utilizar se restringen a la energía solar fotovoltaica y/o eólica.
- El proyecto se desarrolla hasta un nivel de ingeniería básica.
- Las aplicaciones de hidrógeno a implementar se limitan a transporte o usos estacionarios.

- La evaluación económica incluye costo de inversión (CAPEX) y de operación (OPEX), junto con indicadores económicos como VAN, TIR y/o LCOE.
- El análisis de sensibilidad varia el recurso renovable, el precio de venta y/o la demanda.

Capítulo 2

Marco teórico

2.1. Energías renovables: Definición y usos en Chile

2.1.1. Definición de energías renovables

Las Energías Renovables No Convencionales (ERNC) se definen como todas aquellas fuentes de generación energética en las cuales no se incurre en el agotamiento de su fuente generadora. En el artículo 225 letra aa) de la Ley Definición según Ley 20.257 (última versión 2013), se definen los medios de generación renovables no convencionales, como aquellos cuya fuente de energía primaria sea [5]:

- **Energía de la biomasa:** Término general con el que se llama a la energía proveniente de productos de origen orgánico, tales como madera, paja, frutas, pastos, cereales y todos los derivados de éstos (desde desechos animales hasta basura domiciliaria). Esta es una tecnología que se encuentra actualmente en etapa madura de investigación.

La biomasa se utiliza principalmente para la producción de biocombustibles como biodiesel, bioetanol, biobutanol, biogas, entre otros, los cuales son combustionados para la producción de energía calorífica que puede ser utilizada directamente en una turbina de gas, para generar vapor y con ello electricidad en un ciclo Rankine, así también se puede utilizar para procesos agroindustriales donde se requiere calor, como se puede ver en la Figura 2.1.

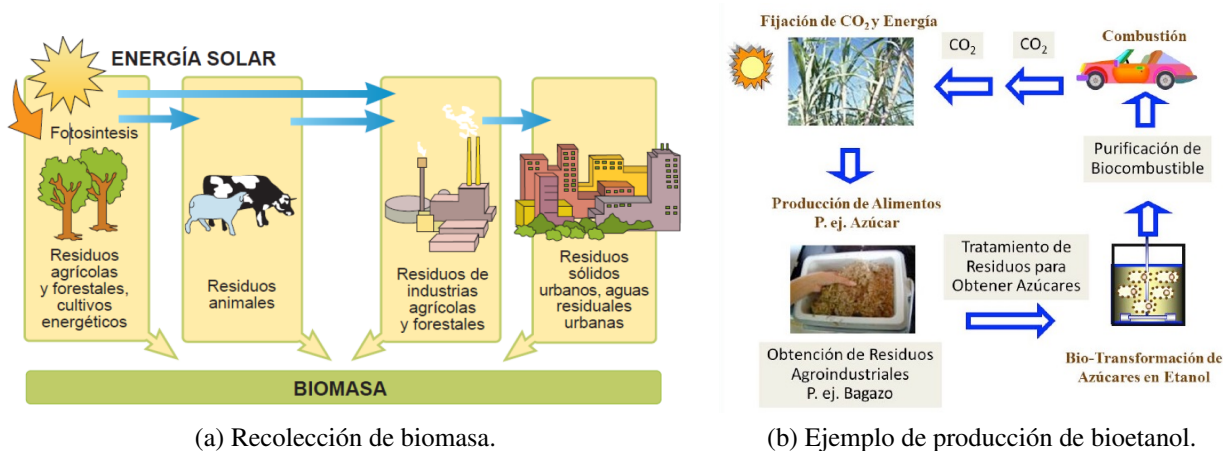


Figura 2.1: Energía proveniente de la biomasa.

- **Energía hidráulica:** Esta corresponde a la energía que se obtiene a partir de la transformación de la energía potencial y cinética del agua para movilizar turbinas que alimentan a equipos generadores para producir electricidad. Se considera renovable a la mini-hidro de pasada cuya potencia máxima sea inferior a 20 MW. Esta tecnología es una de las más antiguas de generación encontrándose en una etapa madura de investigación.

El proyecto ejecutivo de una central de paso difiere completamente en diseño, apariencia e impacto ambiental de los proyectos hidroeléctricos convencionales. En las centrales de paso no es necesaria la construcción de un embalse, en su lugar solo una parte del agua es desviada a través de tuberías de carga, y debido al desnivel geomorfológico la energía potencial del río aguas arriba se transforma en energía cinética a medida que cambia de nivel, otorgando la carga necesaria para hacer girar las turbinas y producir energía eléctrica, como se ve en la Figura 2.2.

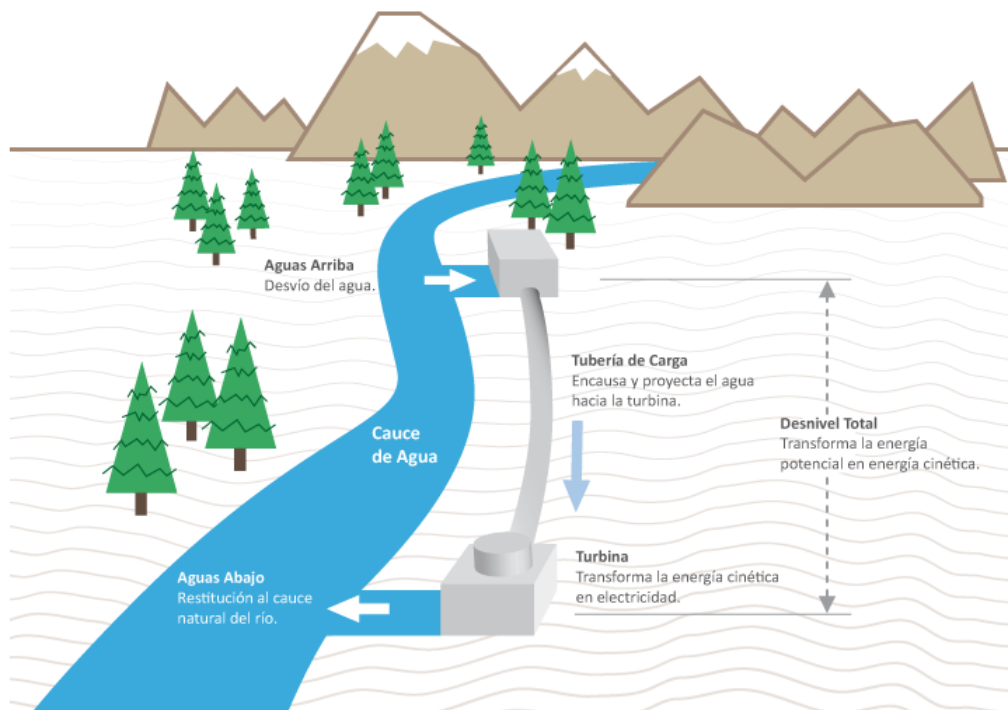


Figura 2.2: Esquema básico de una central mini-hidro de pasada.

- **Energía geotérmica:** Fuente de energía renovable que utiliza el calor de las profundidades de la tierra para generar energía. El calor es utilizado principalmente para la generación de vapor para ciclos Rankine, tal como se ve en la Figura 2.3, también es utilizado para calefacción y en procesos agroindustriales que requieren calor. La tecnología geotermia es relativamente nueva, encontrándose en etapa de investigación. En Chile la primera central geotérmica de América del sur es Cerro Pabellón de 48 MW, Moztazal, Región de O’iggins.

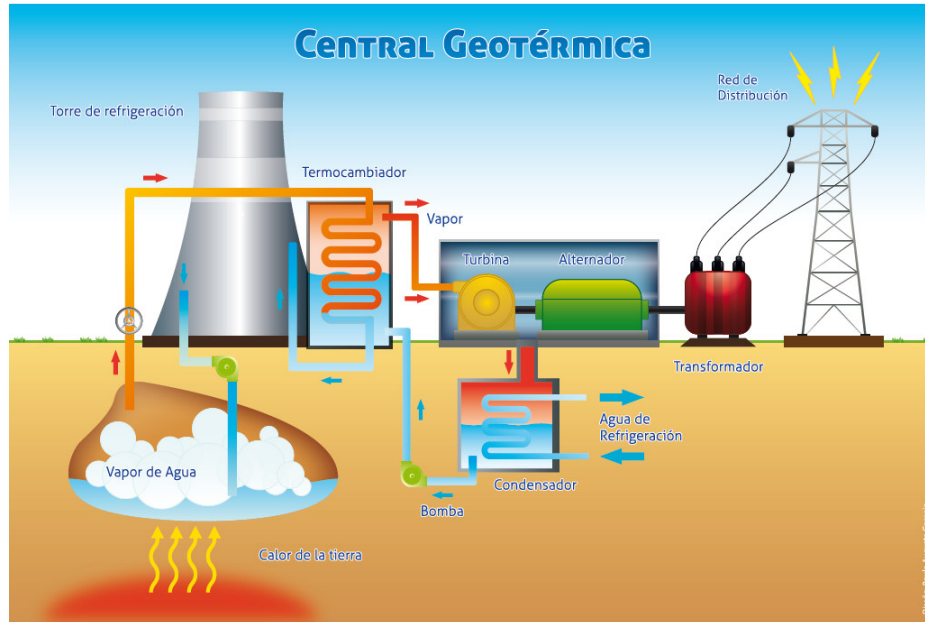


Figura 2.3: Esquema básico de una central geotérmica.

- **Energía solar:** Energía eléctrica producida a partir del aprovechamiento de la radiación solar. Dentro de esta energía se puede encontrar la energía fotovoltaica, la cual utiliza paneles fotovoltaicos (PV) para transformar la radiación solar en electricidad, Figura 2.4, y la energía de concentración solar (CSP), la cual consiste en dirigir todos los rayos solares que inciden en un reflectante sobre una superficie más pequeña, calentando un fluido térmico que se utiliza para generar vapor y utilizándolo para mover turbinas de generación (ciclo Rankine o Brayton), Figura 2.5. La tecnología solar en los últimos años ha experimentado grandes avances por lo que se encuentra en etapa madura, siendo uno de los recursos más utilizados en Chile.

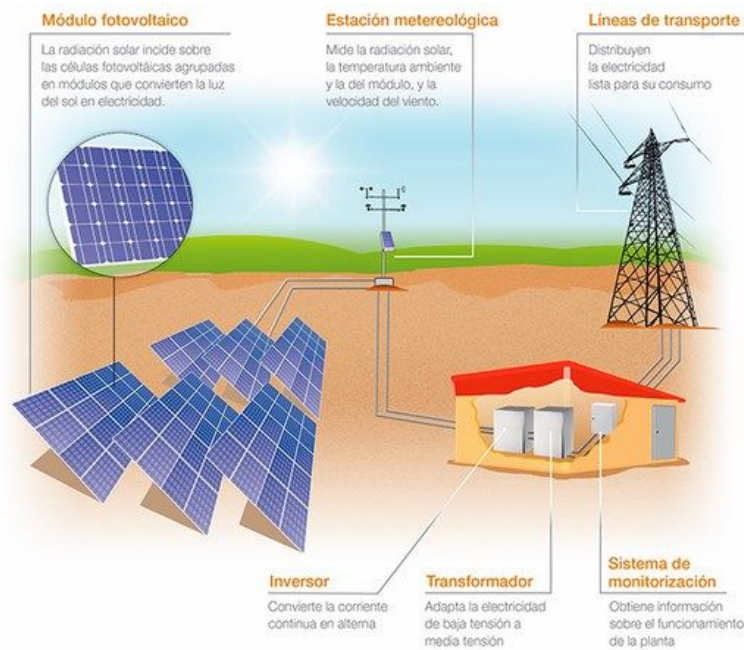


Figura 2.4: Esquema básico de una central fotovoltaica.

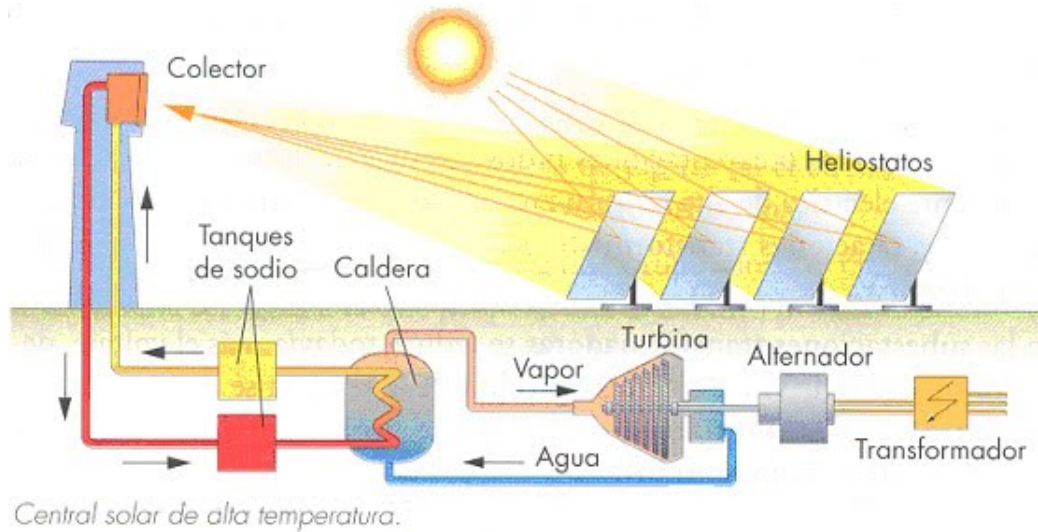
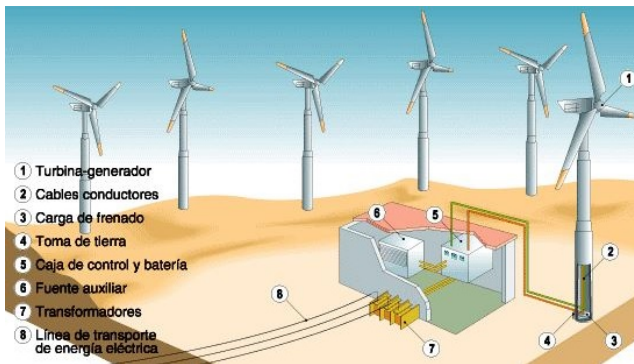
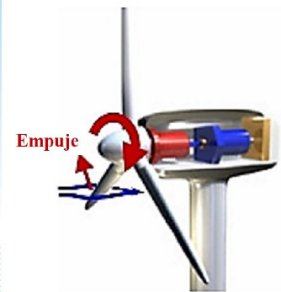
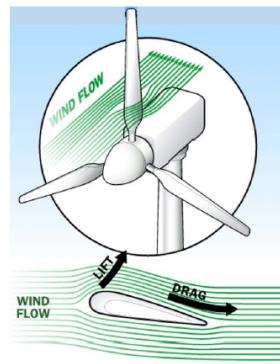


Figura 2.5: Esquema básico de una central de concentración solar de torre.

- **Energía eólica:** Esta corresponde a la producción de energía eléctrica mediante el uso de aerogeneradores, se basa en el mismo principio que los molinos de viento, el cual es aprovechar la energía cinética del viento para hacer girar una turbina, producto de la fuerza de sustentación, la cual está acoplada a un generador eléctrico, Figura 2.6. Al igual que la tecnología solar, la eólica ha experimentado grandes avances en cuanto a desarrollo por lo que se encuentra en etapa madura, siendo uno de los recursos mas utilizados en Chile.



(a) Central eólica off shore.



(b) Principio de funcionamiento de un aerogenerador.

Figura 2.6: Energía proveniente de la velocidad del viento.

- **Energía mareomotriz:** Opera con la fuerza motriz de las mareas, las cuales son producidas por la fuerza que ejerce la luna sobre los océanos del planeta produciendo el aumento o la disminución de los niveles del océano tanto de día como de noche. La fuerza de las mareas produce torque sobre turbinas conectadas a un generador eléctrico, Figura 2.7. Al igual que la tecnología geotérmica se encuentra en etapa de investigación.

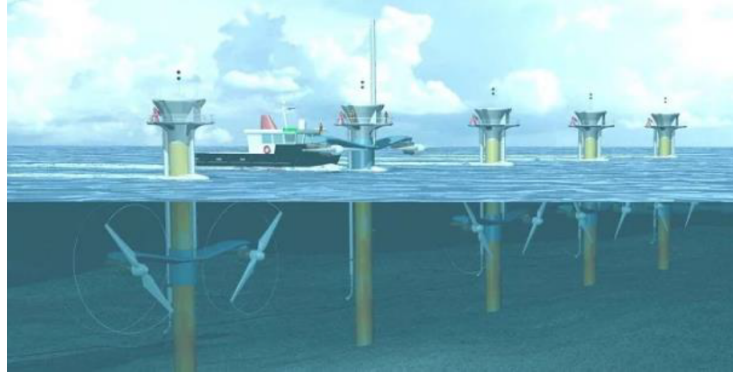


Figura 2.7: Central mareomotriz de corrientes marinas.

2.1.2. Generación de energía en Chile

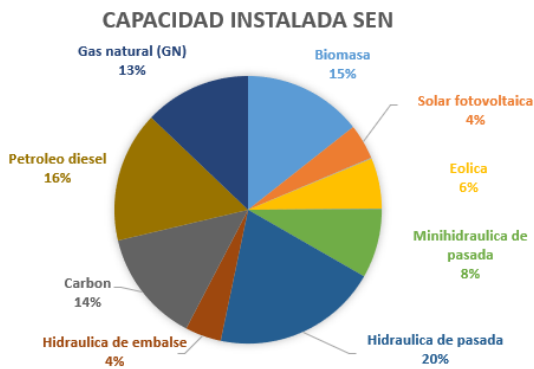
Para el caso Chileno se tiene que existe una demanda del Sistema Eléctrico Nacional (SEN) mensual al 2021 de 18.663 MW de potencia, teniendo un consumo energético mensual de 13.437 GWh. Separando por tecnologías, las energías convencionales (Carbón, Gas Natural, Hidráulica de Embalse, Hidráulica de Pasada y Petróleo Diesel) suman una capacidad instalada de 62.930 MW, teniendo una generación mensual de 9.886 GWh, por su parte las ERNC, suman una capacidad instalada de 31.394 MW, teniendo una generación mensual de 3.550 GWh. Lo anterior se puede ver en las Tablas 2.1 y 2.2, así como las Figuras 2.8 y 2.9 [6] [7].

Tabla 2.1: Capacidad instalada del Sistema Eléctrico Nacional (SEN) 2021 [6] [7].

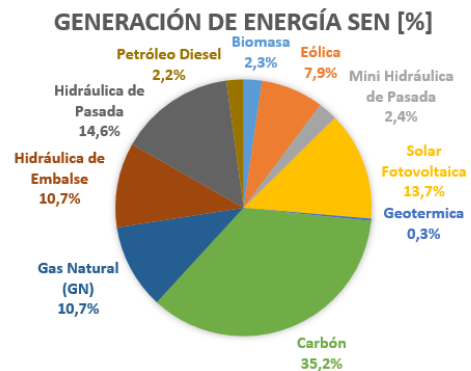
Clasificación	Tipo de energía	Capacidad instalada [MW]
ERNC	Biomasa	13.570
ERNC	Eólica	5.763
ERNC	Minihidraulica de pasada	7.888
ERNC	Solar fotovoltaica	4.016
ERNC	Solar concentración	110
ERNC	Geotérmica	48
Convencional	Carbón	12.874
Convencional	Gas natural (GN)	12.155
Convencional	Hidráulica de embalse	4.121
Convencional	Hidráulica de pasada	18.874
Convencional	Petroleo diésel	14.907

Tabla 2.2: Generación mensual Sistema Eléctrico Nacional por tecnología 2021 [6] [7].

Clasificación	Tecnología	Generación [GWh]
ERNC	Biomasa	310
ERNC	Eólica	1.065
ERNC	Mini Hidráulica de Pasada	328
ERNC	Solar Fotovoltaica	1.847
ERNC	Geotermica	39
Convencional	Carbón	4.743
Convencional	Gas Natural (GN)	1.444
Convencional	Hidráulica de Embalse	1.440
Convencional	Hidráulica de Pasada	1.970
Convencional	Petróleo diésel	290

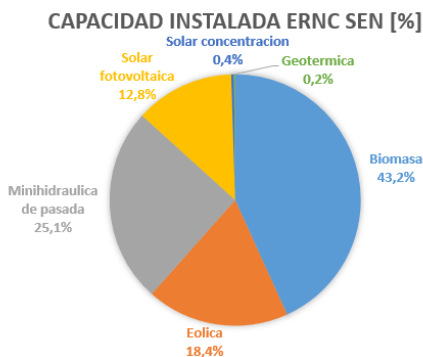


(a) Capacidad instalada en el SEN por tecnología de generación.

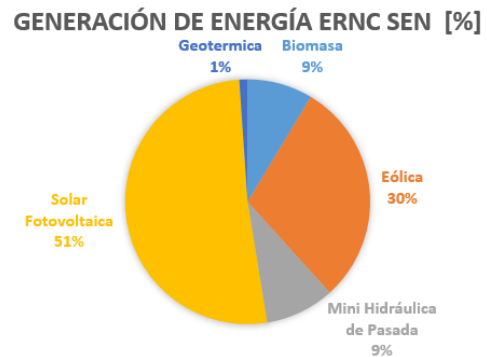


(b) Generación mensual del SEN por tecnología de operación.

Figura 2.8: Distribución de la capacidad instalada y generación de energía mensual en el SEN por tecnología 2021 [6] [7].



(a) Capacidad instalada en el SEN de las ERNC.



(b) Generación mensual del SEN de las ERNC.

Figura 2.9: Distribución de la capacidad instalada y generación de energía mensual en el SEN de las ERNC 2021 [6] [7].

De este modo se posee una capacidad instalada total de energías renovables en 2021 del 48 %, superando la meta impuesta para el 2025 del 20 % [5] [7] . En la actualidad hay más de 100 proyectos de generación y transmisión de ERNC en curso en Chile (en fase de construcción y puesta en marcha).

2.1.3. Potencial de energías renovable en Chile

Según datos del ministerio de energía 2014 sobre el potencial eólico, solar e hidroeléctrico de Arica a Chiloé, la Figura 2.10 muestra la distribución espacial del potencial de generación de energías renovables a lo largo del territorio nacional [5].

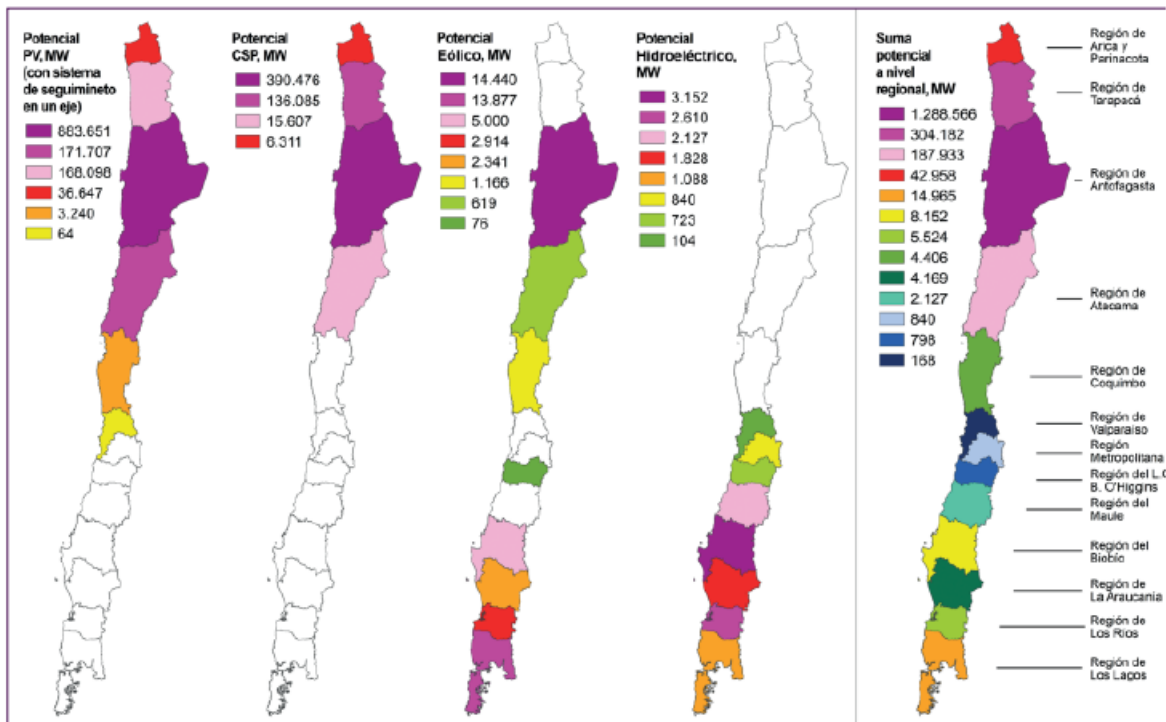


Figura 2.10: Potencial de generación cuantitativa por sectores en Chile.

En base a lo anterior se puede observar que para la energía hidráulica se tiene un alto potencial en la zona centro-sur del país. Por otro lado la energía solar fotovoltaica y de concentración solar posee gran potencial en la zona norte del país. Para la energía eólica se tiene potencial tanto en la zona norte como en la zona sur.

2.2. Energía Eólica

La energía eólica es la energía del viento, esta convierte la energía cinética del viento en energía eléctrica. A continuación se presenta los conceptos necesarios para el entendimiento de la energía eólica.

2.2.1. Principio de funcionamiento aerogenerador

Un aerogenerador toma la energía cinética del viento y la transforma en energía mecánica rotacional. A grandes rasgos, el funcionamiento del sistema consta de una masa de aire que mueve

las aspas del aerogenerador, producto de la fuerza de empuje que se genera en las aspas (Lift). Las aspas, al estar unidas al eje del rotor, permiten a este último transmitir el movimiento giratorio al multiplicador. El multiplicador es un conjunto de engranajes encargados de aumentar la velocidad de rotación, cuyo eje de salida está unido al del generador de tal forma de alimentarlo para la producción de electricidad, como se muestra en la Figura 2.11 [8].

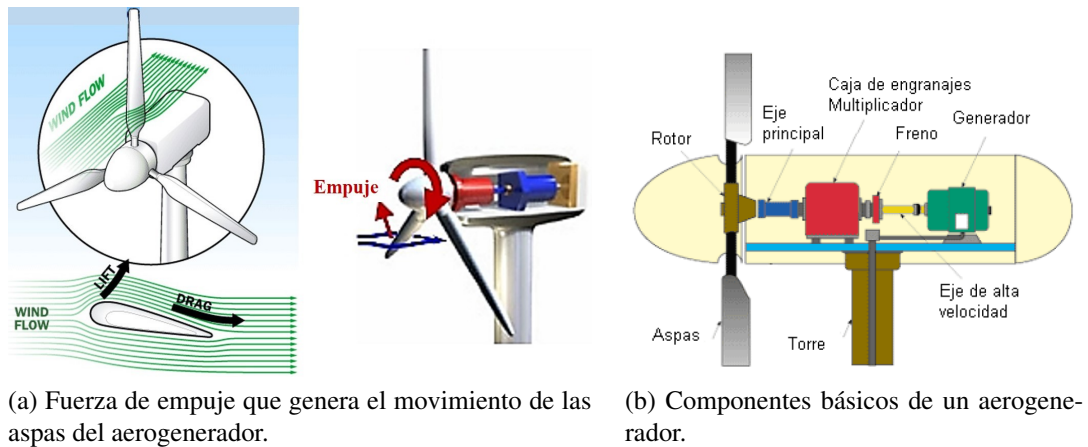


Figura 2.11: Principio de funcionamiento de un aerogenerador

Los elementos básicos de una central eólica de generación hacia la red eléctrica se ven en la Figura 2.12.

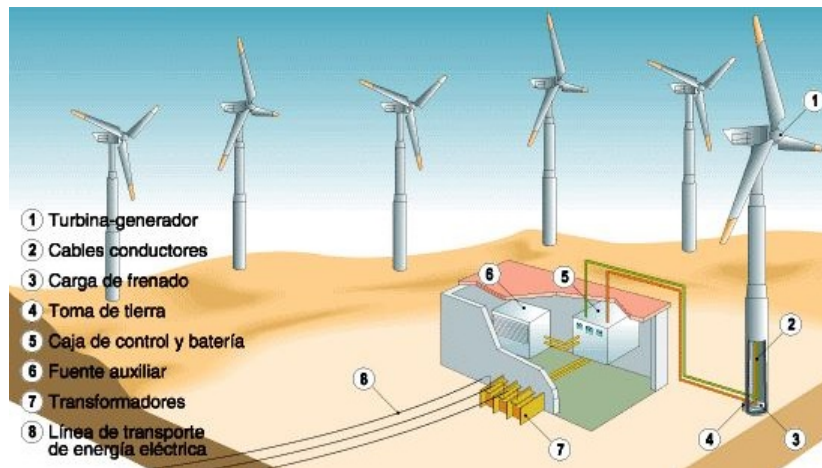


Figura 2.12: Componentes de una central eólica Offshore.

2.2.2. Características del recurso eólico

El sol irradia 175.000.000 GWh de energía por hora hacia la tierra. Entre un 1 y 2 % de la energía proveniente del sol es convertida en energía eólica. Las masas de aire (viento) se desplazan por las diferencias de temperatura entre ellas. Las regiones alrededor del ecuador son calentadas por el sol más que las zonas del resto del globo. El aire caliente es más ligero que el aire frío, por lo que subirá hasta alcanzar una cierta altura y se extenderá hacia el norte y sur, teniendo una corriente de convección [8].

2.2.2.1. Variabilidad del recurso

La generación eólica es una tecnología con un nivel de disponibilidad del recurso que cambia en el tiempo (variabilidad) y que no puede ser pronosticada con exactitud (incertidumbre). La variabilidad del recurso en un ciclo diario se puede apreciar en la Figura 2.13 y en un ciclo anual en la Figura 2.14.

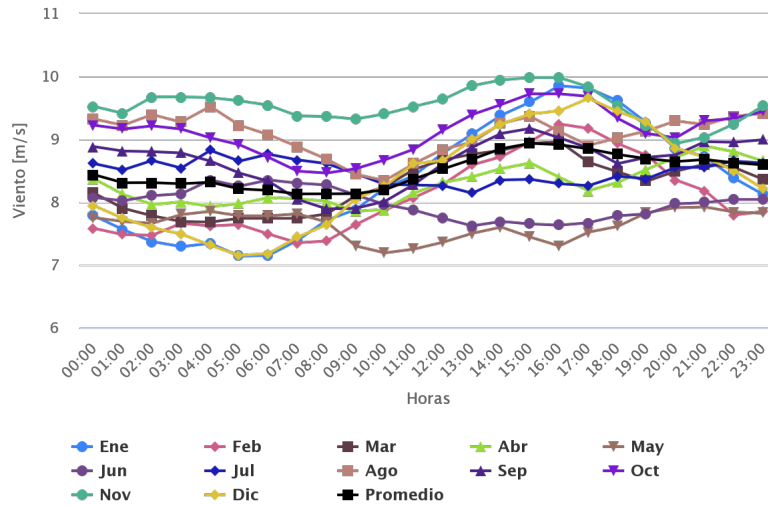


Figura 2.13: Ciclo diario de la velocidad del viento a 100 metros de altura para la ciudad de Punta Arenas. Gráficos generados usando el modelo Recon 1997-2017 del Explorador eólico (Departamento de Geofísica Universidad de Chile) [9].

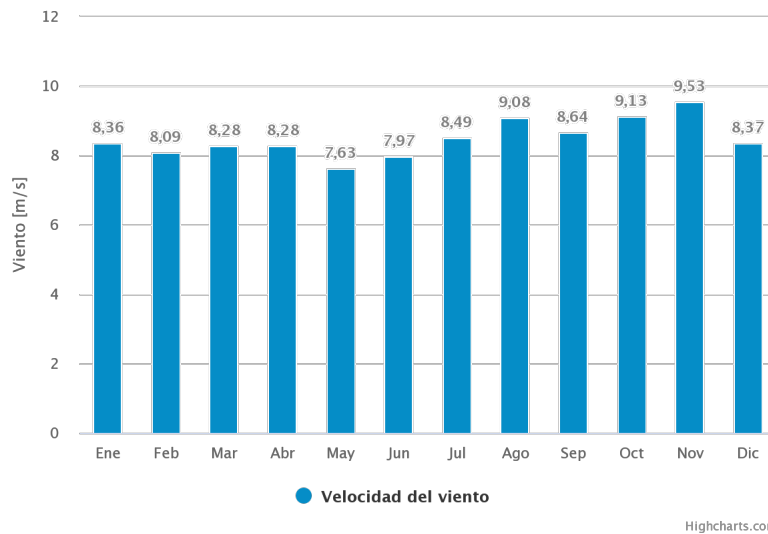


Figura 2.14: Ciclo anual de la velocidad del viento a 100 metros de altura para la ciudad de Punta Arenas. Gráficos generados usando el modelo Recon 1997-2017 del Explorador eólico (Departamento de Geofísica Universidad de Chile) [9].

2.2.2.2. Perfil vertical del viento

La variación de la velocidad del viento con la altura se puede apreciar en la Figura 2.15. Teniendo en general que a mayor altura la velocidad del viento es mayor, el crecimiento es exponencial,

característico de la formación de una capa límite, teniendo que a cierta altura los aumentos de velocidad no son significativos [8].

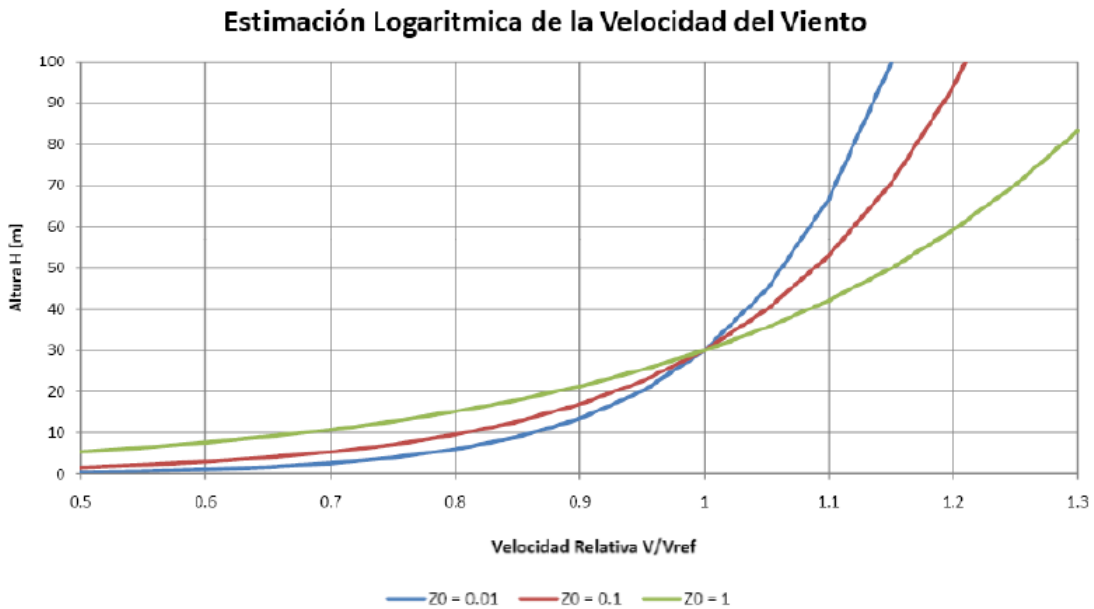


Figura 2.15: Perfil vertical de la velocidad del viento a través de una estimación logarítmica. Z_0 corresponde a la longitud de rugosidad, Z_{ref} y V_{ref} son la altura y la velocidad de referencia según mediciones experimentales [8].

Para desarrollar un proyecto de energía eólica se requieren datos históricos de viento que permitan conocer el recurso en el emplazamiento y así estimar correctamente la producción.

2.2.3. Curva de potencia aerogenerador

La curva de potencia de un aerogenerador es un gráfico que indica cuál será la potencia eléctrica disponible a diferentes velocidades del viento. Las curvas de potencia se obtienen a partir de medidas realizadas en terreno, donde un anemómetro es situado sobre un mástil relativamente cerca del aerogenerador. Si la velocidad del viento no está variando demasiado rápido, pueden usarse las medidas de la velocidad del viento realizadas con el anemómetro y leer la potencia eléctrica disponible directamente del aerogenerador, trazando la curva de potencia en función de la velocidad [10]. Una curva de potencia típica es la que se muestra en la Figura 2.16.

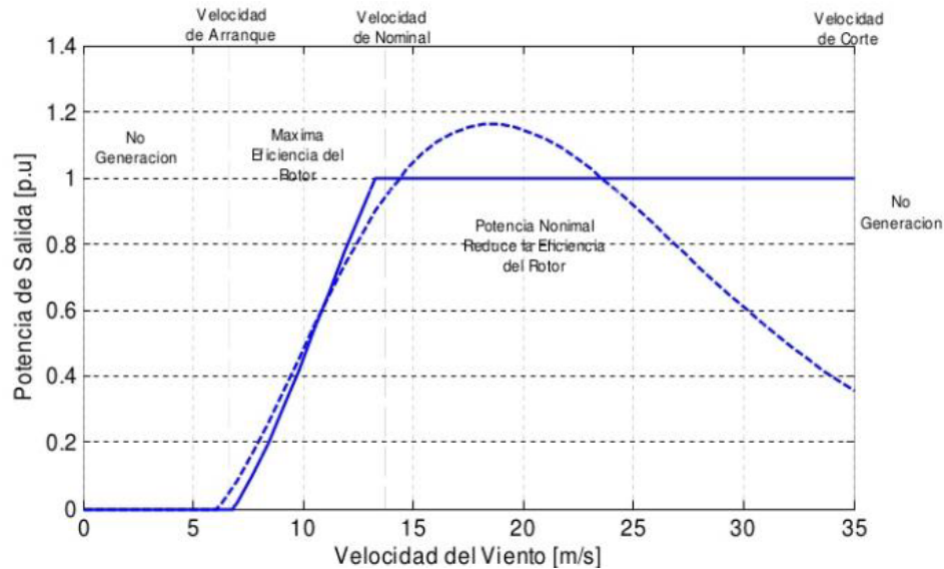


Figura 2.16: Zonas de interés de la curva de potencia [11].

En una curva de potencia típica se distinguen tres zonas de interés. La producción eléctrica es nula para bajas velocidades del viento, hasta una velocidad límite denominada **velocidad de arranque**, suficiente para vencer el rozamiento inicial y poner en marcha el generador. A partir de dicho punto, la producción de potencia aumenta rápidamente con el viento, hasta la denominada potencia nominal del aerogenerador, en la **velocidad nominal**. Desde ese punto, el generador maniobra la góndola para mantenerse produciendo a la máxima potencia ante mayores velocidades del viento, hasta llegar a un valor determinado llamado **velocidad de corte**. En este punto las turbinas tienen que detenerse por razones de seguridad, ya que a tales vientos la estructura está soportando una gran carga aerodinámica [11].

La curva de potencia es muy importante a la hora de seleccionar qué aerogenerador se usará para ciertas características del recurso eólico. Existen aerogeneradores adecuados para bajas velocidades del viento, cuya potencia nominal se obtiene con velocidades nominales bajas, y otros adecuados para altas velocidades del viento, cuya potencia nominal se obtiene a velocidades nominales mayores.

2.2.4. Rugosidad del emplazamiento

A gran altura de la superficie del suelo (1 km), la superficie terrestre apenas ejerce influencia sobre el viento. Sin embargo, en las capas más bajas de la atmósfera, las velocidades del viento se ven afectadas por la fricción con la superficie terrestre. Dicha ralentización de la velocidad se debe a la rugosidad de la superficie del terreno.

En la industria eólica, se habla mucho de “clase de rugosidad” cuando se evalúan las condiciones eólicas de un paisaje. A mayor clase de rugosidad, mayor es la disminución de la velocidad que experimenta el viento al disminuir la altura. Bosques y grandes ciudades ralentizan mucho el viento, mientras que pistas de hormigón de los aeropuertos o superficies de agua sólo lo ralentizan ligeramente. La Tabla 2.3 muestra las clases de rugosidad existentes [8].

Tabla 2.3: Clases de rugosidad para diferentes zonas de interés [8].

Clase de rugosidad	Longitud de rugosidad [m]	Tipo de paisaje
0	0,0002	Superficie del agua.
0,5	0,0024	Terreno completamente abierto con superficie suave. Ejemplo: pistas de hormigón en los aeropuertos, pasto cortado.
1	0,03	Paisaje agrícola abierto sin rejas, edificios muy aislados y colinas suaves.
2	0,1	Paisaje agrícola con algunas casas y arbustos.
2,5	0,2	Paisaje agrícola con muchas casa, plantas y arbustos.
3	0,4	Pueblos, ciudades pequeñas, bosques y terrenos accidentados muy desigual.
3,5	0,8	Ciudades grandes con edificios altos.
4	1,6	Ciudades muy grandes con edificios altos y rascacielos.

Los obstáculos (edificios, árboles, formaciones rocosas) pueden disminuir la velocidad del viento de forma significativa y a menudo crean turbulencias en torno a ellos. Las turbulencias disminuyen la posibilidad de utilizar la energía del viento de forma efectiva en un aerogenerador, además que provocan mayores roturas y desgastes mecánicos (fatigas) en la turbina eólica. La zona de turbulencia puede extenderse hasta una altura alrededor de 2 a 3 veces superior a la altura del obstáculo [8].

2.2.5. Efecto estela

Dado que un aerogenerador produce energía eléctrica a partir de la energía del viento, el viento que abandona la turbina debe tener un contenido energético menor que el que llega a la turbina. Se denomina estela a la cola de viento turbulenta y ralentizada (si se compara con el viento que llega la turbina), como se ve en la Figura 2.17.



Figura 2.17: Efecto estela de un aerogenerador.

En los parques eólicos, para evitar una turbulencia excesiva aguas abajo de las turbinas, cada turbina suele estar separada del resto una distancia mínima. La norma general de separación entre aerogeneradores en un parque eólico establece una separación de 5-9 diámetros de rotor en la dirección de los vientos dominantes y de 3-5 diámetros de rotor en la dirección perpendicular a

los vientos dominantes. Pérdida de energía debida al apantallamiento entre aerogeneradores es de aproximadamente un 5% [8].

2.3. Métodos de producción del hidrógeno verde

El hidrógeno es el elemento más abundante en el universo, pero no se encuentra en su estado puro en nuestro planeta. Por lo tanto, este debe ser producido a través de variados procesos, los cuales se clasifican a continuación [2]:

- **Termoquímicos:** Usan calor y reacciones químicas para obtener el hidrógeno de combustibles convencionales o biomasa.
- **Electrolíticos:** El agua (H_2O) se disocia en hidrógeno (H_2) y oxígeno (O_2) usando electricidad.
- **Biológicos:** Microorganismos, tales como bacterias y algas pueden generar hidrógeno por medio de procesos biológicos propios.

Cada proceso necesita una energía secundaria para su funcionamiento, ya sea térmica o eléctrica, que es abastecida por fuentes de energía primaria renovables. La Figura 2.18 muestra las tecnologías de producción de hidrógeno verde.

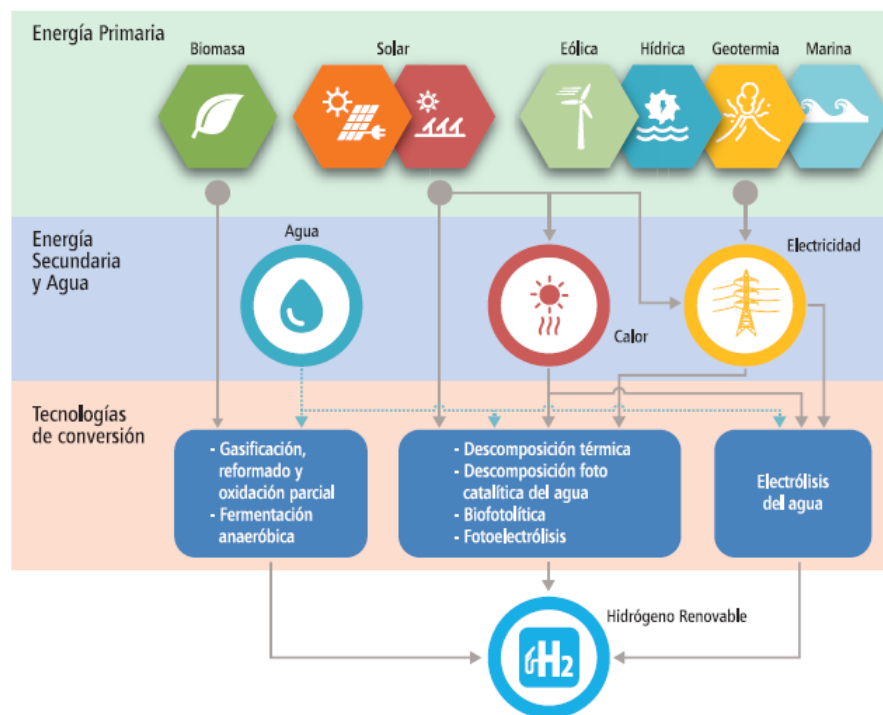


Figura 2.18: Esquema de las rutas de producción del hidrógeno verde [2].

2.3.1. Procesos Termoquímicos

- **Reformado de vapor:** La producción de hidrógeno comercial en Chile se basa en la tecnología de reformación de gas metano con vapor, produciendo hidrógeno gris principalmente.

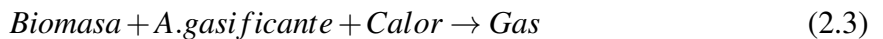
Este es el proceso mediante el cual el metano (CH_4) es sometido a un tratamiento térmico y luego mezclado con vapor a alta temperatura y presión para la obtención de hidrógeno principalmente, junto a otros compuestos.



A nivel mundial el 48% del hidrógeno se produce a través del proceso de reformado de gas metano con vapor. Debido a que actualmente es el proceso más económico para producir esta molécula a gran escala, además que el metano posee un alto contenido de hidrógeno (15% en masa), siendo catalogada como una tecnología madura [1] [2].

En Chile existen alrededor de 6 empresas que se dedican a la producción y venta de gases industriales, pero solo 2 de ellas, Linde Gas Chile S.A e Hidrógenos Biobío tienen plantas de producción de hidrógeno [2].

- **Gasificación de la biomasa:** Es un proceso de oxidación parcial que convierte biomasa sólida en gas de síntesis rico en hidrógeno, con la presencia de calor (500-1000°C) y un agente gasificador como aire, vapor, oxígeno, dióxido de carbono o una mezcla de ellos. La biomasa puede ser terrestre (madera) o marina (algas) [12].



- **Descomposición térmica del agua:** También llamada termólisis del agua, es un proceso de disociación de la molécula del agua mediante calor. Dado que la producción directa de hidrógeno requiere temperaturas superiores a 2.500 °C aproximadamente, se utilizan ciclos termodinámicos con diferentes reacciones químicas intermedias para producir hidrógeno a temperaturas más bajas, 850-1.000 °C, un ejemplo se muestra a continuación [2]:



2.3.2. Procesos Electrolíticos

El principio físico de producción corresponde a la circulación de corriente continua (CC) a través de dos electrodos (ánodo y catodo) separados e inmersos en un electrolito acuoso con contenido de iones que permiten aumentar la conductividad iónica, de este modo se separa el agua en hidrógeno y oxígeno. Los electrodos deben ser resistentes a la corrosión, deben tener una buena conductividad eléctrica, exhibir propiedades catalíticas e integridad estructural apropiada. El electrolito debe mantener sus propiedades durante el proceso, por tanto es importante que no reaccione con los electrodos [2].

El proceso requiere de la implementación de un separador o membrana para evitar la recombinación del oxígeno e hidrógeno (combustión), teniendo una resistencia eléctrica que evite que los electrodos sean cortocircuitados. No obstante, el separador debe tener una alta conductividad iónica, además de una gran estabilidad física y química, tal como se ve en la Figura 2.19 [2].

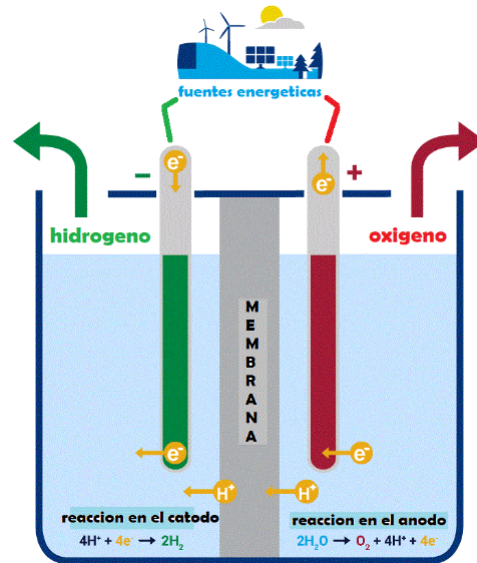


Figura 2.19: Esquema básico de un electrolizador tipo PEM.

El agua que entra es tratada previamente para conseguir requerimientos de pureza evitando la deposición de minerales y el consiguiente deterioro de los elementos de las celdas, y reacciones electroquímicas no deseadas, con lo cual se pueden conseguir purzas del hidrógeno extraído en torno a un 99,999 vol % [2].

Los electrodos, el separador y el electrolito son los elementos que configuran una celda de electrolisis. Las celdas pueden ser conectadas en paralelo o en serie, como se muestran en la Figura 2.20. A su vez, la celda electrolítica es el elemento básico que compone al sistema de producción de hidrógeno electrolítico denominado Electrolizador [2].

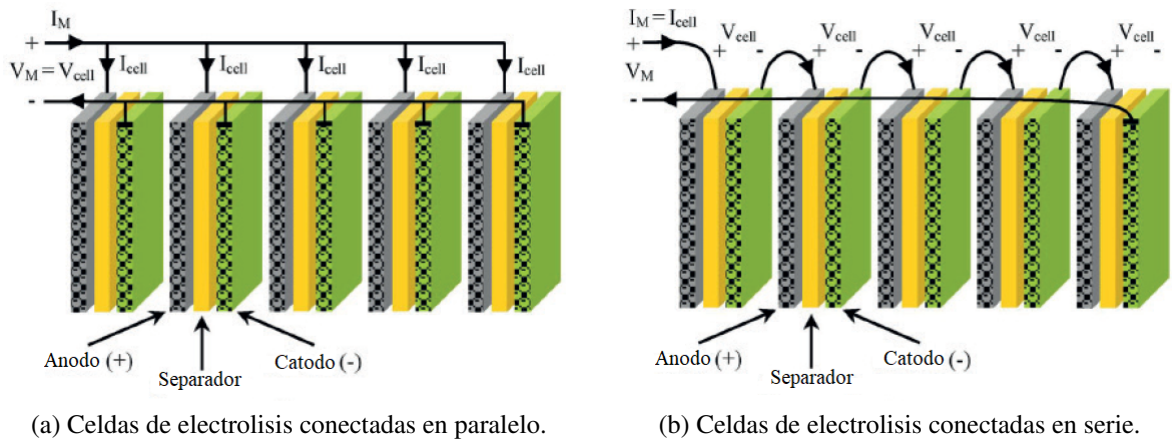


Figura 2.20: Tipos de conexiones de celdas de electrolisis [2]

Actualmente existen tres tipos de electrolizadores, que difieren principalmente en el electrolito utilizado [2]. De mayor a menor madurez tecnológica, generalmente se ordenan en:

- **Alcalinos:** Utilizan un líquido electrolítico de solución acuosa de hidróxidos de potasio (KOH) o hidróxido de sodio (NaOH), del orden de 20-40 % en peso. El ánodo se hace generalmente de níquel, de acero recubierto de níquel o cobalto, mientras que el cátodo está hecho de acero

activado por un recubrimiento con diferentes catalizadores, también se utiliza níquel activado con platino. La distancia entre el ánodo y el cátodo es de unos 5 mm en electrolizadores convencionales.

El amianto se utiliza como material del separador, con un espesor en el intervalo de 3 mm. Debido a las propiedades del material del amianto, la temperatura de funcionamiento del electrolizador alcalino convencional se limita generalmente a 80°C. Los riesgos para la salud del amianto están obligando a los fabricantes a sustituirlo por otros materiales no peligrosos. En este sentido, el uso de membrana inorgánica de intercambio iónico es una alternativa, así como el óxido de níquel [13] [14].

Si una corriente continua (CC) está conectada a los electrodos, se produce hidrógeno en el cátodo y oxígeno en el ánodo. El gas hidrógeno evoluciona desde el cátodo, donde el agua es reducida cediendo aniones hidróxido (OH^-), que circulan a través del separador al ánodo, dentro del campo eléctrico establecido por una fuente de alimentación externa. Los aniones hidróxido se recombinan en la superficie del ánodo para producir oxígeno tal como se ve en la Figura 2.21 [13].

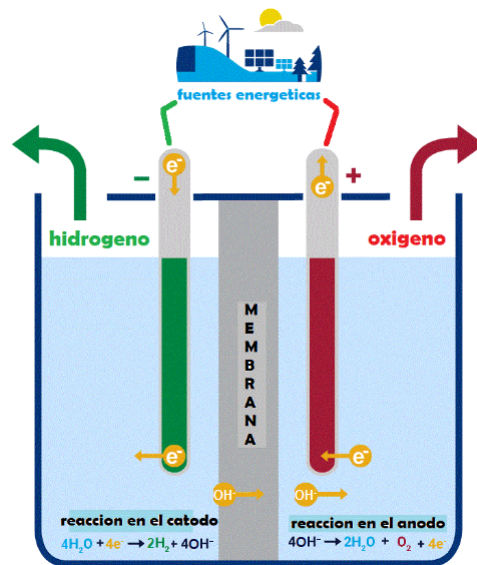


Figura 2.21: Esquema básico de un electrolizador tipo Alcalino.

- **Membrana de intercambio protónico (PEM):** Se utiliza como electrolito una membrana polimérica sólida con carácter ácido, la cual es responsable del intercambio de protones de hidrógeno (H^+), generalmente esta compuesta de grupos funcionales del ácido sulfónico ($-SO_3H$). La membrana más utilizada para la electrólisis del agua es Nafión con un espesor de 0,2 mm. La membrana funciona tanto como separador de gases como electrolito. Se aplica en el ánodo un 6 mg/cm^2 de iridio o rutenio, y en el cátodo alrededor de 2 mg/cm^2 de platino [2] [4].

Si una corriente continua (CC) está conectada a los electrodos, se produce hidrógeno en el cátodo y oxígeno en el ánodo. En el ánodo, el agua se oxida para producir oxígeno, electrones y protones (H^+). Los protones circulan a través de la membrana hacia el cátodo donde se reducen cerrando el circuito y producen hidrógeno, tal como se ve en la Figura 2.22 [13].

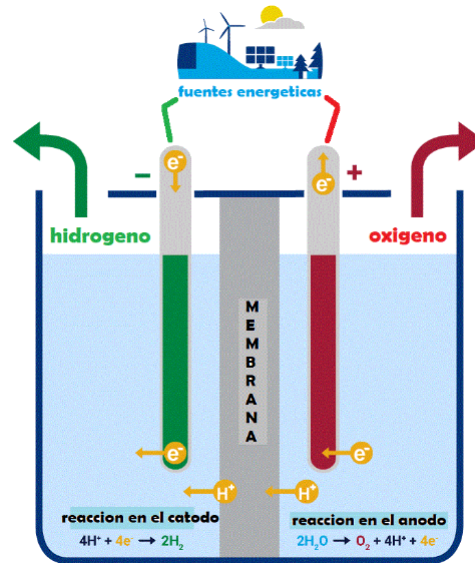


Figura 2.22: Esquema básico de un electrolizador tipo PEM.

- **Membrana de estado sólido (SOE):** En esta tecnología el agua se encuentra en estado de vapor a alta temperatura, se utiliza como electrolito una membrana sólida cerámica, la cual exhibe buena conductividad iónica. Los cátodos y el electrolito son comúnmente compuestos de níquel y Circona estabilizada con Itria (YSZ), mientras el ánodo es un compuesto de Circona estabilizada con Itria (YSZ) y manganitas de lantano, ferritas o cobaltitos [2].

Si una corriente continua (CC) está conectado a los electrodos, se produce hidrógeno en el cátodo y oxígeno en el ánodo. En el cátodo, el agua se reduce para producir hidrógeno. Por la acción del campo eléctrico aplicado, los aniones de oxígeno (O^{2-}) generados en el cátodo pasan a través del electrolito sólido al ánodo, donde se recombinan formando oxígeno y liberando electrones hacia el circuito exterior, tal como se ve en la Figura 2.23 [13].

Utilizan altas temperaturas de operación por lo que se reduce el consumo eléctricos hasta un 25%. Atractivo cuando existe una fuente de temperatura por ejemplo, en aplicaciones combinadas de calor y potencia. Se ha mostrado que fuentes de geotermia podrían aportar calor para estos dispositivos así como el uso de concentración solar [2].

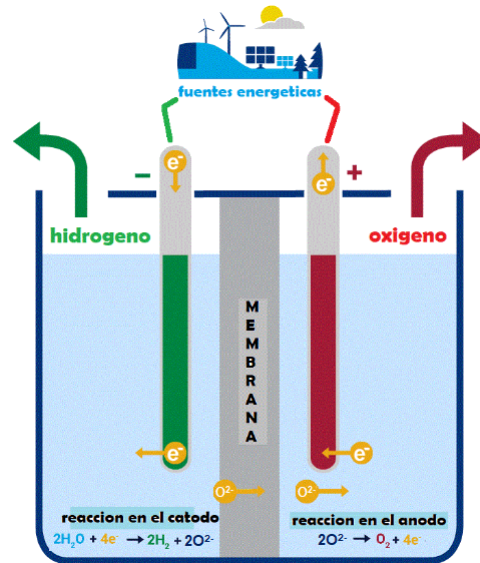


Figura 2.23: Esquema básico de un electrolizador tipo SOE.

2.4. Almacenamiento del hidrógeno verde

La principal dificultad para el uso generalizado de hidrógeno es el almacenamiento. El hidrógeno tiene la mayor energía por unidad de masa que cualquier otro combustible, con un poder calorífico gravimétrico de 33,33 kWh/kg, Figura 2.24, sin embargo, a temperatura ambiente resulta en una baja densidad energética por unidad de volumen, su poder calorífico volumétrico es de 0,003 kWh/l, tal como lo muestra la Figura 2.25 [4].

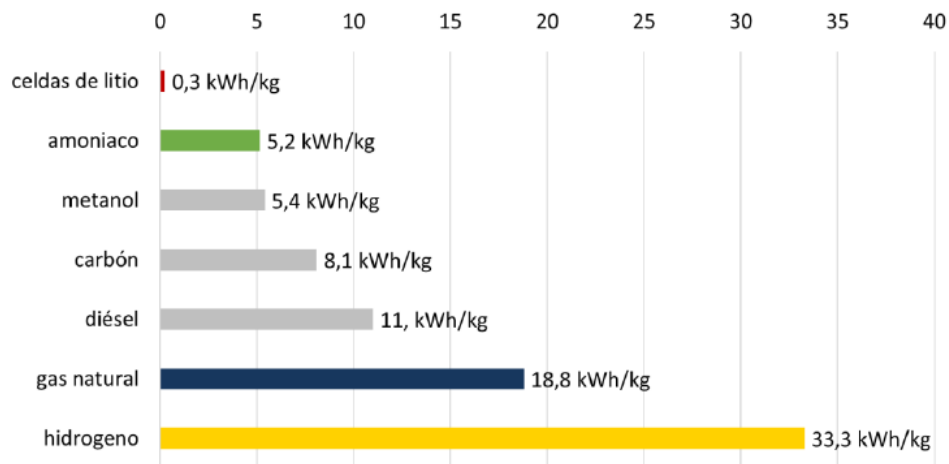


Figura 2.24: Comparación de densidades energéticas gravimétricas (kWh/kg) (poder calorífico inferior) [4].

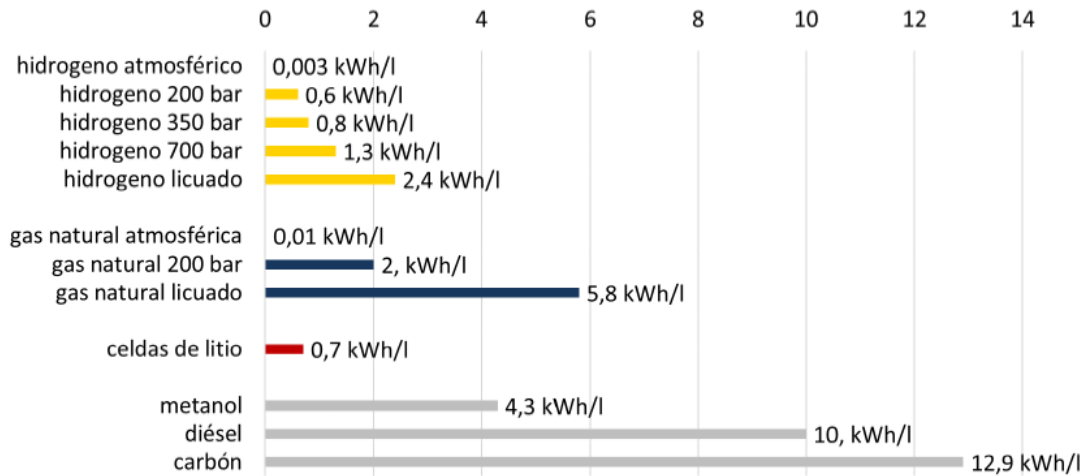


Figura 2.25: Comparación de densidades energéticas volumétricas (kWh/l) (poder calorífico inferior) [4].

En resumen, el hidrógeno es muy ligero y necesita mucho espacio para ser almacenado o transportado, en forma de gas, obtenido desde el proceso de electrólisis ocupa 3000 veces más espacio que un gas con la misma cantidad de energía a temperatura y presión ambiente [15]. De este modo se requiere el desarrollo de avanzados métodos de almacenamiento con un potencial de mayor densidad energética. La Figura 2.26 muestra las formas principales de almacenamiento del hidrógeno.

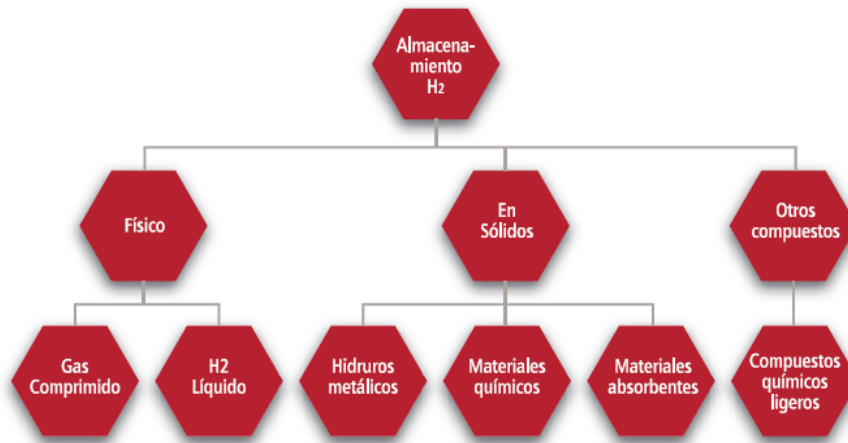


Figura 2.26: Formas de almacenamiento del hidrógeno [2]

2.4.1. Almacenamiento físico

A continuación se describe el proceso de almacenamiento como gas por compresión y de forma líquida por licuefacción.

2.4.1.1. Almacenamiento por compresión

Cuando el hidrógeno se utiliza en forma gaseosa, generalmente debe comprimirse desde 1 bar a una presión elevada de 700 bar para obtener densidades prácticas, un proceso que requiere aplicar trabajo. El enfriamiento simultáneo mientras se comprime el gas ayuda a reducir el trabajo requerido para la compresión. Esto se debe a que la refrigeración conlleva ventajas como un aumento

de la eficiencia volumétrica del compresor. Por lo tanto, la compresión de múltiples etapas es más efectiva que la compresión de una sola etapa, ya que el gas se puede enfriar entre etapas utilizando un intercooler, como se ve en la Figura 2.27. Para que el intercooling sea perfecto, el gas debe enfriarse a su temperatura inicial después de cada etapa [15].

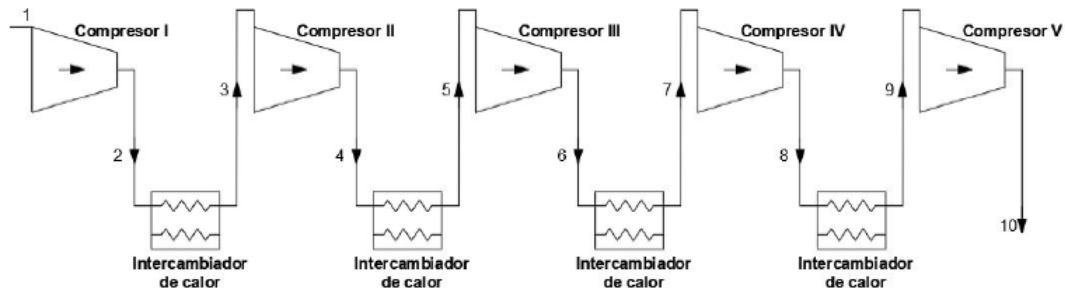


Figura 2.27: Ciclo de compresión con enfriamiento intermedio de 5 etapas [15].

El gráfico de la Figura 2.28 presenta la compresión multietapas del hidrógeno en función del trabajo eléctrico requerido [15].

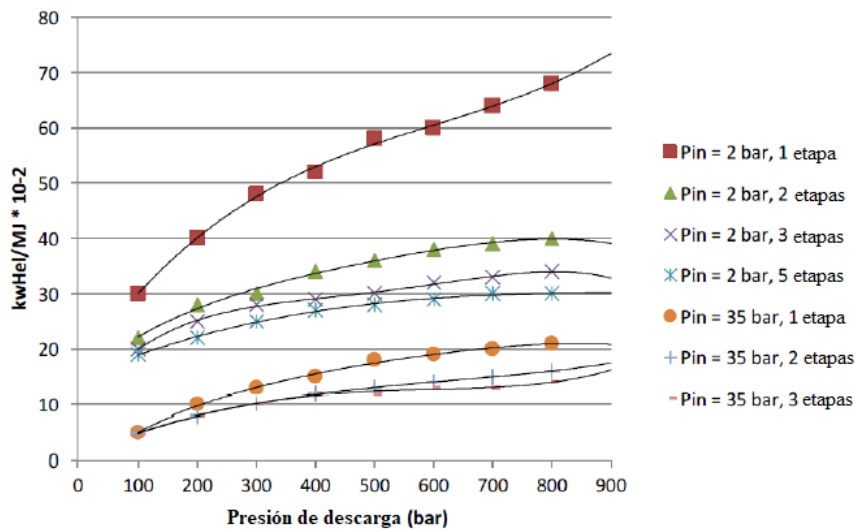


Figura 2.28: Trabajo eléctrico requerido para compresión de hidrógeno en multi-etapas. Se asume temperatura ideal de intercooling 25°C [15].

En el gráfico de la Figura 2.28 se observa que el trabajo eléctrico requerido se reduce a medida que aumenta el número de etapas. También se puede observar que a mayor presión de aspiración inicial menor es el trabajo eléctrico. De este modo se busca aumentar las etapas de compresión con una presión inicial elevada [15].

Sin embargo, el cálculo preciso del trabajo de compresión de hidrógeno requiere el conocimiento de una ecuación de estado apropiada y de una ecuación calorífica, información que no está ampliamente disponible. Para simplificar los cálculos, muchos investigadores consideran la compresión de hidrógeno como un proceso isentrópico (adiabático), es decir, suponen que durante la compresión no hay intercambio de calor entre el compresor y el medio ambiente, con un proceso reversible. Sin

embargo, se pueden inducir errores significativos al considerar que el hidrógeno se comporta como un gas ideal a alta presión [15].

Según la termodinámica, la forma real de compresión suele estar entre las condiciones teóricas de compresión isotérmica y compresión isentrópica, que representan un límite inferior y superior del trabajo de compresión respectivamente. En aplicaciones prácticas, la compresión del hidrógeno no es ni isotérmica, ni isentrópica, ni adiabática. El trabajo real de compresión se encuentra entre las predicciones de los dos supuestos antes mencionados. Es así que este proceso se aborda mejor mediante termodinámica utilizando una ruta politrópica reversible [15].

Los compresores de hidrógeno son ampliamente utilizados en las industrias química, del petróleo y manejo de gases, por lo que se podrían considerar como una tecnología bastante madura. Debido a las características únicas del hidrógeno, sólo los compresores de desplazamiento alternativo son de uso práctico. En esta categoría, se pueden distinguir 3 tipos de compresores: de pistón, diafragma e iónicos. Los más modernos para aplicaciones de gran volumen y escala son los pistones alternativos, mientras que para aplicaciones de pequeño volumen se utilizan pistones o diafragmas [16].

El hidrógeno a alta densidad y presión se almacena en estanques de paredes gruesas, principalmente de forma cilíndrica o cuasi-conformable, hechos de materiales de alta resistencia para soportar dichas condiciones y tener mayor durabilidad [15]. Lo más moderno en este contexto son los recipientes a presión más grandes con un volumen entre $10-100 Nm^3$ [4].

Debido a los efectos de la compresibilidad del hidrógeno, el cambio en la presión de almacenamiento tiene un efecto sobre la masa del estanque, en especial el espesor de pared. Esto se debe a que la reducción del volumen del gas no es lineal con el aumento de la presión, como lo sería si no se considerara la compresibilidad. A bajas presiones, la masa del estanque es bastante constante. Sin embargo, a presiones más altas, la masa del estanque aumenta considerablemente (aumenta el espesor de pared) [15].

El diseño del estanque debe considerar problemas cíclicos asociados a la carga y descarga de hidrógeno; envejecimiento, fluencia, fatiga y fragilización. Dependiendo del material del estanque elegido, es necesario investigar el efecto de la vida útil del diseño [15].

Para el material utilizado en la construcción del estanque se debe evitar el uso de níquel y la mayoría de las aleaciones de níquel, que se ven severamente afectadas por la fragilización por hidrógeno, y no se deben utilizar hierros fundidos grises, dúctiles y maleables [16]. Algunos materiales generalmente aceptables incluyen aceros inoxidables austeníticos, aleaciones de aluminio, cobre y aleaciones de cobre, titanio y materiales compuestos [15] [16].

De acuerdo con el Proyecto Europeo Integrado de Hidrógeno (EIHP), que lidera el desarrollo de estándares regulatorios globales para pruebas de hidrógeno, certificación de componentes y sistemas de infraestructura de reabastecimiento de hidrógeno, los recipientes de almacenamiento de hidrógeno y gas comprimido pueden clasificarse en cuatro tipos como se muestra en la Figura 2.29 [15] [17].

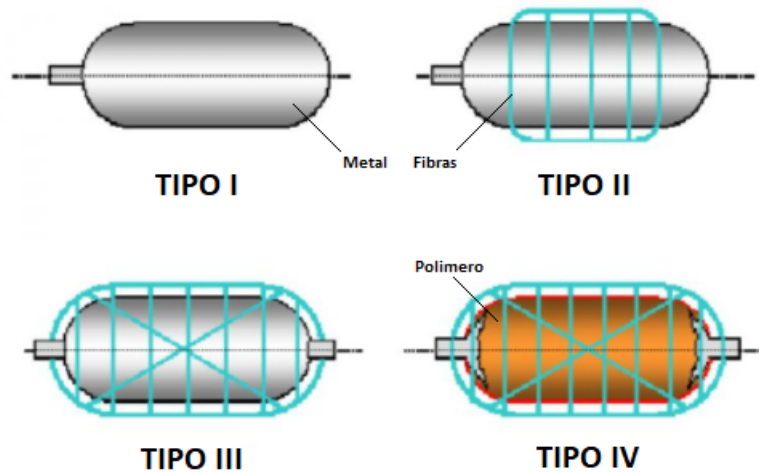


Figura 2.29: Tipos de estanques de acuerdo a la EIHP [17].

- **Tipo I:** Usualmente cilindros completamente metálicos. Estos depósitos pueden operar a presiones no superiores a 175 bar en el caso de estar fabricados de aluminio y 200 bar si son de acero. Utilizados normalmente para soldadura, siendo muy pesados y de paredes muy gruesas.
- **Tipo II:** Estanque metálico y reforzados con materiales compuestos de fibra de carbono o vidrio en la dirección del aro en la sección cilíndrica del depósito. Se han fabricado tanques que han soportado presiones de 700 bar y hasta 1000 bar. En este caso el recipiente metálico y el material compuesto soportan aproximadamente la misma carga estructural. Siguen siendo depósitos muy pesados.
- **Tipo III:** Estanque que consta de un forro metálico interno a fin de evitar las fugas de hidrógeno por difusión, usualmente aluminio, recubierto por un material compuesto dispuesto en distintas direcciones que soporta los esfuerzos mecánicos. Los más resistentes son aquellos que emplean fibra de carbono como material compuesto, siendo capaces de soportar hasta 700 bar. La eliminación de paredes gruesas de materiales metálicos y el mayor uso de materiales compuestos hace que el peso de estos depósitos disminuya en comparación a los de tipo I y II.
- **Tipo IV:** Estanque que consta de un forro interno de material polimérico, generalmente polietileno de alta densidad, para evitar la difusión del hidrógeno, recubierto mediante fibras de carbono en distintas direcciones que soportan la carga mecánica. En la parte más externa puede contar con un recubrimiento de fibra de vidrio a fin de proteger la superficie externa. La presión máxima que son capaces de soportar se encuentra en torno a unos 700 bar. Al eliminar prácticamente todo el material metálico del depósito son mucho más ligeros que los tipo I y II. Sin embargo, el forro interno polimérico es peor barrera a la difusión del hidrógeno que los metales, son mucho más caros debido al uso de una gran cantidad de fibra de carbono, y los ciclos de carga y descarga que soportan son menores.

Generalmente los tanques para el almacenamiento de hidrógeno comprimido tipo I y II son empleados en aplicaciones estacionarias como por ejemplo laboratorios o estaciones de carga de hidrógeno. Los depósitos tipo III y IV, a pesar de ser más caros que los tipo I y II, son empleados en vehículos debido a que ofrecen la mejor densidad en peso de hidrógeno, siendo los sistemas de almacenamiento liviano más avanzados para el caso de gas comprimido [15], como se ve en la Figura 2.30.

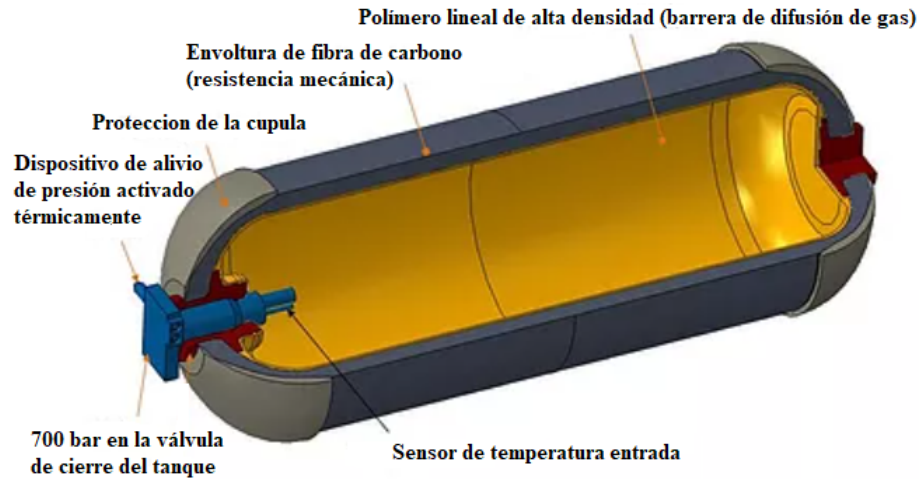


Figura 2.30: Sistema de almacenamiento de hidrógeno comprimido tipo IV. [15]

Es importante destacar que en el caso de la utilización de tanques para gas natural, la regulación europea establece límites de 2 vol % de mezcla con hidrógeno [2].

2.4.1.2. Almacenamiento por licuefacción

El hidrógeno se puede licuefactar al estado líquido usando temperaturas menores a los -253°C y presión atmosférica. La licuefacción es el proceso de pasar de gas a líquido mediante la modificación de condiciones de presión y temperatura a través de un ciclo abierto de enfriamiento. Este proceso utiliza una combinación de intercambiadores de calor, compresores y válvulas de expansión, para lograr el enfriamiento necesario, produciendo una fracción de hidrógeno gaseoso y otra líquida. El hidrógeno líquido se almacena en tanques y el gas enfriado se devuelve al compresor a través de los intercambiadores de calor reiniciando el ciclo [15].

Un elemento importante de cualquier ciclo de licuefacción es la válvula de expansión Joule-Thomson (J-T). El comportamiento de un gas en expansión (disminución de la presión), se puede graficar de la siguiente forma. Se fijan los valores iniciales de presión P_1 y temperatura T_1 corriente arriba de la estrangulación y se hace variar la presión final P_2 . Para cada valor de P_2 se determina experimentalmente la temperatura de salida T_2 . Bajo condiciones de estrangulación, cada uno de los estados medidos corriente abajo tiene la misma entalpía que los estados corriente arriba del obstáculo. Después de hacer un número de medidas adecuado corriente abajo, para un estado dado en la parte anterior de la estrangulación, se puede trazar una línea que corresponde a estados del sistema con la misma entalpía, sobre un diagrama T-P como se ve en la Figura 2.31. De esta forma se traza una familia de líneas de entalpía constante sobre un diagrama T-P [18].

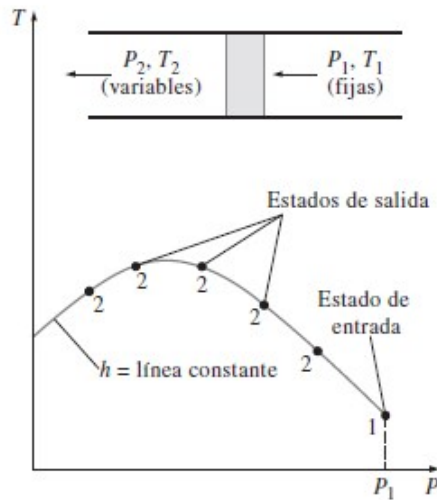


Figura 2.31: Grafica de variación de la temperatura en función de la presión para un proceso de expansión [18].

Experimentalmente mediante el efecto Joule-Thomson un fluido puede llegar a una temperatura final T_2 con un valor mayor o menor que el valor correspondiente de la temperatura inicial T_1 , dependiendo de los valores de P_1 , T_1 y P_2 . La pendiente de una línea de entalpía constante, para cualquier estado, es una medida del coeficiente de Joule-Thomson μ_{JT} correspondiente a ese estado, que se define mediante la Ecuación 2.6 [18].

$$\mu_{JT} = \left(\frac{dT}{dP} \right)_h \quad (2.6)$$

$$\mu_{JT} = \begin{cases} < 0 & \text{Temperatura de salida } T_2 \text{ aumenta (calienta) con la expansión} \\ = 0 & \text{Temperatura de salida } T_2 \text{ permanece constante con la expansión} \\ > 0 & \text{Temperatura de salida } T_2 \text{ disminuye (enfria) con la expansión} \end{cases}$$

Algunas de las líneas de entalpía constante presentan un máximo. La línea que une estos máximos se denomina línea de inversión, y el valor de la temperatura para este estado se denomina temperatura de inversión. A la derecha de la curva de inversión en un diagrama T-P el coeficiente de Joule-Thomson es negativo, es decir, el fluido se calienta en la expansión. Por otro lado, a la izquierda de la curva de inversión el coeficiente es positivo, por lo que el fluido se enfría en la expansión, tal como se ve en la Figura 2.32 [18].

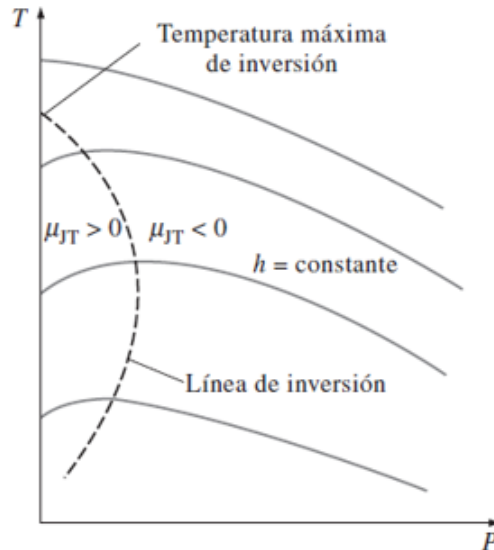


Figura 2.32: Gráfica la línea de inversión en un diagrama T-P de un proceso de expansión [18].

El efecto de Joule-Thomson estipula que el resultado de la estrangulación (expansión), manteniendo la entalpía constante, bajo ciertas condiciones iniciales de presión y temperatura, es una reducción en la temperatura del fluido, de forma que se puede tener un enfriamiento mediante un sistema sin partes móviles. De hecho, bajo condiciones iniciales adecuadas, es posible que uno o más componentes de una corriente fluida pase a la fase líquida durante el proceso de estrangulación, de forma que puede utilizarse el sistema para proceder a la separación de componentes de una mezcla gaseosa, tal como ocurre con los ciclos de licuefacción del hidrógeno [18].

Los ciclos de licuefacción de hidrógeno se dividen en dos grupos principales: el ciclo de licuefacción de Linde-Hampson y el ciclo de licuefacción de Claude. Hay algunas diferencias principales entre estos dos ciclos, el primer ciclo utiliza válvulas de expansión y el segundo expansores para el proceso de expansión. La elección de un ciclo termodinámico particular depende del tamaño proyectado de la planta, el nivel de tecnología disponible, el costo del equipo y, principalmente, la eficiencia del ciclo [15].

- **Ciclo de licuefacción de Linde-Hampson:** También llamado ciclo de expansión de Joule-Thompson. El gas primero sufre una compresión isotérmica, a temperatura ambiente, $1 \rightarrow 2$, después un enfriamiento a presión constante en un intercambiador de calor, $2 \rightarrow 3$ y $3 \rightarrow 4$, y finalmente una expansión isoentálpica, $4 \rightarrow 5$ y $5 \rightarrow 6$, mediante la válvula Joule-Thompson. En este último proceso parte del gas se licua, obteniendo líquido saturado, y el resto es gas saturado el cual es recirculado por el intercambiador de calor, y vuelve al compresor para cerrar el ciclo $6 \rightarrow 7$ y $7 \rightarrow 1$ como se ve en la Figura 2.33.

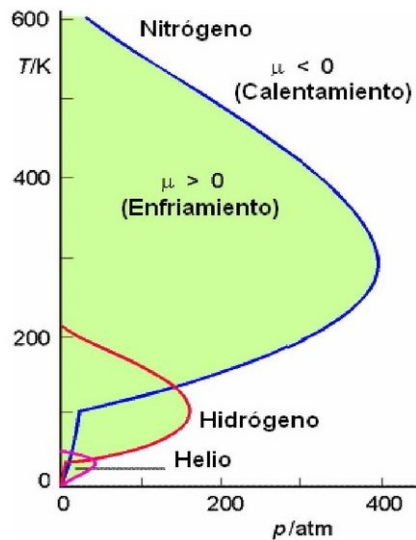


Figura 2.34: Curva de inversión Nitrógeno, Hidrógeno y Helio [15]

- Ciclo de licuefacción de Claude:** La mayoría de los procesos de licuefacción de hidrógeno a gran escala se basan en el ciclo de Claude, como se ilustra en la Figura 2.35, donde el hidrógeno es tanto el producto como el fluido de trabajo. En él ocurre una compresión isotérmica $1 \rightarrow 2$, luego uno o más intercambiadores de calor reducen la temperatura del fluido de trabajo $2 \rightarrow 3$, $3 \rightarrow 4$ y $4 \rightarrow 5$, y una válvula Joule-Thomson, $5 \rightarrow 6$, lleva el fluido al régimen de dos fases, líquido saturado el cual se elimina del ciclo para ser almacenado, y el gas saturado que es recirculado al compresor. Se tiene que ocurre una expansión intermedia isoentropica en un expansor $3 \rightarrow e$. La entrada de gas en el extremo cálido mantiene una masa constante de hidrógeno en el sistema [15].

Las modificaciones del ciclo de Claude incluyen la adición de un segundo compresor, donde el primero comprime hidrógeno de presiones bajas a medias y el segundo comprime de presiones medias a altas. En este caso, el expansor opera entre presiones medias y bajas, proporcionando enfriamiento adicional al gas a alta presión a través de su escape. Las variaciones de este sistema a menudo se usan en plantas de licuefacción de hidrógeno a gran escala, combinadas con preenfriamiento de nitrógeno, catalizadores de conversión de orto-para múltiples y, típicamente dos o tres expansores. En particular el ciclo de Kapitza es una modificación del ciclo Claude, donde el intercambiador de calor más frío (tercero) es eliminado del sistema, y el primer intercambiador de calor es un regenerador que combina purificación y preenfriamiento [15].

cia termodinámica, ya que afecta directamente a la fracción de masa licuada del gas. Al evaluar la presión de descarga del compresor de gas de alimentación, la diferencia de temperatura entre los flujos fríos y calientes, la temperatura de enfriamiento más baja, el número de intercambiadores de calor y número de expansores, se obtienen las siguientes eficiencias de trabajo reversible (segunda ley termodinámica); Linde-Hampson con preenfriamiento 21,8 %, Claude 62,9 % y Kapitza 77,2 %. Con respecto a los dos últimos ciclos mencionados, ambos presentan valores elevados, el ciclo de Kapitza tiene la mejor eficiencia (η_{II}) a determinadas condiciones de funcionamiento, pero el ciclo de Claude tiene el mejor rendimiento líquido (fracción de licuefacción de hidrógeno (γ)) [15].

Los estanques criogénicos utilizados para almacenar hidrógeno líquido son recipientes metálicos de doble pared con aislamiento, intercalados entre las paredes, como se ve en la Figura 2.36. El recipiente interno, está aislado con un material de varias capas con separadores entre capas que actúan como barreras térmicas. El recipiente interno se monta dentro del recipiente externo por medio de accesorios especialmente diseñados. El volumen resultante entre los dos recipientes se evacua para evitar posibles fugas de calor por convección térmica [15].

Para minimizar, si no eliminar, las pérdidas térmicas, deben tenerse en cuenta los efectos de la radiación térmica, la convección y la conducción térmica al diseñar los recipientes. La forma esférica ayuda a reducir pérdidas por evaporación ya que tiene la menor superficie por unidad de volumen. Por lo tanto, contenedores más grandes tienen menores pérdidas de hidrógeno que las más pequeñas [15].



Figura 2.36: Representación esquemática de un vaso criogénico, diseño y componentes [15].

El material de las paredes del estanque debe ser resistente a la fragilización por hidrógeno, impermeables al gas hidrógeno y capaces de resistir estructuralmente las bajas temperaturas. Las variaciones de presión y temperatura a las que se someterá el estanque (llenado y vaciado) son significativas, por lo tanto, los puntos de unión a cualquier estructura deben ser capaces de resistir este movimiento, así como la estructura del estanque en sí [15]. Se utilizan para los tanques criogénicos los aceros ferríticos al níquel, que se pueden aplicar hasta $-200\text{ }^{\circ}\text{C}$, o los aceros inoxidables austení-

ticos estabilizados y las aleaciones de aluminio, que son adaptables hasta el cero absoluto [16]. Se utiliza aluminio, disminuyendo en torno a un 50% el peso. Mayores reducciones de peso se están investigando utilizando materiales basados en fibras reforzadas de polímeros con una cubierta de cobre [2].

2.4.2. Almacenamiento en sólidos

En comparación con el almacenamiento de gases y líquidos, el beneficio del almacenamiento del hidrógeno en materiales sólidos reside en su potencial de menor volumen, menor presión, mayor eficiencia energética y mayor pureza de hidrógeno producido [2]. Sin embargo, estos aun se encuentran en fase demostrativa.

Los hidruros metálicos son aleaciones formadas a partir de hidrógeno y uno o más elementos metálicos. Al exponer el metal al gas de hidrógeno estos elementos reaccionan de forma natural generando aleaciones compactas y solidas, sin embargo con un enlace químico débil, de manera que al exponerlas a leves condiciones de temperatura o presión la reacción es revertida liberando el hidrógeno nuevamente. Los metales utilizados presentan una estructura cristalina cuadrada, y están formadas por 6 átomos de elementos metálicos, de tamaño similar o idéntico [1].

Entre los más conocidos se encuentra el hidruro de lantano níquel ($LaNi_5H_6$) o el de calcio cobre ($CaCu_5$), últimamente han ganado atención los hidruros de sodio aluminio ($NaAlH_4$) y el hidruro de magnesio (MgH_2), aunque estos últimos dos operan a altas temperaturas [2].



2.5. Transporte de hidrógeno verde

Existen diversos métodos de transporte para combustibles utilizados ampliamente en la sociedad como tuberías de gas, camiones, trenes y barcos con estanques para líquidos y gases. Sin embargo el hidrógeno dada su baja densidad energética representa una complejidad adicional dado que con los transportes tradicionales se logran mover cantidades insuficientes de hidrógeno, es por esto que se requieren perfeccionar algunos mecanismos de transporte más especializados y combinarlos además con los métodos de almacenamiento [1].

2.5.1. Transporte en tuberías

El hidrógeno en estado gaseoso se puede transportar de dos formas:

- **Inyección a red de gas natural:** Dado que la red de gas y la infraestructura relacionada ya existe, la inyección de hidrógeno en la red de gas es la forma más rentable de almacenar y transportar grandes cantidades de hidrógeno. Integrar hidrógeno en las redes de gas requiere analizar los materiales utilizados, lo que limita a mezclas en torno al 20 ó 30% dependiendo de la presión de las tuberías y calidad del acero.

En particular, se ha reportado que al mezclarlo en bajas concentraciones en volumen, hasta un 10-15% y con redes de gas a baja presión entre 10 y 20 bar para grandes cantidades y largas distancias, como lo son las redes de distribución, la posibilidad parece viable sin mayores riesgos. Es importante tener en cuenta que para una misma red de gas utilizada con la misma

presión, el hidrógeno transportará en torno a un 20-30% menos de energía que el gas natural [1] [2].

Un problema se presenta en ciertas tuberías de gas, especialmente las construidas a partir de acero u aleaciones de dicho metal, donde existen pequeñas fugas o filtraciones a través del material debido a que las moléculas del hidrógeno son más pequeñas que el espacio entre moléculas del metal. Este fenómeno aumenta a medida que aumenta el porcentaje de hidrógeno en la cañería y la presión de operación, mientras que disminuye a medida que aumenta el grosor de las cañerías. Además puede evitarse utilizando metales con menor espacio entre moléculas o materiales constituidos por polímeros sintéticos derivados del plástico, como lo es el polietileno en las redes de distribución y servicios de gas.

También se tiene que el hidrógeno molecular puede disiparse en las fracturas o microgrietas de la tubería, reduciendo la ductilidad del material y aumentando la propagación de grietas, lo que se denomina fragilización. Los materiales con mayor dureza sufren consecuencias mayores en comparación con materiales menos duros. Además, este efecto es intensificado a mayor presión, por lo que un material puede perder más ductilidad y volverse más frágil al aumentar la presión de la red [19].

Es importante mencionar que la conversión de hidrógeno en metano sintético por combinación con CO_2 antes de la inyección (metanación), elimina el límite de concentración de mezcla, ya que el metano puede mezclarse en cualquier concentración con gas natural sin impacto en sus aplicaciones [1] [2].

- **Tuberías de hidrógeno:** Se pueden construir cañerías dedicadas exclusivamente al transporte y distribución del hidrógeno, diseñándolas con un diámetro mayor y capaces de soportar mayor presión, usando materiales que evitan fugas. De este modo se puede transportar hidrógeno comprimido y con grandes flujos, siendo competitivo respecto del gas natural [1].

2.5.2. Transporte en contenedores

Una alternativa es a través de un proceso de compresión o licuefacción para llevarlo a estado gaseoso o líquido respectivamente, y luego transportarlo en camiones o trenes similares a los usados para combustibles tradicionales. Sin embargo este medio de transporte puede no ser una alternativa óptima ya que aún en estado líquido un depósito de hidrógeno contiene menos masa, y menos energía utilizable, que un camión de combustible tradicional. Para el caso gaseoso se puede realizar a través de cilindros o con camiones del tipo tube trailers trasladando entre 500-1.000 kg a 250-500 bar. Para el transporte de hidrógeno licuado, se usan camiones cisternas transportando usualmente 3.000 kg [4] [20].

Otra alternativa es utilizar métodos de almacenamiento con hidruros metálicos, los cuales al resultar aleaciones sólidas estables que contienen grandes cantidades de hidrógeno, pueden ser transportados vía medios tradicionales como camiones, trenes o barcos. En el destino estos pueden liberar el hidrógeno directamente en la locación de la demanda y transportar la aleación metálica vacía de hidrógeno hasta las plantas de producción nuevamente. Si bien esto implica mayor logística y preparación respecto al transporte y distribución de combustibles más tradicionales, la versatilidad del hidrógeno como combustible sumado a su baja huella de carbono pueden posicionar estos métodos como alternativas competitivas, deseables u óptimas [1].

2.6. Aplicaciones del hidrógeno verde

Además de las aplicaciones convencionales del hidrógeno, se están desarrollando diversas aplicaciones como transporte, estacionarias, móviles o de uso directo en redes de gas, tal como se ve en la Figura 2.37.

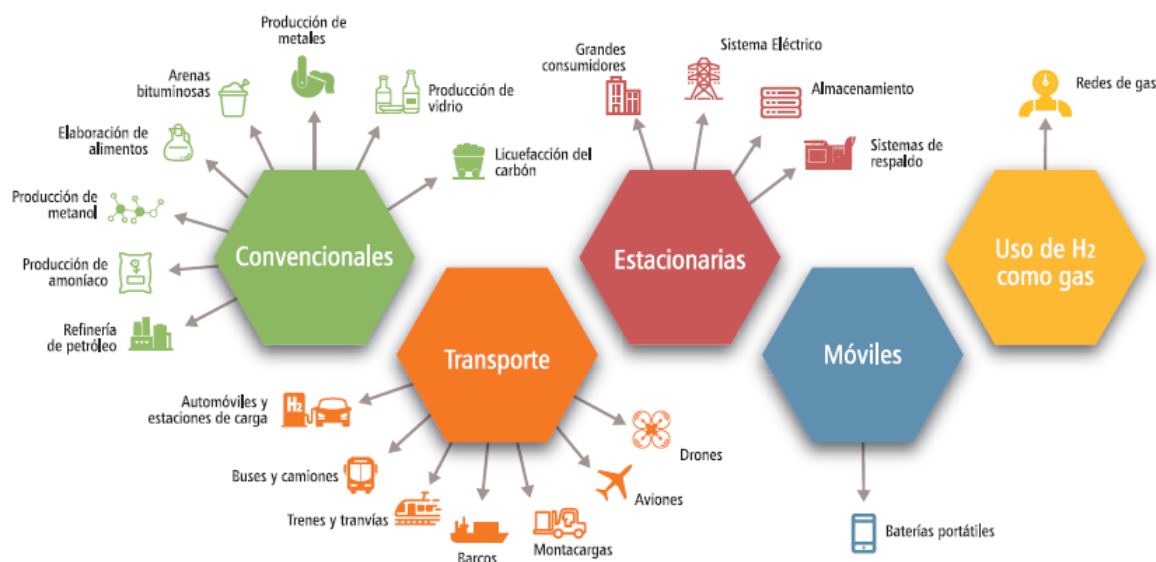


Figura 2.37: Aplicaciones del hidrógeno [2].

2.6.1. Aplicaciones convencionales

El 89% del hidrógeno producido internacionalmente para la industria se utiliza en la industria química/refinería y en la producción de amoníaco. El hidrógeno es utilizado como reactivo, como catalizador y estabilizador de diversas reacciones químicas [2]. El hidrógeno que se produce y distribuye en Chile se utiliza principalmente para procesos en refinerías. Otras aplicaciones son de menor volumen en el campo de la alimentación y procesos especiales. Dentro de los usos del hidrógeno en Chile se encuentran:

- **Refinería:** El mayor uso del hidrógeno en Chile se utiliza en refinerías para producir algunos combustibles derivados del petróleo o de gas natural. El hydrocracking es un proceso catalítico de descomposición de hidrocarburos de cadena larga, en el cual a un hidrocarburo pesado se le inyecta hidrógeno a alta temperatura y presión, para romper los enlaces entre átomos de carbono y obtener combustibles livianos. Así también el hydrotreating es un proceso de purificación catalítica de hidrocarburos de cadena larga donde, usando como reactivo hidrógeno y un catalizador como aluminio, se eliminan impurezas, generalmente azufre pero también puede ser nitrógeno u oxígeno, para obtener una versión más pura de el.

En los procesos de refinación de cobre conocido como pirorefinación se utilizan gases para eliminar el oxígeno presente en el cobre fundido que sale de los hornos. Actualmente en Chile se producen aproximadamente 1,5 millones de toneladas al año de cobre de hornos con un contenido aproximado de 1% de oxígeno, para extraerlo se utilizan hidrógeno y monóxido de carbono. Ambos obtenidos a partir de reformado de vapor de diésel en plantas dedicadas a este proceso al interior de las mineras [1]. El proceso se puede modelar con la siguiente ecuación:



- **Alimentos:** Una aplicación importante del uso del hidrógeno en la industria de alimentos es la hidrogenación de las grasas. Es utilizado ampliamente en la fabricación de aceites y margarinas, ya que estas en contacto con oxígeno se descomponen. Para estabilizar estos aceites y así aumentar su periodo de conservación, se utiliza la hidrogenación, que significa que los ácidos grasos tienen que convertirse químicamente para reducir la cantidad de enlaces dobles. En términos prácticos, la hidrogenación vuelve el aceite mucho más estable y no se descompone tan rápido como el aceite no tratado [2].

Diversas empresas a lo largo del país realizan esta clase de procesos, se abastecen mediante tanques presurizados transportados en camiones, pero sus requerimientos son pequeños en comparación a otras [1].

- **Industria del vidrio:** En la fabricación de vidrios especiales se usa el hidrógeno para realizar el pulido superficial de artículos de vidrio y el requemado de bordes tras el proceso de conformado. Con este procedimiento se eliminan las marcas creadas por los moldes terminales de los frascos o para pulir los bordes puntiagudos de los productos de servicio de mesa. Esto les da a los productos de vidrio, incluyendo artículos finos como vajillas, frascos de perfume y artículos de cristal, un aspecto suave y brillante [2].

En la actualidad son varias plantas en el país las que realizan este proceso sin embargo su demanda agregada es pequeña dado que en esta clase de procesos el gas no es consumido y puede utilizarse para bastantes ciclos [1].

- **Producción de Amoníaco:** El hidrógeno puede ser utilizado como reactivo para producir amoníaco (NH_3) a través del proceso de Haber-Bosch, que utiliza hidrógeno gaseoso y nitrógeno extraído del aire a través de una unidad de separación de aire o ASU, el cual da cuenta del 90% de la producción actual de amoníaco. Este es ampliamente utilizado como componente de los fertilizantes en la agricultura y es el químico sintético que más se fabrica en el mundo, y Chile no es la excepción.

El amoníaco es también utilizado como gas refrigerante, limpiadores alcalinos, para la fabricación de colorantes, fibras, plásticos, explosivos, nylon y acrílicos, así como puede ser quemado en todo tipo de motores de combustión, turbinas a gas y otros quemadores con pequeñas modificaciones. En Chile existe consumo de amoníaco principalmente asociado a la industria química, donde las empresas lo producen a nivel interno en diversas plantas pequeñas que proveen la cantidad necesaria para los procesos, y no existe una infraestructura de producción y distribución a gran escala [1] [2].



- **Producción de Metanol:** La producción de metanol generalmente requiere tres pasos: 1. preparación de gas sintético (Syngas), 2. síntesis de metanol y 3. purificación/destilación de metanol. El gas sintético para la síntesis de metanol consiste principalmente en hidrógeno y monóxido de carbono. El metanol es un componente químico utilizado para producir formaldehído, ácido acético y una variedad de otros productos químicos intermedios y tiene el potencial de ser utilizado también como combustible, sustituyendo a la gasolina y el diésel [2].



La Tabla 2.4 y Figura 2.38 muestra la demanda actual de hidrógeno en Chile [1].

Tabla 2.4: consumo anual actual del hidrógeno en Chile [1].

Uso	Demanda hidrógeno [t/año]
Refinería de combustibles ENAP	46.000
Refinería del cobre	1.000
Alimentos	800
Industria del vidrio	500
Amoniaco industria química	4.000
Total	52.300

DEMANDA DE HIDRÓGENO ACTUAL EN CHILE [%]



Figura 2.38: Distribución del consumo anual actual del hidrógeno en Chile [1].

2.6.2. Aplicaciones en transporte

El hidrógeno puede utilizarse en celdas de combustible para la producción de electricidad, así como puede ser quemado para producir movimiento en motores de combustión interna.

Se contempla el uso de hidrógeno para el transporte en autos de pasajeros, militares, buses, camiones, trenes y tranvías, barcos, montacargas, aviones e incluso drones, todos vehículos eléctricos en base a celdas de combustible. Este mercado de movilidad junto a las estaciones de carga con hidrógeno se encuentra en un estado inicial de desarrollo, aun cuando las tecnologías están probadas [2].

2.6.2.1. Combustión directa

Dado que el hidrógeno también se quema, puede ser utilizado en motores o turbinas para obtener energía térmica. Si bien es posible quemarlo solo, este combustible suele mezclarse en proporcio-

nes pequeñas con otros, como el gas natural o diésel para disminuir las emisiones de aplicaciones ya existentes y en algunos casos, aumentar la eficiencia de la combustión.

Por otro lado, una de las propiedades del hidrógeno es poseer una alta temperatura de llama adiabática. Considerando que la formación de NO_x se produce por la reacción entre O_2 y N_2 a altas temperaturas, obteniendo NO y NO_2 , al quemar hidrógeno se produce una llama adiabática de alta temperatura del H_2 (2200 °C), por lo que la emisión de NO_x aumentará, como se aprecia en la Figura 2.39 [19]. Los NO_x son gases de efecto invernadero y tóxicos para la salud humana, por lo cual la combustión del hidrógeno reduce sus beneficios ambientales respecto al uso en celdas de combustible [2].

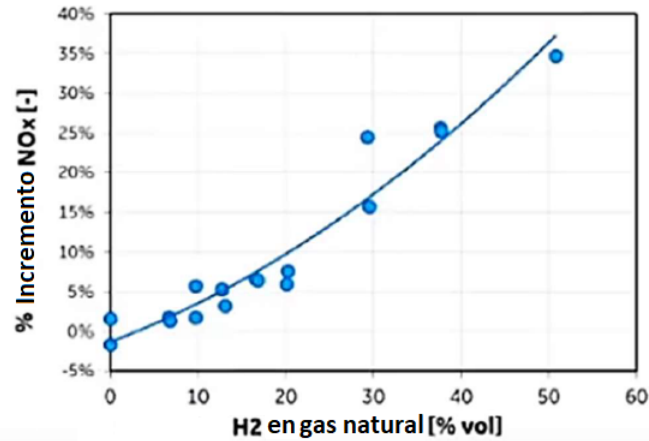
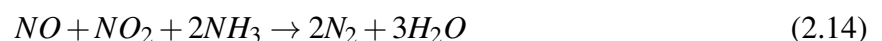
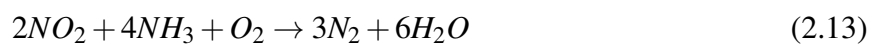
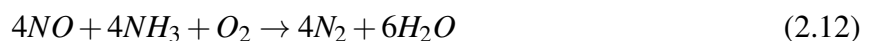


Figura 2.39: Impacto de emisiones de NO_x en función de la concentración de H_2 en la mezcla [19].

De este modo se deben considerar sistemas de abatimiento de estos gases. Dentro de los sistemas de abatimiento de gases, la empresa General Electric cuenta con una actualización de sus equipos. La tecnología consiste en ingresar agua desmineralizada a la cámara de combustión a través de las boquillas del combustible para disminuir la temperatura de la llama, reduciendo así la emisión de NO_x [19].

Actualmente en Chile se usan los DLN (Dry low NO_x), los cuales modifican la zona de combustión, es decir, retrasan la mezcla del combustible y el O_2 , lo que permite reducir la cantidad de O_2 disponible en las zonas más críticas de formación de los NO_x . También se usa el sistema SCR (sistema desnitrificador catalítico o sistema de reducción catalítica), en el cual los gases de salida se hacen reaccionar con amoníaco, teniendo como producto N_2 y H_2O :



2.6.2.2. Celdas de combustible

Las celdas o pilas de combustible son dispositivos que combinan hidrógeno y oxígeno produciendo electricidad, agua y calor, de forma inversa a un electrolizador. A diferencia de una batería, las celdas pueden operar continuamente mientras sean provistas de un combustible. Este proceso corresponde a una transformación de la energía química de los reactivos en energía eléctrica, sin asociarse a procesos térmicos que poseen pérdidas energéticas. Esta característica hace que esta forma de producción de energía sea más eficiente que un proceso térmico, como la combustión entre dos a tres veces [21].

Análogamente las celdas de combustible se componen de un cátodo, un ánodo y un electrolito, tal como se ve en la Figura 2.40. El ánodo (electrodo de combustible) debe ser poroso proporcionando una interfaz común para el combustible y el electrolito, catalizar la reacción de oxidación del combustible y conducir electrones desde el sitio de reacción al circuito externo (o a un colector de corriente que, a su vez, conduce los electrones al circuito externo) [21].

El cátodo (electrodo de oxígeno) debe ser poroso proporcionando una interfaz común para el oxígeno y el electrolito, catalizar la reacción de reducción de oxígeno conduciendo los electrones desde el circuito externo al sitio de reacción del electrodo de oxígeno [21]. Se utiliza un catalizador para facilitar la reacción del oxígeno con el hidrógeno, este puede ser un recubrimiento de platino o níquel.

El electrolito debe transportar las especies iónicas involucradas en las reacciones de los electrodos de combustible y oxígeno mientras se evita la conducción de electrones (la conducción de electrones en el electrolito provoca un cortocircuito). Además, en las células prácticas, el papel de la separación de gas suele ser proporcionado por el sistema electrolítico. Esto se logra a menudo manteniendo el electrolito en los poros de una matriz (o papel secante inerte). Las fuerzas capilares del electrolito dentro de los poros permiten que la matriz separe los gases, incluso bajo algún diferencial de presión [21].

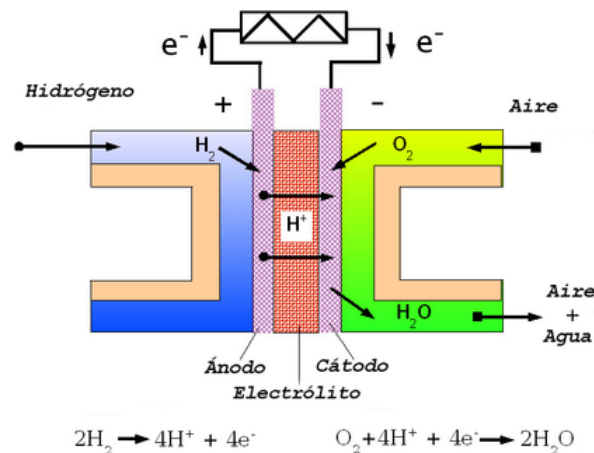


Figura 2.40: Celda de combustible PEM [2].

Existen diferentes tipos de celdas de combustible según el tipo de electrolito que usan, líquido o sólido. El electrolito les confiere distintas características como la temperatura de operación, gases reactantes y el área de aplicación:

- **Alcalica:** El electrolito de este tipo de celda corresponde a una solución acuosa de hidróxido de potasio (KOH), entre un 35-50% en peso, inserto en una matriz porosa, o una membrana alcalina polimérica, siendo el portador de carga el OH^- [2]. Los materiales de construcción incluyen carbono, níquel y acero inoxidable [21]. El funcionamiento de la celda se ve en la Figura 2.41.

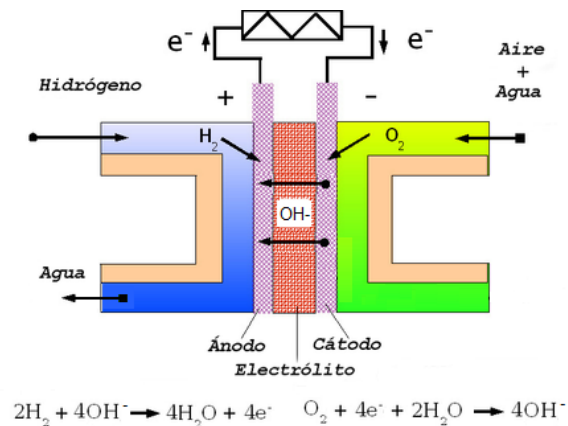


Figura 2.41: Celda de combustible Alcalino [2].

- **Membrana de intercambio protónico (PEM):** El electrolito de esta celda corresponde a un film polimérico sólido, donde el más utilizado es el Nafion, siendo el portador de carga H^+ . El Nafion, el cual tiene una conductividad de 0,1 S/cm, tiene la capacidad de transferir protones en presencia de humedad y no permite la transferencia de los reactantes a través de su estructura. Al Nafion se le agrega una capa de Teflón para hacerlo impermeable al agua. Esto ocurre porque en el cátodo se produce agua y parte de ésta queda dentro del electrolito. Entonces se hace necesario soplar aire por el electrolito a una velocidad y presión específica, que se determina en el diseño de la celda [22].

Los electrodos están hechos de platino soportado en carbono. Se utiliza un material poroso hecho de carbono, que tiene la capacidad de soportar platino en grandes cantidades. Este polvo poroso se deposita sobre una matriz o lámina de grafito. De este modo se obtienen distintas capas de grafito para el soporte del platino [22]. El funcionamiento de la celda PEM se ve en la Figura 2.42.

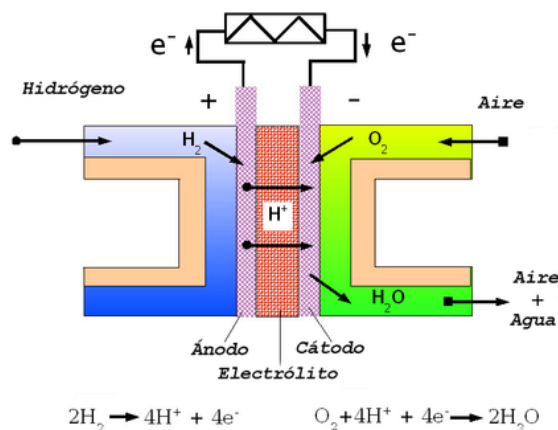


Figura 2.42: Celda de combustible PEM [2].

- **Oxido Solido (SOFC):** El electrolito utilizado por esta celda corresponde a una cerámica comúnmente fabricada a partir de un compuesto de Circona estabilizada con Itria (YSZ), siendo el portador de carga aniones de oxígeno (O^{2-}).

El cátodo es fabricado de Manganato de Lantano dopado con Itria estabilizada con Circona: LSM-YSZ, Manganato de Estroncio de Lantano o Ferrato de Cobalto de Estroncio de Lantano. El ánodo por su parte generalmente se compone de Níquel dopado con Itria estabilizada con Circona [22]. El funcionamiento de esta celda se ve en la Figura 2.43.

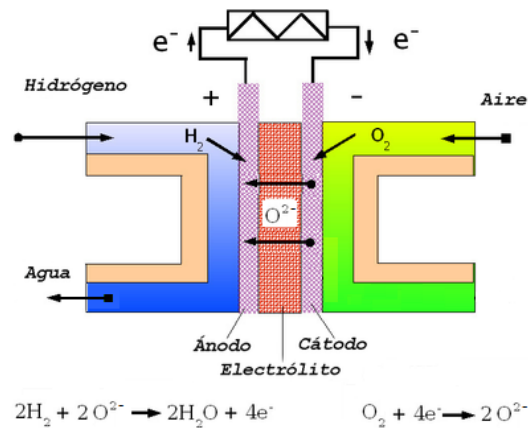


Figura 2.43: Celda de combustible SOFC [2].

2.6.3. Aplicaciones estacionarias

Las aplicaciones estacionarias consideran cualquier aplicación en la cual las celdas de combustible son operadas en una locación fija para energía primaria, energía de respaldo o electricidad, así como calor.

Los sistemas basados en celdas de combustible estacionarias tienen la ventaja de ser silenciosos y tener muy bajas emisiones, por lo que pueden instalarse casi en cualquier lugar y ser situados en el interior o exterior, en tejados o en garajes. Estos sistemas proveen energía directamente al cliente, sin pérdidas de eficiencia por transmisión en grandes redes eléctricas. Estos sistemas también ocupan mucho menos espacio en proporción a otras tecnologías de energía limpia [2].

2.6.3.1. Grandes y pequeños consumidores

En el campo de las aplicaciones estacionarias a gran escala, estos son sistemas de provisión de energía que entregan electricidad, energía de respaldo y calor a grandes consumidores, como pueden ser data centers, grandes almacenes, edificios, plantas de tratamiento de agua, aeropuertos y hospitales. Para el caso de los hospitales dado el nivel de pureza del oxígeno obtenido por los electrolizadores este insumo también puede ser suministrado.

Las aplicaciones de menor escala o que se utilizan de respaldo energético están presentes en el campo residencial, pequeños comercios, sistemas de telecomunicaciones y sistemas de emergencia [2].

2.6.3.2. Almacenamiento para la red eléctrica

Uno de los principales desafíos de los sistemas eléctricos con alta penetración de fuentes renovables variables, está en mantener el balance entre la generación y el consumo eléctrico, dado el aumento en la incertidumbre y variabilidad en la operación. Por tanto, los sistemas eléctricos están empezando a demandar tecnologías que sean capaces de almacenar la energía durante un periodo significativo de tiempo para que pueda ser entregada posteriormente a la red manteniéndose en stand-by para enfrentar nuevos cambios.

Las celdas de combustible de hidrógeno habilitan aplicaciones que permiten el almacenamiento de energía en grandes volúmenes y posteriormente estar disponible para su transformación en energía eléctrica e inyección a la red [2]. Debido a la rápida respuesta de las celdas de combustible, el hidrógeno se perfila como un candidato económico y limpio para los servicios de control de frecuencia al poder aumentar o disminuir rápidamente la generación de electricidad, del mismo modo si el hidrógeno se produce por electrolisis puede rápidamente ajustarse el consumo para brindar control de frecuencia en el lado de la demanda, esto es importante dado que los mecanismos de control de carga suelen ser más lentos y en este sentido el hidrógeno ofrece estabilidad en frecuencia a la red [1].

A pesar de la baja demanda de hidrógeno actual en el país existen diversas aplicaciones que no requieren gran inversión en infraestructura y que permiten posicionar al hidrógeno verde como vector energético conectando diversas industrias y reduciendo considerablemente las emisiones de carbono, la Tabla 2.5 y Figura 2.44 muestra la diversificación de la demanda de hidrógeno verde en Chile en el mediano plazo [1].

Tabla 2.5: Consumo anual proyectado del hidrógeno en Chile [1].

Uso	Demanda hidrógeno [t/año]
Refinería de combustibles	46.000
Refinería del cobre	2.000
Inyección en camiones mineros CAEX a diésel 20%vol	85.000
Amoniaco para fertilizantes	37.000
Amoniaco para explosivos	30.000
Amoniaco para industria química	4.000
Inyección red de gas natural RM 20%vol	50.000
Total	254.000

DEMANDA DE HIDRÓGENO PROYECTADA EN CHILE [%]

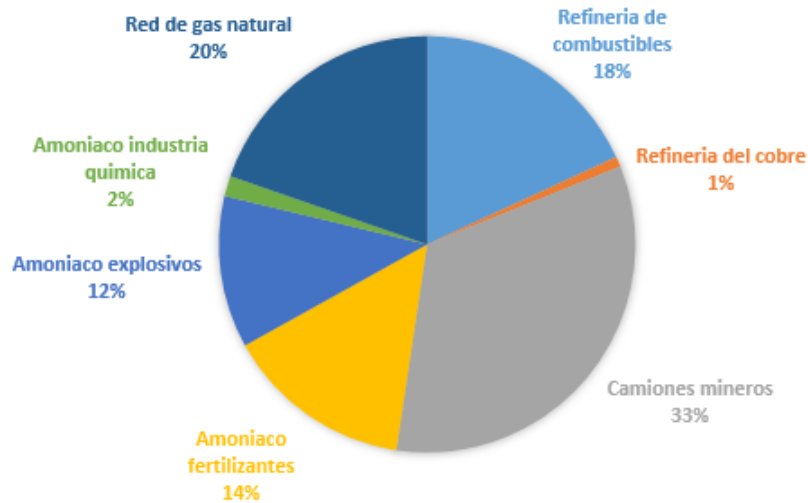


Figura 2.44: Distribución del consumo anual proyectado del hidrógeno en Chile [1].

Es importante destacar que además debido al surgimiento de un mercado del hidrógeno verde nuevas aplicaciones podrían aumentar aun más la demanda, como la electromovilidad o inclusive el uso de hidrógeno en el sector eléctrico como almacenamiento estacional o para abastecer de servicios complementarios al sistema [1].

2.7. Seguridad en el uso de hidrógeno

El hidrógeno es un combustible y por lo tanto es peligroso. El uso seguro de los combustible se centra en prevenir situaciones donde existan los tres factores de la combustión: fuente de ignición (chispa o calor), oxidante (aire) y combustible. Considerando estos factores, la industria diseña los sistemas de combustible con controles de ingeniería apropiados y establece pautas para garantizar el manejo y uso seguro de un combustible. En la Tabla 2.6 se describen las características inherentes al hidrógeno, el peligro potencial y las medidas de control [2].

Tabla 2.6: Características, riesgos y control relacionado al hidrógeno [2]

Característica	Peligro potencial	Medidas de control
Incoloro, inodoro	Imposible de detectar por un humano.	Sensores de detección.
Baja viscosidad, átomo muy pequeño	Puede ser absorbido en materiales. Fugas, debilitamiento de ciertos materiales que podrían resultar en fallas estructurales.	Sistemas de detección de fugas, ventilación, selección adecuada de materiales.
Baja densidad energética	Almacenamiento a altas presiones.	Diseño adecuado de contenedores de almacenamiento, dispositivos de alivio de presión.
No respirable (sin oxígeno)	Peligro por acumulación en espacios confinados (como cualquier gas que no tiene oxígeno).	Sistemas de detección de fugas, ventilación.
Amplio rango de inflamabilidad (4-75 % vol)	Se puede encender en un amplio rango de concentración, por lo tanto las fugas de cualquier magnitud son de cuidado.	Sistemas de detección de fugas, ventilación.
Energía mínima de ignición muy baja (0,02 mJ)	Una pequeña chispa lo puede encender.	Ventilación, tomas de tierra, sistemas de eliminación de posibles fuentes de ignición.
Baja temperatura de licuefacción (-253° C)	Quemaduras criogénicas y daño pulmonar.	Sistemas de detección de fugas, equipos de protección personal.
Rápido cambio de líquido a gas	Explosiones de presión.	Dispositivos de alivio de presión, dispositivos de detección de fugas.

2.8. Estrategia Nacional de Hidrógeno Verde

La estrategia planteada por el Ministerio de Energía el año 2020, tiene como objetivos principales contar con 5 GW de capacidad de electrólisis en desarrollo al 2025, producir el hidrógeno verde más barato del planeta para 2030 y estar entre los 3 principales exportadores para 2040. Apunta a convertir a Chile en líder mundial en la producción y exportación de hidrógeno verde. Este nuevo polo de progreso para el país implicará, según las estimaciones, la creación de unos 100.000 empleos y US\$ 200 mil millones en inversión durante los próximos 20 años [23].

Se espera que la estrategia nacional de hidrógeno verde se lleve a cabo en tres etapas [23]:

- **Etapa I (2020-2025):** Se busca el despliegue del hidrógeno verde en 6 aplicaciones prioritarias en Chile para construir un mercado local. Estas son el uso en refinerías, el amoníaco doméstico, camiones mineros (CAEX), camiones pesados de ruta, buses de larga autonomía e inyección en redes de gas (hasta un 20%). Así, se generará conocimiento, escala, infraestructura y cadenas de suministro que permitan a Chile acceder a mercados de exportación.
- **Etapa II (2025-2030):** Busca el ingreso del país en los mercados internacionales. En ella se levantará una industria de producción y exportación de amoníaco verde mediante la atracción

y promoción de consorcios de escala de GW. Se espera que una producción de hidrógeno más competitiva desplace a combustibles líquidos en el transporte terrestre en nuevas aplicaciones, como en la minería, y a combustibles gaseosos en redes de distribución. Además, se establecerán acuerdos para acelerar el desarrollo de la exportación de hidrógeno a mercados internacionales.

- **Etapa III (2030-2040):** Se busca posicionar a Chile como proveedor global de energéticos limpios. Se espera que a medida que otros países refuercen sus iniciativas de descarbonización y se desarrollen nuevas tecnologías, el mercado de exportación escale y se diversifique. Las nuevas aplicaciones incluirán el uso de amoníaco verde en el transporte marítimo y los combustibles sintéticos en la aviación.

Capítulo 3

Metodología

Para lograr el objetivo general se utiliza la siguiente metodología:

1. Revisando papers, estudios y proyectos similares, determinar aplicaciones realistas así como las oportunidades de sustitución de energéticos contaminantes por hidrógeno en el ámbito nacional.
2. A través de estudios del uso del hidrógeno cuantificar los consumos actuales y proyectados a nivel nacional.
3. Escoger una aplicación que sea posible de implementar en el mediano plazo para satisfacer su demanda de energía.
4. Dada la bibliografía existente efectuar la ingeniería conceptual de la planta. Cuantificando la demanda de la aplicación del energético, determinando el método de producción, almacenamiento y transporte. De este modo determinar la capacidad de producción necesaria, así como los recursos renovables para satisfacer la energía del proceso, junto con la ubicación de la planta.
5. En base a la literatura, softwares de dimensionamiento, piping, CAD, EES, bases de datos del recurso, realizar la ingeniería básica de la planta. Obteniendo un dimensionamiento de la aplicación final, el sistema de transporte, el método de producción de hidrógeno y el sistema de almacenamiento, junto con el abastecimiento de energías renovables.
6. A través de catálogos, normativa y estudios de mercado, elegir los equipos principales, determinando los costos e ingresos asociados.
7. Realizar el flujo de caja del proyecto, efectuando un análisis de sensibilidad, variando el recurso renovable, el precio de venta y/o la demanda.

Capítulo 4

Ingeniería conceptual de la planta de hidrógeno verde

Con la ingeniería conceptual se busca identificar la viabilidad técnica y económica del proyecto y marcar la pauta para el desarrollo de la ingeniería básica. Corresponde a un estudio de prefactibilidad y definición de los requerimientos del proyecto.

De la ingeniería conceptual se espera obtener la demanda de la aplicación del energético, determinar el tipo de método de producción, almacenamiento y transporte. Y con ello la capacidad de producción necesaria, así como los recursos renovables para satisfacer la energía y la ubicación de la planta.

4.1. Selección de la aplicación de hidrógeno verde

Los edificios son responsables del 36% del consumo energético mundial y del 39% de las emisiones de CO_2 en el mundo. Las emisiones generadas y consumos de energía aumentan de un 1 a un 2% cada año. En Chile, las edificaciones son responsables de un consumo de 77.042 GWh, lo que representa un 22% del consumo de energía final en nuestro país. Emitiendo 6,5 millones de toneladas de CO_2 , lo que representa un 7% del total de emisiones de CO_2 a nivel nacional. Más del 70% de los consumos de energía en edificios corresponde a usos térmicos (agua caliente y cocción de alimentos) y el 30% restante es para usos eléctricos (equipos eléctricos y climatización) [24].

Dado lo anterior la Agencia Sostenibilidad Energética (ASE) ha implementado el Programa de Eficiencia Energética en Edificios Públicos (PEEEP), el cual busca mejorar y optimizar el uso de la energía de los edificios públicos, a través de la utilización de tecnologías y buenas prácticas en iluminación, calefacción y automatización, como también a través de la incorporación de herramientas para el desarrollo de sistemas de gestión de la energía [25].

En la línea del PEEEP y la Etapa I (2020-2025) de la Estrategia Nacional de Hidrógeno Verde una aplicación que posee amplias ventajas comparativas corresponde al uso de hidrógeno para abastecer de energía eléctrica y térmica a hospitales, dentro de las cuales destacan:

- Posibilidad de uso de energía limpia en un sector clave para la sociedad y con un alto consumo energético, pudiendo reducir considerablemente su consumo de energía eléctrica, térmica y su huella de carbono, e incluso pudiendo crear hospitales totalmente independientes del sistema eléctrico. Dada la alta demanda de energía que se ha dado hoy producto de la ocupación de

camas críticas en el contexto de la pandemia mundial del virus Sars Cov 2.

- En base a las proyecciones del uso de hidrógeno en redes de gas, existe una oportunidad para la inyección en las redes de gas del recinto, con una cierta proporción en volumen. Esto debido a que los hospitales utilizan generalmente sistemas de calderas para calefacción alimentadas con combustibles como el gas natural, el gas licuado del petróleo (GLP) o petróleo diésel. Esto permite elevar la cadena de valor del proyecto fomentando la venta de un insumo vital para los procesos de climatización del recinto, y el fomento de una aplicación que se espera su masificación en el tiempo.
- En base a las proyecciones del uso de hidrógeno en transporte y el desarrollo de proyectos en esa área. Se tiene una oportunidad para el desarrollo de un sistema de transporte con camiones pesados de ruta que funcionen con celdas de combustible, abasteciendo con hidrógeno a la red hospitalaria para la generación de energía. Permitiendo tener carbono neutralidad en la red de abastecimiento del hospital y el fomento de una aplicación que se espera su masificación en el largo plazo.
- Existe la posibilidad de venta de oxígeno con un alto nivel de pureza para el recinto hospitalario, luego del proceso de electrolisis. Lo anterior contribuye a elevar la cadena de valor del proyecto fomentando la venta de un insumo vital para el tratamiento de pacientes con trastornos respiratorios.
- El uso de hidrógeno en hospitales promueve un desarrollo social y territorial dado que se busca acercar el hidrógeno a las personas y la asociación con el sector de salud pública, así como la integración de energías renovables. Fomenta el desarrollo de un mercado local para la generación distribuida utilizando hidrógeno, así como implica la formación de capacidades e invocación, permitiendo el desarrollo de aprendizajes y conocimientos sobre este energético. El establecimiento de la seguridad en los usos del hidrógeno, así como corresponde a un proyecto piloto fomentando el uso y masificación del hidrógeno en nuestro país. Todo en la línea de la Estrategia Nacional de Hidrógeno verde.

En base a un reporte del consumo energético de diferentes recintos hospitalarios a lo largo de Chile proporcionado por la Subsecretaría de Energía, así como auditorías energéticas proporcionadas por la Agencia de Sostenibilidad Energética (ASE), se tiene que los principales candidatos a ser elegidos como uso de hidrógeno verde se aprecian en la Tabla 4.1, dado que su consumo térmico es gas natural y poseen gran consumo de energía a nivel nacional.

Tabla 4.1: Hospitales potenciales a ser abastecidos con hidrógeno verde.

Hospital	Región	Año datos	Año auditoría ASE	Consumo energía [Mwh/año]	Contra
Calera	Valparaíso	2018-2020	2021	297	Bajo consumo
Dr Carlos Van Buren	Valparaíso	2012-2014	2015	4.565	Bajo consumo
Dr Eduardo Pereira	Valparaíso	2014-2015	2015	3.040	Bajo consumo
Llay Llay	Valparaíso	2017-2020	2020	828	Bajo consumo
Concepción	Bio Bio	2018	2015	18.295	Mayor información disponible. Datos desactualizados por el recambio de calderas 2017
Los Ángeles	Bio Bio	2012-2014	2015	19.947	Baja información disponible. Datos desactualizados por el recambio de calderas 2017
Temuco	Araucanía	2012-2015	2016	16.264	Baja información disponible. Mejora control de calefacción 2014
Punta Arenas	Magallanes y la Antártica Chilena	2013-2021	2016	19.758	Baja información disponible. Datos desactualizados por la instalación de sistema de cogeneración 2017
Urgencia Asistencia publica	Metropolitana	2013-2015	2015	5.411	Bajo consumo

Dada la Tabla 4.1 se escoge el Hospital Regional de Concepción Dr Guillermo Grat Benavente. Lo anterior pues corresponde a uno de los hospitales mas grandes de Chile, producto de la cantidad de camas criticas, superficie construida y consumo energético. Así como por la gran cantidad de información disponible y siguiendo la linea de la integración territorial del hidrógeno verde.

4.1.1. Hospital Regional de Concepción

El establecimiento se encuentra ubicado en el área centro urbano de la ciudad de Concepción, en el cuadrante conformado por las calles San Martín, Janequeo, Roosevelt y Galvarino, Región del Bio Bio. Su dirección es San Martín 1436, tal como se ve en la Figura 4.1.



Figura 4.1: Vista en 3D del Hospital Regional de Concepción [26].

Fue fundado junto a la ciudad de Concepción en 1550, llamado en ese entonces Hospital San Juan de Dios o de la misericordia. El hospital adopta el actual nombre de forma oficial en 1945 cuando la Universidad de Concepción cede dos edificios que funcionaban como facultades de Leyes y Educación. Luego de un brusco aumento poblacional en 1987 se construye el edificio antiguo con 6 pisos y un zócalo, cuya superficie es de 11.000 m^2 , denominado como Torre de servicios de urgencia. En el año 2010 se inaugura el nuevo Centro de Atención Ambulatoria, edificio de 6 pisos con 18.000 m^2 construidos [27].

Los datos generales del hospital se pueden ver en la Tabla 4.2.

Tabla 4.2: Datos generales del Hospital Regional de Concepción [28].

Número de camas	897
Superficie [m^2]	69.000
Dotación de personal	6.027

Por sus características de salud, su planta se distribuye en las siguientes construcciones, siendo los 3 primeros edificios los mas importantes, tal como se ve en la Figura 4.2 [29]:

- Edificio Monoblock (MB).
- Edificio Centro Atención Ambulatorio (CAA).
- Edificio Torre del Paciente Critico (TPC).
- Oficina de información, reclamos y sugerencias (OIRS) y Oficina Reloj Control.
- Unidades de Finanzas y personal.
- Departamento de Desarrollo de las personas y oficinas empresas externas.
- Unidad de Comercialización y Escuela Hospitalaria.

- Central Térmica.
- Inventario, Central de Compras y Capacitación.



Figura 4.2: Vista en 2D del Hospital Regional de Concepción [26] [30].

El Hospital Regional de Concepción al año 2018 ha implementado medidas para la eficiencia energética del recinto [28], las cuales se resumen en:

- **Instalación techo fotovoltaico:** En el marco del programa Techos Solares Públicos, implementado por la Agencia de Sostenibilidad Energética (ASE), se realizó el año 2018 la instalación de un sistema fotovoltaico de 100 kW de potencia para la generación de electricidad, el cual está constituido por 400 paneles solares de 250 W de potencia. Teniendo una generación de 136,4 Mwh/año, esto equivale a un 6% de la energía que requiere el recinto para su funcionamiento.

El proyecto tuvo una inversión de 74 millones de pesos y permitirá producir ahorros por más de 11 millones de pesos al año, permitiendo un ahorro de 47 toneladas de CO_2 al año.

- **Recambio de calderas:** En el marco del programa de Eficiencia Energética para Edificios Públicos, implementado por la Agencia de Sostenibilidad Energética (ASE), se realizó un cambio de calderas de la sala térmica del hospital el año 2017.

El sistema de energía térmica antiguo constaba de una caldera que funcionaba a carbón y otra caldera de gas natural, ambas generaban vapor el cual era utilizado para cocina, equipos industriales y médicos, agua caliente sanitaria y agua caliente de calefacción para los edificios Monoblock (MB) y Torre de pacientes críticos (TPC). Además se tenían 3 calderas de gas natural las cuales proveían de agua caliente sanitaria y agua caliente de calefacción al edificio de Centro de atención ambulatorio (CAA) [27].

El proyecto consistió en la conversión de la caldera a carbón en una caldera que funciona con gas natural/diesel, así como la introducción de nuevos equipos térmicos. Así se suman 2

calderas generadoras de vapor que funcionan a gas natural/diésel para el uso directo de vapor (equipos industriales, médicos y cocina), agua caliente sanitaria y agua caliente de calefacción que alimentan a los edificios Monoblock (MB) y Torre del paciente crítico (TPC). También se incluyen 3 bombas de calor aerotérmicas, que funcionan con energía eléctrica recuperando calor del medio ambiente, para el agua caliente sanitaria que alimentan a los edificios Monoblock (MB) y Centro de atención ambulatoria (CAA). Del mismo modo se instalaron 4 calderas de condensación de gas natural, las cuales proveen de agua caliente de calefacción a los edificios Monoblock (MB) y Centro de atención ambulatoria (CAA) [27].

Por último se instaló un sistema de control que se ajusta a los requerimientos del edificio, el cual modula la operación de los equipos térmicos jerarquizando sus partidas y paradas en función de la demanda de energía, y de la eficiencia de cada equipo [27].

Para concretar este proyecto se invirtieron cerca de 430 millones de pesos, con lo cual se reducirá el consumo energético en 3.261 MWh/año, lo que equivale a un ahorro de 170 millones de pesos al año. Dejando de emitir 2.685 toneladas anuales de CO_2 .

4.1.2. Abastecimiento con hidrógeno verde Hospital Regional de Concepción.

Actualmente el Hospital Regional de Concepción posee 3 consumos principales tal como se observa en la Figura 4.3, los cuales se listan a continuación:

- **Consumo de energía eléctrica:** La energía eléctrica del hospital es abastecida por dos empalmes eléctricos, el primero de 2 MVA para el edificio Monoblock y Torre de Pacientes Críticos, así como 1,5 MVA para el Centro de Atención Ambulatoria. Del mismo modo existe un techo de energía solar instalado en el Centro de Atención Ambulatoria que produce 100 kW inyectados al edificio Monoblock.
- **Consumo de energía térmica:** El hospital consume gas natural a través de un gasoducto de la empresa Gas Sur, el cual alimenta a un sistema de calderas que proveen de agua caliente sanitaria, agua caliente de calefacción y vapor al recinto.
- **Consumo de oxígeno:** Al ser un recinto de salud existe un consumo de oxígeno líquido almacenado en un estanque criogénico de $19.166 Nm^3$ el cual se provee mediante camiones de ruta por la empresa Indura. Así también existe consumo de oxígeno en estado gaseoso a través de cilindros comprimidos de 0,5 a $10 Nm^3$, que se provee mediante camiones de ruta por la empresa Linde Gas.

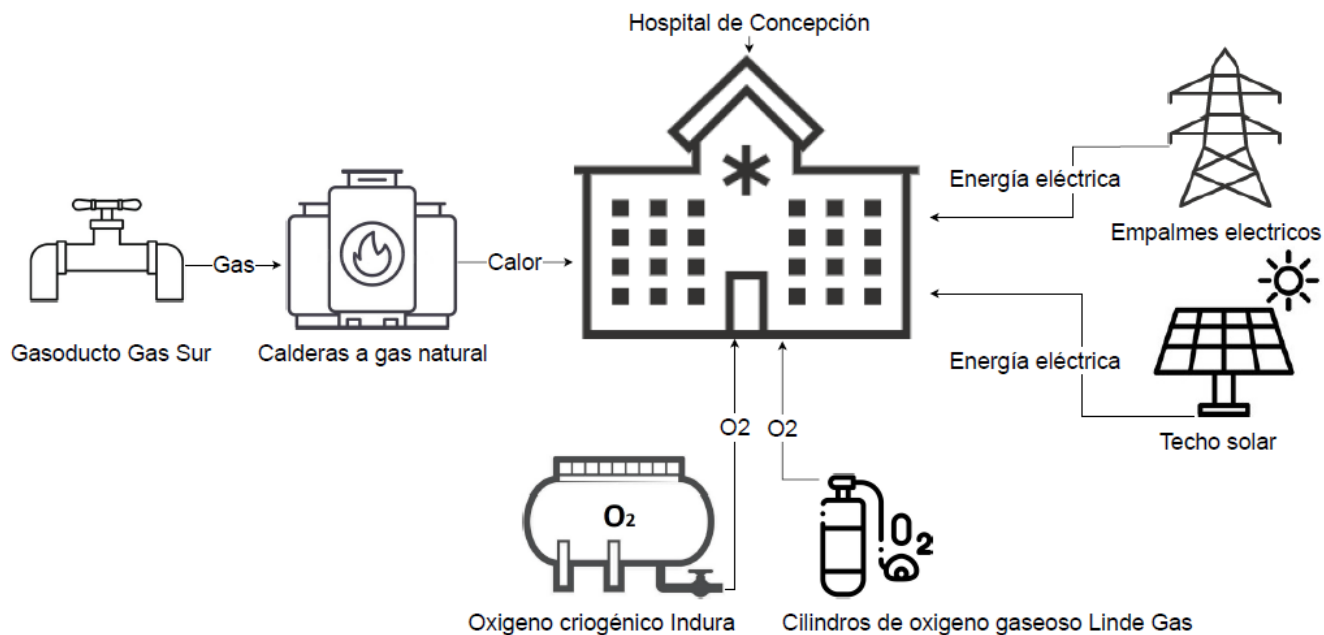


Figura 4.3: Consumos principales del Hospital Regional de Concepción.

Por otro lado el hospital posee dos problemas principales, la baja disponibilidad de presupuesto para el desarrollo de proyectos, y dada su envergadura posee poca disponibilidad de espacio para los equipos. Es por lo anterior que se propone una planta exterior al hospital de tal forma de generar:

- Abastecimiento del 100 % de la energía eléctrica inyectada por los empalmes eléctricos hacia los edificios Monoblock (MB), Torre de Pacientes Críticos (TPC) y Centro de Atención Ambulatoria (CAA), mediante el uso de celdas de combustible. Se descarta la intervención en el techo solar dada la baja potencia de este y el carácter renovable del recurso solar. De este modo se contribuye con un nuevo sistema de generación eléctrica renovable, disminuyendo la demanda de energía del Sistema Eléctrico Nacional (SEN) así como las inestabilidades de frecuencia y potencia hacia el hospital, entregando mayor seguridad energética.
- Inyección de un cierto %vol de hidrógeno verde a la red de gas natural del hospital para el abastecimiento parcial de energía térmica, el cual dependerá del volumen inyectado. De tal manera de disminuir las emisiones de gases de efecto invernadero.
- Abastecimiento parcial o total del oxígeno criogénico y gaseoso al hospital, cuyo porcentaje dependerá del volumen de producción de hidrógeno verde para la generación eléctrica y térmica. Entregando oxígeno producido con fuentes de energía renovables y con carbono neutralidad.

4.1.3. Consumo energético Hospital Regional de Concepción

Para lograr el abastecimiento de energía se debe cuantificar la demanda de energía eléctrica, de gas natural así como el consumo de oxígeno criogénico y gaseoso.

La información de consumo así como los equipos presentes fue proporcionada por la Central de Responsabilidad de Operaciones del Hospital Regional de Concepción durante una visita a terreno al recinto, así como información complementaria proporcionada por la Subsecretaría de Energía y la Agencia de Sostenibilidad Energética (ASE).

4.1.3.1. Consumo eléctrico

La energía eléctrica en el recinto es suministrada a través de 2 empalmes eléctricos públicos distribuidos en los alrededores del edificio hospitalario, administrados por la empresa CGE Distribución, los cuales se ven en la Tabla 4.3. Estos alimentan al edificio Monoblock, Centro de atención ambulatoria (CAA) y Torre del paciente crítico (TPC) [29], teniendo un factor de potencia entre 0,96 a 0,98 cumpliendo con la normativa [30].

Tabla 4.3: Empalmes eléctricos que abastecen de energía al Hospital Regional de Concepción [29].

Tipo empalme	Alimentación empalme	Nº de transformadores	Características transformadores	Potencia empalme [kVA]	Potencia respaldo [kVA]
Media tensión línea de 15kV, TAP 13800V	Monoblock (MB) y Torre de pacientes críticos (TPC)	2	1000 kVA 13.800/400 V	2.000	2.000
Media tensión línea de 15kV, TAP 13200V	Centro atención ambulatoria (CAA), caldera y planta de agua	2	700 kVA 13.200/380 V	1.500	1.350

Los usos de la energía eléctrica de los edificios se listan a continuación [30]:

- **Equipos médicos:** equipos de uso directo o indirecto para las labores médicas, tales como autoclaves, scanner, mamógrafos, lavachatas, analizadores de laboratorio, electrobisturí, monitor cardíaco, etc.
- **Iluminación:** equipos que entregan luz artificial al hospital, tales como incandescente, tubos fluorescentes, LED, etc.
- **Climatización:** equipos utilizados para calefaccionar, enfriar y/o manejar la calidad del aire dentro del hospital, tales como estufas eléctricas, aire acondicionado split, equipos ventana, radiadores eléctricos, etc.
- **Equipos industriales:** equipos que apoyan la operación general del hospital, tales como bombas de agua, cámaras de frío, ascensores, selladoras, etc.
- **Electrodomésticos:** equipos cotidianos que pueden encontrar en el hospital, tales como hervidores, televisores, horno eléctrico, lavavajilla, refrigerador, visicooler, etc.
- **Equipos de oficina:** equipos asociados a las actividades administrativas del hospital, tales como computadores, monitores, fotocopiadoras, rack, router, etc.

Para el abastecimiento de energía eléctrica se considera el consumo máximo histórico del recinto, de tal manera de considerar una condición crítica del sistema y lograr cubrir en todo momento la demanda de energía. Las Tablas 4.4 y 4.5, así como las las Figuras 4.4, 4.5 y 4.6 muestran el consumo eléctrico mensual máximo del Hospital Regional de Concepción entre los años 2018-2021 para los diferentes edificios que lo conforman. Mas detalles en Anexo A.1.

Tabla 4.4: Consumo eléctrico mensual máximo por edificios del Hospital Regional de Concepción 2018-2021.

Mes	Consumo máximo MB-TPC [Mwh/mes]	Consumo máximo CAA [Mwh/mes]	Consumo máximo total [Mwh/mes]
Enero	436	272	708
Febrero	390	240	630
Marzo	439	279	718
Abril	423	282	705
Mayo	428	290	718
Junio	420	282	701
Julio	419	293	712
Agosto	421	289	709
Septiembre	397	265	662
Octubre	408	273	680
Noviembre	400	255	655
Diciembre	425	268	693
Total [Mwh/año]	5.005	3.286	8.292

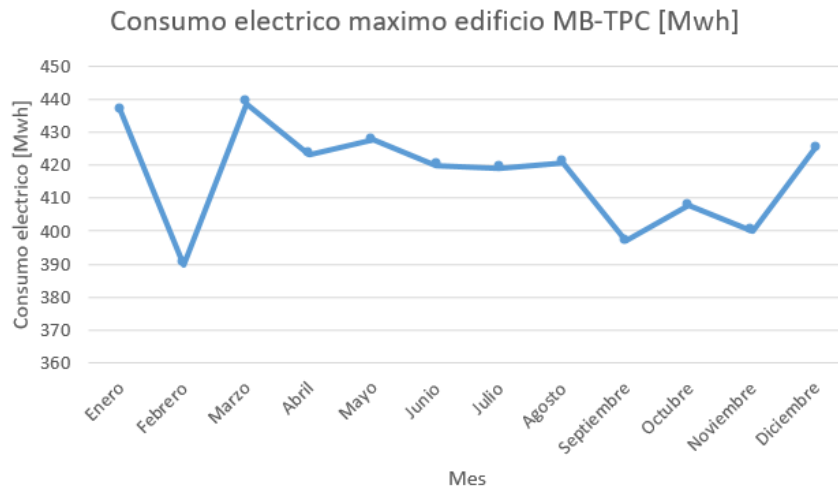


Figura 4.4: Consumo eléctrico máximo mensual edificio Monoblock (MB) y Torre de Pacientes Críticos (TPC) 2018-2021.

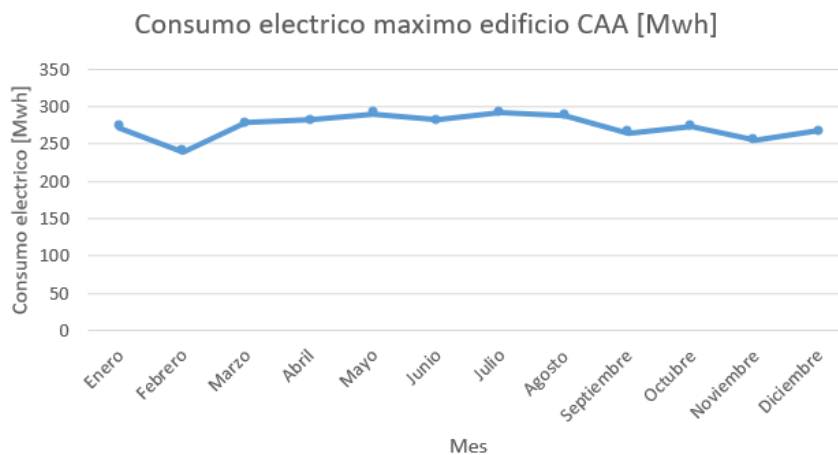


Figura 4.5: Consumo eléctrico máximo mensual Centro de Atención Ambulatoria (CAA) 2018-2021.

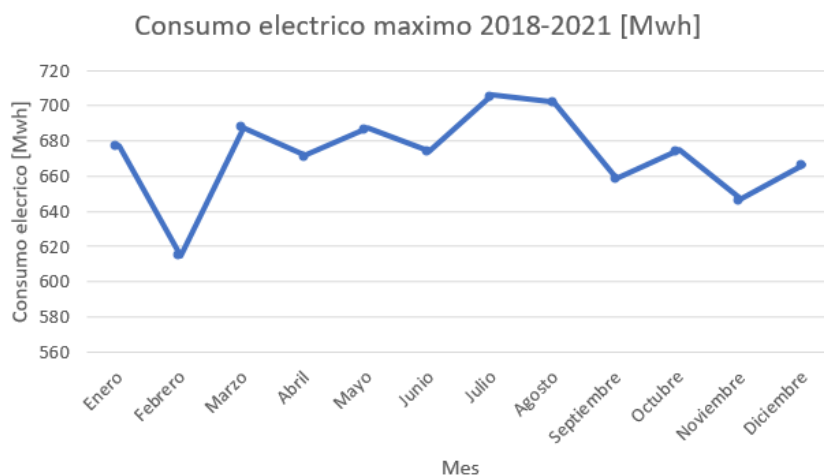


Figura 4.6: Consumo eléctrico máximo mensual Hospital Regional de Concepción 2018-2021.

Tabla 4.5: Datos generales del consumo eléctrico máximo por edificios del Hospital Regional de Concepción 2018-2021.

Consumo	Máximo [Mwh/mes]	Promedio [Mwh/mes]	Mínimo [Mwh/mes]
Edificio MB-TPC	439	417	390
Edificio CAA	293	274	240
Total	718	691	630

4.1.3.2. Consumo térmico

La energía térmica del hospital se puede separar en sistemas de generación y de transmisión energética, los que proveen de agua caliente sanitaria, agua caliente para calefacción de ambientes, y vapor a los edificios Monoblock (MB), el Centro de atención ambulatoria (CAA) y Torre de pacientes críticos (TPC) [28].

La generación se encuentra en la Central Térmica del hospital, que cuenta con una Sala térmica y dos sub-estaciones. La Sala térmica se encuentra en el edificio Monoblock (MB) donde hay 3 bombas de calor aerotérmicas alimentadas por electricidad, 4 calderas de condensación alimentadas por gas natural, 3 calderas calentadoras de agua alimentadas por gas natural, 4 calderas generadoras de vapor con un quemador de gas natural, y 10 chillers para el enfriamiento alimentados por electricidad. Mientras que en las sub estaciones se encuentran intercambiadores de calor de placas, boilers que calientan el agua para usos domésticos, estanques de inercia y bombas impulsoras [27].

La transmisión es a través de un sistema aire-agua que utiliza radiadores para la calefacción y fan-coil para el enfriamiento, los que van conectados a una unidad de tratamiento de aire (UMAs) la cual controla la distribución de calor o frío según las condiciones ambientales.

Las Tablas 4.6 a 4.17 resumen las principales especificaciones técnicas de los equipos para la generación térmica de calefacción en el Hospital Regional de Concepción [27]. Así como las Figuras 4.7 a 4.12 muestran los equipos en la Central Térmica del Hospital Regional de Concepción.

Tabla 4.6: Especificaciones técnicas bombas de calor aerotérmicas fabricante Midea modelo RSJ-800/SZN1-H [27].

Fabricante	Midea
Modelo	RSJ-800/SZN1-H
Potencia calentamiento agua [kw]	80
Potencia eléctrica entrada [kw]	20
Fuente de alimentación	380-415V/2,24kW/50Hz
Refrigerante	R410A/2x4,4 kg
Flujo agua caliente [m^3/h]	1,72
Presión alta [bar]	44
Presión baja [bar]	27
Temperatura agua entrada [$^{\circ}C$]	15
Temperatura agua de salida [$^{\circ}C$]	55
Rendimiento COP	4



Figura 4.7: Vista frontal de la Bomba de calor aerotérmica fabricante Midea modelo RSJ-800/SZN1-H.

Tabla 4.7: Especificaciones técnicas de las calderas de condensación a gas natural fabricante Baxi SPA modelo Power HT 1.320 [27].

Tipo	Calentadora de agua caldera de condensación
Fabricante	Baxi SPA
Modelo	Power HT 1.320
Nº serie	16081154/16081153/16070834/16081152
Año	2016
Material de fabricación	Acero inoxidable
Consumo gas natural [m ³ /h]	104,4-648
Potencia térmica generada [kw]	300
Presión de operación [bar]	4
Temperatura [°C]	50/30
Rendimiento [%]	109,8
Volumen de agua equipo [l]	53

Tabla 4.8: Especificaciones técnicas del quemador caldera de condensación a gas natural fabricante Baxi SPA modelo Power HT 1.320 [27].

Marca	Baxi premezcla
Modelo	G1G170-AB31-47
Voltaje nominal [V]	230
Potencia eléctrica [kw]	0,41
Presión operación [mbar]	50
Consumo calorífico [kw]	321



Figura 4.8: Vista frontal de las calderas de condensación a gas natural fabricante Baxi SPA modelo Power HT 1.320.

Tabla 4.9: Caldera calentadora de agua a gas natural fabricante IVAR.

Tipo	Caldera calentadora de agua
Fabricante	IVAR
Nº series	080296/080230/080297
Año	2008
Material fabricación	-
Consumo de gas natural [m ³ /h]	0,0034
Presión máxima de operación [bar]	6
Potencia térmica [kw]	700
Eficiencia estándar [%]	79,2

Tabla 4.10: Especificaciones técnicas del quemador calderas calentadora de agua a gas natural fabricante IVAR.

Quemador	Anwo
Potencia eléctrica quemador [kw]	2
Voltaje [V]	230/400
Presión nominal [mbar]	50
Consumo calorífico [kW]	-



Figura 4.9: Vista frontal de las calderas calentadores de agua a gas natural fabricante IVAR.

Tabla 4.11: Especificaciones técnicas caldera generadora de vapor a gas natural fabricante Dueik modelo DSS-175-100-GOH [27].

Tipo	Generadora de vapor pirotubular 3 pasos
Fabricante	Dueik Equipos Térmicos
Modelo	DSS-175-100-GOH
Nº serie	5138-01-1454
Año	2016
Superficie de calefacción [m ²]	57
Material fabricación	ASTM A515 G70
Combustible utilizado	Gas natural/diésel
Consumo gas natural estimado [m ³ /h]	197,11
Generación de vapor [kgv/h]	2.300
Potencia térmica generada [kw]	128,71
Presión de operación [bar]	7
Temperatura agua de alimentación [°C]	15
Rendimiento gas natural/diésel [%]	90



Figura 4.10: Vista frontal de la caldera de generación de vapor a gas natural fabricante Dueik modelo DSS-175-100-GOH.

Tabla 4.12: Especificaciones técnicas caldera generadora de vapor a gas natural fabricante Dueik modelo DSS-150-100-GOH [27].

Tipo	Generadora de vapor pirotubular 3 paso
Fabricante	Dueik Equipos Térmicos
Modelo	DSS-150-100-GOH
Nº serie	5138-04-1495
Año	2019
Superficie de calefacción [m ²]	49,7
Número de tubos	96
Material fabricación	ASTM A515 G70
Consumo gas natural [m ³ /h]	171,4
Generación de vapor [kgv/h]	2.000
Potencia térmica generada [kw]	110,32
Presión de operación [bar]	7
Temperatura agua de alimentación [°C]	15
Rendimiento gas natural [%]	90



Figura 4.11: Vista frontal de la caldera de generación de vapor a gas natural fabricante Dueik modelo DSS-150-100-GOH.

Tabla 4.13: Especificaciones técnicas de los quemadores de las calderas generadoras de vapor a gas natural Dueik modelo DSS-175-100-GOH y DSS-150-100-GOH.

Fabricante	Oilon
Modelo	GKP-140H
Nº serie	11101475/11136411
Potencia eléctrica [kW]	1,38
Voltaje nominal [V]	230
Presión de operación [mbar]	20-360
Consumo calorífico [kW]	550-2350

Tabla 4.14: Caldera igneotubular generadora de vapor a gas natural fabricante Vapor Industrial N° serie 95033 [27].

Tipo	Generadora de vapor igneotubular. Escocesa fondo húmedo 3 pasos
Fabricante	Vapor industrial S.A
N° serie	95033
Año	1995
Superficie de calefacción [m ²]	195
Número e tubos	160
Tipo tubo 2do paso	Manesmann diámetro 3", largo 4600 mm
Tipo tubo 3er paso	Manesmann diámetro 3", largo 5398 mm
Material Manto	A515 G70
Material placas tubulares	A515 G70
Material cámara húmeda	A515 G70
Material fogón	A515 G70
Material caja de humo	A37-24ES
Material estayes	SAE 1020
Consumo combustible [m ³ /h]	260
Generación de vapor [kgv/h] (100 °C)	5432
Presión máxima de operación [bar]	7
Eficiencia estándar [%]	91

Tabla 4.15: Especificaciones técnicas quemador caldera igneotubular generadora de vapor convertida a gas natural fabricante Vapor Industrial N° serie 95033 [27]

Fabricante	Ecoflam
Modelo	Blu 4000.1 PR
Potencia eléctrica quemador [kw]	7,5
Voltaje [V]	230/400
Presión nominal [mbar]	50
Consumo calorífico [kW]	4000

Tabla 4.16: Caldera igneotubular generadora de vapor convertida a gas natural fabricante Vapor Industrial N° serie 86021 [27].

Tipo	Generadora de vapor ignotubular. Escocesa fondo húmedo 3 pasos
Fabricante	Vapor industrial S.A
N° serie	86021
Año	1986
Superficie de calefacción [m ²]	195
Número de tubos	160
Tipo tubo 2do paso	Manesmann diámetro 3", largo 4600 mm
Tipo tubo 3er paso	Manesmann diámetro 3", largo 5398 mm
Material de fabricación	A516 G70
Consumo combustible [m ³ /h]	72,6-470
Generación de vapor [kgv/h] (100 °C)	5640
Presión máxima de operación [bar]	7
Eficiencia estándar [%]	91

Tabla 4.17: Especificaciones técnicas quemador caldera igneotubular generadora de vapor a gas natural fabricante Vapor Industrial N° serie 86021.

Fabricante	Oilon
Modelo quemador	GKP 450M WD3x
Potencia eléctrica quemador [kW]	12,5
Voltaje nominal [V]	230-380
Presión de operación [mbar]	20-50
Consumo calorífico [kW]	4789



Figura 4.12: Vista frontal calderas a gas natural fabricante Vapor Industrial N° serie 95033 (izquierda) y N° serie 86021 (derecha).

La Tabla 4.18 muestran el poder calorífico inferior (PCI) del gas natural de referencia para las calderas [31].

Tabla 4.18: Poder Calorífico Inferior para el gas natural a 25°C.

Combustible	PCI [kcal/Nm ³]	PCI [kwh/Nm ³]
Gas natural	8.370	9,73

Del mismo modo las calderas generadoras de vapor marca Vapor Industrial funcionan como complemento a la generación en el periodo de marzo a octubre.

El gas natural se provee a través de un gasoducto por la empresa de distribución GasSur S.A, que distribuye gas natural a las comunas de Concepción y Los Ángeles [30]. La presión de operación al interior del hospital según el DS.48 es entre 40-50 mbar (4-5 kPa), inyectándose el gas a temperatura ambiente de 25°C, y con una temperatura de la red subterránea entre 10-15°C.

La red de gas natural comienza en el punto de inyección donde se encuentra un regulador de presión que reduce la presión de 20 bar a 50 mbar, el medidor de flujo con un flujo máximo de 400 m³/h, nominal de 20 m³/h, y mínimo de 2,5 m³/h, así como válvulas de corte, tal como se en la Figura 4.13. La tubería de distribución de gas desde el punto de inyección es de polipropileno (PPL) con un diámetro de 304,8 mm (12 pulg), llegando a un manifold de hierro fundido con válvulas de corte. El flujo se distribuye en dirección a las calderas por 6 tuberías de cobre de 76,2 mm (3 pulg), Figura 4.14. Al llegar al quemador se poseen tuberías de cobre entre 40 a 76,2 mm (1 ½ a 3 pulg) de diámetro, así como manómetros, válvulas de corte y rampas de gas, las que permiten aportar el caudal y presión de gas necesario para que el quemador desarrolle la potencia calorífica deseada.



(a) Punto de inyección del gas natural con regulador de flujo, medidor de gas y válvulas de corte.



(b) Manifold de distribución de las tuberías de gas natural hacia las calderas con válvulas de corte.

Figura 4.13: Inyección del gas natural hacia la Central Térmica del Hospital Regional de Concepción.



(a) Seis tuberías de distribución del gas natural a las calderas.



(b) Inyección del gas natural al quemador con válvula de corte, manómetro y rampa de gas.

Figura 4.14: Distribución del gas natural a las calderas de la Central Térmica del Hospital Regional de Concepción.

Para el consumo de gas natural se considera el consumo máximo histórico del recinto, de tal manera de considerar una condición crítica del sistema y lograr cubrir en todo momento la demanda de energía. Lo anterior se puede apreciar en las Tablas 4.19 y 4.20, así como la Figura 4.15. Mas detalles en Anexo A.2.

Tabla 4.19: Consumo mensual de gas natural Hospital Regional de Concepción.

Mes	Consumo gas [Nm ³ /mes]
Enero	76.346
Febrero	65.857
Marzo	64.597
Abril	107.093
Mayo	103.732
Junio	124.390
Julio	160.162
Agosto	144.050
Septiembre	147.003
Octubre	115.316
Noviembre	103.487
Diciembre	75.882
Total [Nm ³ /año]	1.287.918

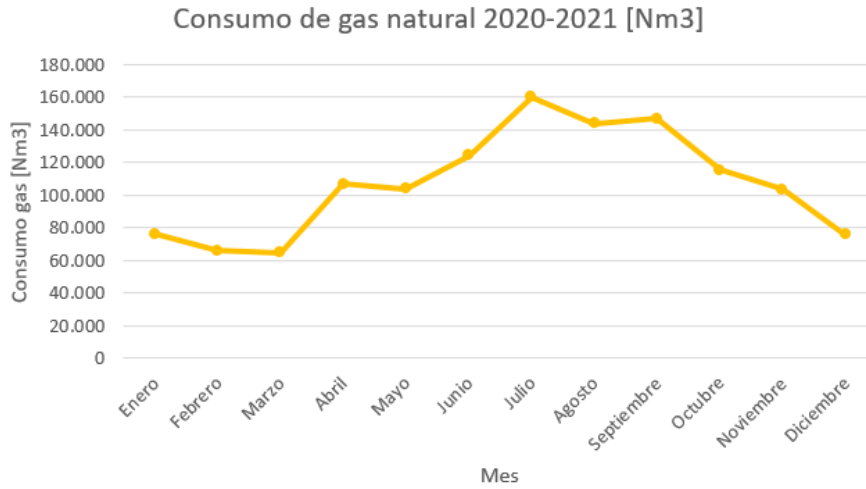


Figura 4.15: Consumo mensual de gas natural Hospital Regional de Concepción.

Tabla 4.20: Datos generales del consumo de gas natural Hospital Regional de Concepción.

Máximo [Nm ³ /mes]	160.162
Promedio [Nm ³ /mes]	107.326
Mínimo [Nm ³ /mes]	64.597

El consumo de energía térmica se obtiene mediante la Ecuación 4.1, donde el consumo de gas natural se encuentra en la Tabla 4.19, y el Poder calorífico inferior del gas natural de la Tabla 4.18

$$C_t = C_{gas} \cdot PCI_{gas} \quad (4.1)$$

- C_t [Mwh/mes]: Consumo térmico hospital Regional de Concepción.
- C_{gas} [Nm³]: Consumo de gas natural del Hospital Regional de Concepción.
- PCI_{gas} [Mwh/Nm³]: Poder calorífico inferior del gas natural en condiciones estándar.

Lo anterior se puede apreciar en las Tablas 4.21 y 4.22, así como la Figura 4.16.

Tabla 4.21: Consumo mensual térmico Hospital Regional de Concepción.

Mes	Consumo térmico [Mwh/mes]
Enero	743
Febrero	641
Marzo	628
Abril	1.042
Mayo	1.009
Junio	1.210
Julio	1.558
Agosto	1.401
Septiembre	1.430
Octubre	1.122
Noviembre	1.007
Diciembre	738
Total [Mwh/año]	12.529

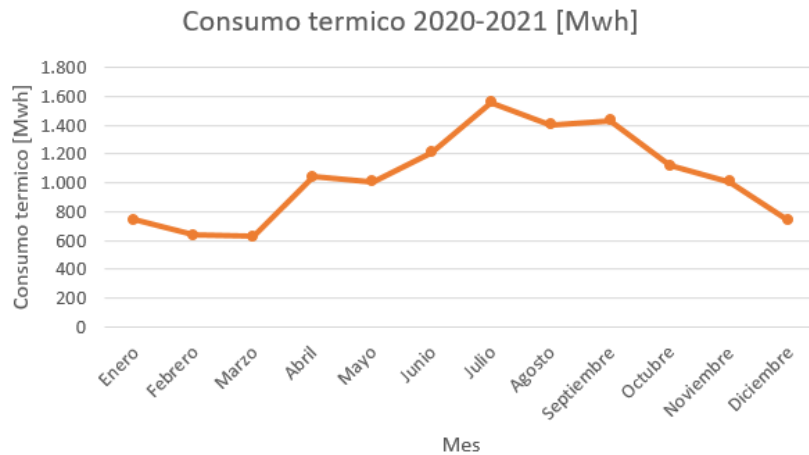


Figura 4.16: Consumo mensual térmico Hospital Regional de Concepción.

Tabla 4.22: Datos generales del consumo térmico Hospital Regional de Concepción.

Máximo [Mwh/mes]	1.558
Promedio [Mwh/mes]	1.044
Mínimo [Mwh/mes]	628

Las Tablas 4.23 y 4.24, así como las Figuras 4.17 y 4.18 muestran el consumo energético total.

Tabla 4.23: Consumo energético total mensual Hospital Regional de Concepción.

Mes	Consumo eléctrico [Mwh/mes]	Consumo térmico [Mwh/mes]	Consumo total [Mwh/mes]
Enero	708	743	1.451
Febrero	630	641	1.270
Marzo	718	628	1.346
Abril	705	1.042	1.747
Mayo	718	1.009	1.727
Junio	701	1.210	1.911
Julio	712	1.558	2.270
Agosto	709	1.401	2.111
Septiembre	662	1.430	2.092
Octubre	680	1.122	1.802
Noviembre	655	1.007	1.662
Diciembre	693	738	1.431
Total [Mwh/año]	8.292	12.529	20.820

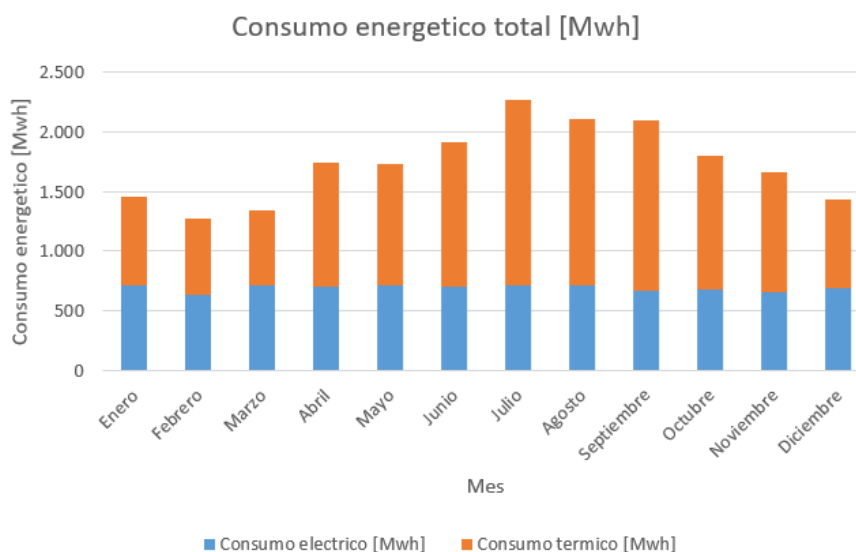


Figura 4.17: Consumo total mensual Hospital Regional de Concepción.

Tabla 4.24: Datos generales consumo total anual de energía Hospital Regional de Concepción.

Máximo [Mwh/mes]	2.270
Promedio [Mwh/mes]	1.735
Mínimo [Mwh/mes]	1.270

CONSUMO ENERGETICO TOTAL ANUAL [%]



Figura 4.18: Consumo total anual Hospital Regional de Concepción.

De la Figura 4.17 se observa que el consumo eléctrico no posee una variación significativa en comparación al térmico a lo largo del año, si no que mas bien un consumo relativamente constante. Dado que la energía solar y eólica poseen variabilidad durante el año se debe utilizar un sistema que logre mantener la producción de hidrógeno relativamente constante a lo largo del año de tal manera de lograr la estabilidad del suministro de energía eléctrica.

Del mismo modo se observa de la Figura 4.17 que el consumo de gas natural es variable a lo largo del año, teniendo que en los meses de invierno el consumo de gas aumenta, esto debido a las bajas temperaturas que generan un aumento en la demanda de los servicios de calefacción, lo que se condice con el refuerzo de las calderas generadores de vapor marca Vapor Industrial. Así también el consumo de gas natural es menor en los meses de verano, lo anterior dadas las altas temperaturas, por lo que se demanda mayor cantidad de refrigeración que de calefacción, por lo que el consumo disminuye.

Lo anterior genera una problemática dada la variabilidad del recurso renovable, sobre todo si se piensa en un abastecimiento con energía solar, esto dado que la radiación solar en invierno disminuye por la alta nubosidad, por lo que la generación en invierno es la menor de todas. De este modo surge la necesidad de contar con sistemas de almacenamiento de hidrógeno de tal manera de tener una sobreproducción para lograr satisfacer la demanda de energía de los meses cálidos.

4.1.4. Consumo de oxígeno

Del mismo modo el Hospital Regional de Concepción consume una serie de gases medicinales empleados en diferentes tratamientos clínicos, siendo uno de los mas importantes el oxígeno gaseoso. El oxígeno en medicina es utilizado en diversos casos de deficiencia respiratoria, resucitación, en anestesia, en creación de atmósferas artificiales, terapia hiperbárica, tratamiento de quemaduras respiratorias, etc [32].

4.1.4.1. Consumo de oxígeno criogénico

En base a información proporcional por el Centro de responsabilidad de Operaciones del Hospital Regional de Concepción, se tiene que el hospital posee un estanque de oxígeno líquido en forma criogénica, abastecido por la empresa Indura S.A a través de una flota de camiones equipados con estanques criogénicos. El oxígeno se encuentra a -183°C y una presión de 12 bar (173 Psi), pasando por vaporizadores los cuales lo transforman en oxígeno gaseoso a temperatura ambiente y 3,8 bar

(55 Psi) de presión, para su distribución por tuberías en base a la demanda que se posee, tal como se ve en la Figura 4.19.



(a) Estanque de oxígeno criogénico. (b) Vaporizadores para la conversión de oxígeno líquido en gaseoso.

Figura 4.19: Vista general del sistema de oxígeno criogénico del Hospital Regional de Concepción.

La Tabla 4.25 muestra las especificaciones técnicas del estanco criogénico del Hospital Regional de Concepción.

Tabla 4.25: Especificaciones técnicas del estanco de oxígeno criogénico.

Marca	White Martins
Modelo	TM-6000
Serie	234
Año fabricación	2005
Capacidad (1 bar y 21 °C) [Nm ³]	19.166
Temperatura [°C]	-183
Presión [bar]	12

Del mismo modo el hospital posee 72 cilindros de oxígeno gaseoso de respaldo de 10 Nm³ a una presión de 180 bar (2600 Psi) y temperatura ambiente, totalizando 720 Nm³. El oxígeno es inyectado por diferencia de presión en la red de oxígeno gaseoso, tal como se ve en la Figura 4.20.



Figura 4.20: Cilindros de oxígeno comprimido de respaldo.

Las propiedades del oxígeno gaseoso distribuido por Indura se muestran en la Tabla 4.26 [32].

Tabla 4.26: Propiedades del oxígeno Grado 2 Medicinal [32].

Punto de ebullición [°C] (1 atm)	-182,97
Densidad del liquido (1 atm) [kg/m ³]	1.141
Densidad del gas (15°C, 1 atm) [kg/m ³]	1,354
Pureza mínima [%]	99
Impureza H ₂ O [ppm]	<5
Impureza CO ₂ [ppm]	<300
Impureza THC [ppm]	<5

Para el abastecimiento de oxígeno criogénico se considera el consumo máximo histórico del recinto, de tal manera de considerar una condición crítica del sistema y lograr cubrir en todo momento la demanda de oxígeno líquido. Las Tablas 4.27 y 4.28, así como la Figura 4.21 muestran el consumo mensual máximo del Hospital Regional de Concepción entre los años 2018-2020. Mas detalles en Anexo A.3.

De las Tablas 4.27 y 4.28, así como la Figura 4.21 se puede ver un aumento sostenido del oxígeno a lo largo del año, lo anterior se debe al peak de consumo en la pandemia del virus Sars Cov 2 que atravesó el país en el año 2020. Sin embargo, se toman los datos como referencia para una comparación de la generación de oxígeno de la planta de producción.

Tabla 4.27: Consumo de oxígeno criogénico máximo mensual Hospital Regional de Concepción 2018-2020

Mes/Año	Consumo oxígeno criogénico máximo [Nm ³ /mes]
Enero	22.640
Febrero	22.723
Marzo	22.600
Abril	23.666
Mayo	21.950
Junio	32.620
Julio	29.492
Agosto	26.681
Septiembre	20.450
Octubre	41.961
Noviembre	30.479
Diciembre	51.597
Total [Nm ³ /año]	346.859

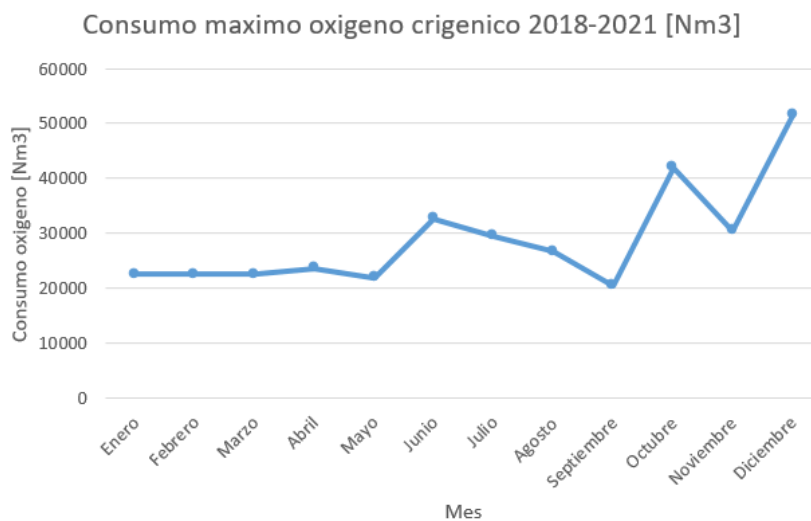


Figura 4.21: Consumo oxígeno criogénico mensual máximo 2018-2020 Hospital Regional de Concepción.

Tabla 4.28: Datos generales del consumo de oxígeno criogénico máximo mensual Hospital Regional de Concepción 2020-2021.

Máximo [Nm ³ /mes]	51.597
Promedio [Nm ³ /mes]	28.905
Mínimo [Nm ³ /mes]	20.450

4.1.4.2. Consumo de oxígeno comprimido

En base a información proporcionada por el Centro de Responsabilidad de operaciones del Hospital Regional de Concepción, se tiene que el hospital consume cilindros de gases medicinales comprimidos de aluminio, abastecidos por la empresa Linde Gas Chile S.A por camiones de ruta, siendo su uso en base a la demanda que se posea. Los cilindros van desde los 0,5 a 10 Nm^3 con purzas de oxígeno del 99,5 %, tal como se ve en la Tabla 4.29, así como las Figuras 4.22 y 4.23.

Tabla 4.29: Especificaciones técnicas cilindros de oxígeno gaseoso medicinal con 99,5% de pureza Hospital Regional de Concepción. *Presiones referenciales en base a catalogo de Lindes Gas.

Tipo de cilindro	Capacidad oxígeno [Nm^3]	Válvula	Presión máxima llenado [bar]	Cantidad mínima cilindros
D	0,5	Pin-Index	200*	15
E	0,7 a 1	Estándar	200	30
E	0,7 a 1	Pin-Index	200	30
E	0,7 a 1	Regulador integrado y flujómetro. Manómetro y nivel	200	552
M	3	Estándar	150*	5
Ambulancias	6	Estándar	150*	25
Grande	10	Estándar	150*	100



(a) Cilindro de 0,5 Nm^3 con válvula Pin-Index



(b) Cilindro de 1 Nm^3 con válvula Estándar.



(c) Cilindro de 1 Nm^3 con válvula Pin-Index.



(d) Cilindro de 1 Nm^3 unidad mediliv, con regulador integrado y flujómetro. Manómetro y nivel.

Figura 4.22: Vista general de cilindros pequeños de oxígeno gaseoso medicinal del Hospital Regional de Concepción.



(a) Cilindro de 3 Nm^3 con válvula Estándar.

(b) Cilindro de 6 Nm^3 con válvula Estándar.

(c) Cilindro de 10 Nm^3 con válvula Estándar.

Figura 4.23: Vista general de cilindros grandes de oxígeno gaseoso medicinal del Hospital Regional de Concepción.

Para el abastecimiento de oxígeno gaseoso medicinal se considera el consumo máximo histórico del recinto, de tal manera de considerar una condición crítica del sistema y lograr cubrir en todo momento la demanda de oxígeno gaseoso. Las Tablas 4.30 y 4.31, así como la Figura 4.24 muestran el consumo mensual máximo del Hospital Regional de Concepción entre los años 2018-2020. Mas detalles en Anexo A.4. Así también la Tabla 4.32 y la Figura 4.25 muestra la cantidad de cilindros de oxígeno gaseoso medicinal consumidos anualmente.

De las Tablas 4.30, 4.31, 4.25 así como las Figuras 4.24 y 4.25 se puede ver que el consumo de oxígeno es mayor en los meses de invierno producto del aumento de las enfermedades respiratorias, del mismo modo el tipo de cilindro de mayor consumo es el de 1 Nm^3 oxígeno mediliev representando el 90% del consumo.

Tabla 4.30: Consumo de oxígeno gaseoso medicinal máximo Hospital Regional de Concepción 2018-2020

Mes/Año	Consumo oxígeno gaseoso máximo [Nm ³ /mes]
Enero	1.494
Febrero	1.142
Marzo	1.931
Abril	1.570
Mayo	1.507
Junio	1.918
Julio	1.737
Agosto	1.253
Septiembre	1.075
Octubre	1.244
Noviembre	876
Diciembre	1.036
Total [Nm ³ /año]	16.782

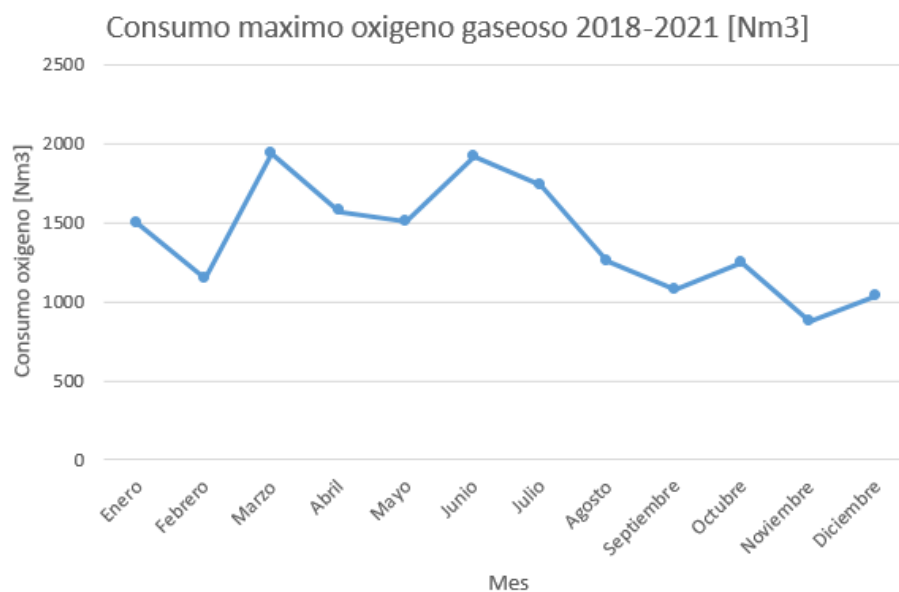


Figura 4.24: Consumo oxígeno gaseoso medicinal mensual máximo 2018-2020 Hospital Regional de Concepción.

Tabla 4.31: Datos generales del consumo de oxígeno gaseoso medicinal Hospital Regional de Concepción 2018.

Máximo [Nm ³ /mes]	1.931
Promedio [Nm ³ /mes]	1.398
Mínimo [Nm ³ /mes]	876

Tabla 4.32: Datos generales de la cantidad de cilindros de oxígeno gaseoso medicinal consumido por el Hospital Regional de Concepción 2018-2020.

Tipo Cilindro/Año	2018	2019	2020
0,5 Nm ³	55	89	0
1 Nm ³ oxígeno gaseoso medicinal	269	277	424
1 Nm ³ oxígeno mediliev	10.756	8.041	4.326
3 Nm ³	124	93	92
6 Nm ³	32	36	44
10 Nm ³	424	246	281



Figura 4.25: Distribución de la cantidad de cilindros de oxígeno gaseoso medicinal 2018-2020.

Al comparar el consumo de oxígeno criogénico con el de oxígeno gaseoso medicinal, se puede ver que el volumen de consumo de oxígeno criogénico es mayor, con un máximo de 51.997 Nm³, en comparación al oxígeno gaseoso medicinal, con un máximo de 1.931 Nm³, lo anterior se aprecia en la Figura 4.26.



Figura 4.26: Consumo oxígeno total anual Hospital Regional de Concepción.

4.2. Selección de la tecnología de celda de combustible a utilizar

A nivel mundial más de 60.000 celdas de combustible fueron despachadas en el 2015, totalizando 300 MW, mientras que solo el 2016 se han enviado más de 600 MW y se espera que crezca durante los próximos años [2]. Existen diversos recintos hospitalarios que utilizan celdas de combustible como fuente de respaldo entre los que se encuentran [21]:

- **Hospital Santa Helena:** Ubicado en Napa Valley (California) especializado en el tratamiento de cáncer, dispone de un sistema de respaldo energético basado en cogeneración con celdas de combustible de 400 kW y accionadas con gas natural. La operación de esta instalación energética aportó beneficios medioambientales como reducción de emisiones de CO_2 y otros gases contaminantes, así como el ahorro de agua.
- **Hospital St. Francis:** Este hospital dispone de un sistema de celdas de combustible de 400 kW, operando desde el 2012.
- **Hospital Hartford:** Este establecimiento tiene 1,4 MW de potencia instalada, atiende al 60% de la demanda del hospital.
- **Hospital Sutter Santa Rosa:** Ubicado en California, este recinto opera con un sistema de celdas de combustible de 375 kW de potencia instalada, el cual cubre el 70% de la demanda anual del hospital. La planta permite evitar 758 t/año de CO_2 .

La generación de energía de este proceso depende de la temperatura y presión; la energía eléctrica suministrada aumenta considerablemente a medida que aumenta la temperatura, a la vez que aumenta la demanda térmica del proceso. Los reactivos utilizados por la celda deben ser tratados antes de ser ingresados en el sistema, puesto que la celda es sensible a impurezas. Si las hay, se podrían generar reacciones indeseadas con algún componente de ella y depositar compuestos que afecten el rendimiento [22].

Gran cantidad de celdas de combustible funcionan, además de hidrógeno, con otros combustibles tradicionales que tienen un alto contenido en hidrógeno, como el gas natural, alcoholes o gasolina. En este último caso, estos combustibles se utilizan en demanda, es decir pasan por un proceso de reformado, para la obtención del hidrógeno y posteriormente por la celda de combustible para producir electricidad. Además, cuando es utilizada de esta forma, los gases de la reacción pueden ser utilizados para producir agua caliente o incluso frío con una máquina de absorción [2].

Una planta de energía de celda de combustible consta de los siguientes sistemas [21]:

- **Suministro de combustible:** Procesa el combustible a la calidad (composición, temperatura, presión) requerida para la sección de potencia. Puede ir desde simples controles de flujo hasta una compleja instalación de procesamiento de combustible que convierte los hidrocarburos en hidrógeno purificado.
- **Sección de potencia:** Consiste en un conjunto de celdas de combustible, generalmente conectadas en serie. Esta sección convierte el combustible procesado y el oxidante en corriente continua (CC).

- **Acondicionador de potencia:** Convierte la salida de la sección de potencia al tipo de potencia y calidad requerida por la aplicación. Puede ir desde un simple control de voltaje de un transformador hasta un sofisticado dispositivo que incluiría un inversor de corriente continua (CC) a corriente alterna (CA) de la red .

El objetivo de esta sección corresponde a decidir cual de las tres celdas de combustible corresponde a la mejor alternativa para lograr abastecer la demanda energética de electricidad del Hospital Regional de Concepción.

4.2.1. Comparación de celdas de combustible

La Tabla 4.33 compara las diferentes tecnologías de celdas de combustible, así también las Tablas 4.34, 4.35 y 4.36 señalan las ventajas y desventajas de cada tecnología [2] [21].

Tabla 4.33: Características de las celdas de combustible [2].

Celda	Alcalina	PEM	SOFC
Temperatura de operación [° C]	60-200	80-120	500-1.000
Presión de operación [bar]	<30	<30	-
Potencia	1-100 kW	<1-100 kW	1 k w-2 MW
Eficiencia típica (LHV) [%]	60	60	60
Catalizador	Pt	Pt, Ni/NiO _x	Ni
Combustible	H ₂	H ₂ /CH ₃ OH	H ₂ /CO/CH ₄

Tabla 4.34: Ventajas y desventajas de las celdas de combustible **Alcalina** [2] [21].

Ventaja	Desventaja
<ul style="list-style-type: none"> *Amplia gama de materiales estables lo que disminuye el costo de los componentes. *Rápidos tiempo de partida. *Baja temperatura de operación. 	<ul style="list-style-type: none"> *El electrolito de hidróxido reacciona con CO₂, en el aire o combustible, para formar carbonato de potasio. Limita el rendimiento y la estabilidad. *Dificultad para el manejo del electrolito, además de corrosivo. *Baja conductividad eléctrica del electrolito.

Tabla 4.35: Ventajas y desventajas de las celdas de combustible **PEM** [2] [21].

Ventaja	Desventaja
<ul style="list-style-type: none"> *Electrolito sólido reduce la corrosión y facilita su manejo. *Rápidos tiempo de partida y seguimiento en la carga. Ideal para su uso en transporte. *Baja temperatura de operación. *Celdas de baja temperatura producen calor de baja calidad que se recupera mediante vapor, utilizado para calentar espacios o agua en hospitales, universidades o edificios comerciales. *Celdas de alta temperatura el hidrógeno puede aceptar hasta con un 5 % vol de monóxido de carbono. *Compatible con el uso de metanol. 	<ul style="list-style-type: none"> *Utiliza catalizadores de alto costo como el platino. *Sensible a impurezas en el combustible.

Tabla 4.36: Ventajas y desventajas de las celdas de combustible **SOFC** [2] [21].

Ventaja	Desventaja
<ul style="list-style-type: none"> *Alta eficiencia. *Electrolito sólido reduce la corrosión y facilita su manejo. *Utilizan catalizadores de bajo costo. *Apropiados para aplicaciones combinadas de electricidad y calor (turbinas de gas y ciclo Rankine). *Desarrollo en etapa avanzada de investigación. *Compatible con el uso de metano y monóxido de carbono. 	<ul style="list-style-type: none"> *Corrosión y ruptura de componentes por alta temperatura de operación. *Tiempo de arranque prolongado. *Limitado número de detenciones.

4.2.2. Elección de la tecnología de celda de combustible

De las tecnologías de celdas de combustible, si bien la celda Alcalina posee bajos costos de inversión, además de tener una temperatura de operación baja y bajos tiempos de partida, el tipo de electrolito la hace menos eficiente y mas difícil de manejar, comprometiendo su vida útil, así como la imposibilidad de usar aire ambiental para el aplicación en el hospital, por lo que se descarta como tecnología.

En cuanto a las celdas PEM y SOFC si bien estas tienen ventajas comparativas comunes, la celda PEM sobresale para su aplicación en el ámbito hospitalario. Esto se debe a que posee rápidos tiempos de partida y estabilidad ante fluctuaciones en la carga, lo que es fundamental para el ámbito hospitalario dado que son vulnerables a la interrupción de la generación eléctrica, que perjudica la vida de las personas que dependen de equipos eléctricos, en especial, los quirófanos, Unidad

de Tratamiento Intensivo (UTI) y Unidad de Cuidados Intensivos (UCI) [21]. Así también la baja temperatura de operación aumenta su vida útil y permite tener menores riesgos de seguridad en su operación. Por último resalta que se puede aplicar para cogeneración en el ámbito hospitalario con celdas de baja y alta temperatura.

De este modo la celda de combustible tipo PEM es un buen candidato a las aplicaciones en el ámbito hospitalario. Los desafíos que se presentan son en cuanto a potencia y el costo de la celda, dado que al tener menor potencia de aplicación que las celdas SOFC aumenta el número de unidades y con ello el costo del abastecimiento de energía.

4.3. Inyección de hidrógeno en red de gas Hospital Regional de Concepción

El gas natural es una mezcla de diferentes gases, cuyo principal compuesto es el metano (CH_4) y se obtiene a partir de la descomposición de restos orgánicos que estuvieron hace millones de años bajo la tierra, por lo tanto, es considerado una fuente de energía no renovable.

4.3.1. Redes de gas natural

La cadena de suministro del gas natural comprende desde la fuente de obtención del gas hasta llegar al consumidor final, se divide en 4 partes, tal como se ve en la Figura 4.27 [19].

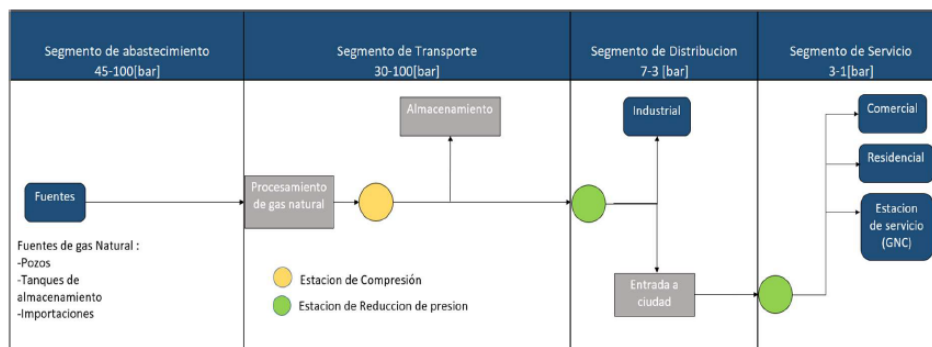


Figura 4.27: Infraestructura general de tuberías de red de gas natural, con estaciones de compresión y reducción de presión [19].

La inyección de hidrógeno en redes de gas se proyecta en los segmentos de estaciones de inyección, transporte y almacenaje, así como distribución y servicios. Actualmente, los proyectos piloto de inyección de gas en red se han centrado en la inyección en las líneas de distribución y de servicio, debido a las limitaciones técnicas de las tuberías de transporte [19].

En particular el Hospital Regional de Concepción pertenece a la sección de distribución y servicios dada su baja presión de operación, siendo abastecidos por la empresa de distribución Gas sur S.A.

4.3.2. Tolerancias de inyección de hidrógeno en redes de gas sector distribución y servicios

La concentración permitida de hidrógeno dependerá de la tolerancia de los elementos involucrados en la infraestructura de la red y puede ser medida en términos tanto de seguridad como de operabilidad.

Para el caso de la concentración permisible para gasoductos en la sección de red de distribución y servicios, en la Figura 4.28 se presenta un extracto de la tolerancia de la inyección de hidrógeno en las redes de gas de sus componentes [19].

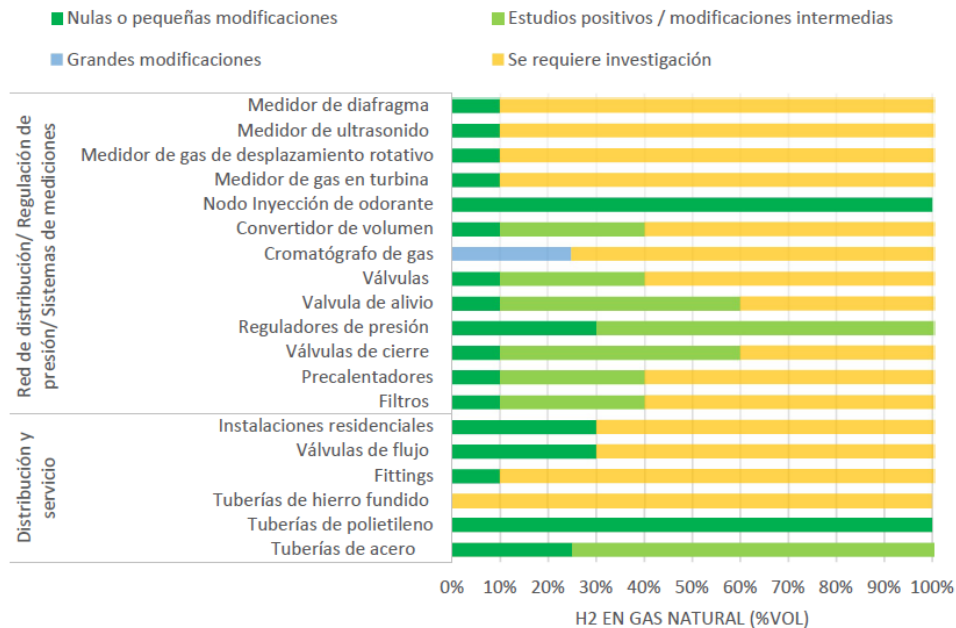


Figura 4.28: Tolerancia de concentración de H_2 por componente para la sección de red de distribución, regulación de presión, sistemas de medición y red de servicios [19].

Las modificaciones en las tuberías pueden ser, aplicar un revestimiento interno para proteger químicamente la tubería, y monitoreo constante para revisar regularmente el tamaño de las grietas. Así también una estrategia de operación es mantener la presión constante, esto pues estudios demuestran que la fragilización de materiales se debe a la interacción de átomos de hidrógeno y las fluctuaciones de presión, es decir, por el contrario cuando la presión en la tubería es constante y existe una acumulación de átomos en ciertos sectores de las grietas, la presión constante evitaría que estos átomos presionen más el gasoducto aumentando las grietas, además sin fluctuaciones se evitaría la acumulación en ciertas zonas de la red. Por ultimo se podría reemplazar la tubería utilizando aceros más dúctiles [19].

Para el caso del consumidor final, será necesario evaluar cada caso, debido a que tanto el sector residencial como el comercial requerirán de diferentes modificaciones y niveles de inversión. La Tabla 4.29 muestra la tolerancia de inyección de hidrógeno en las redes de gas para los consumidores residenciales, comerciales e industriales [19].

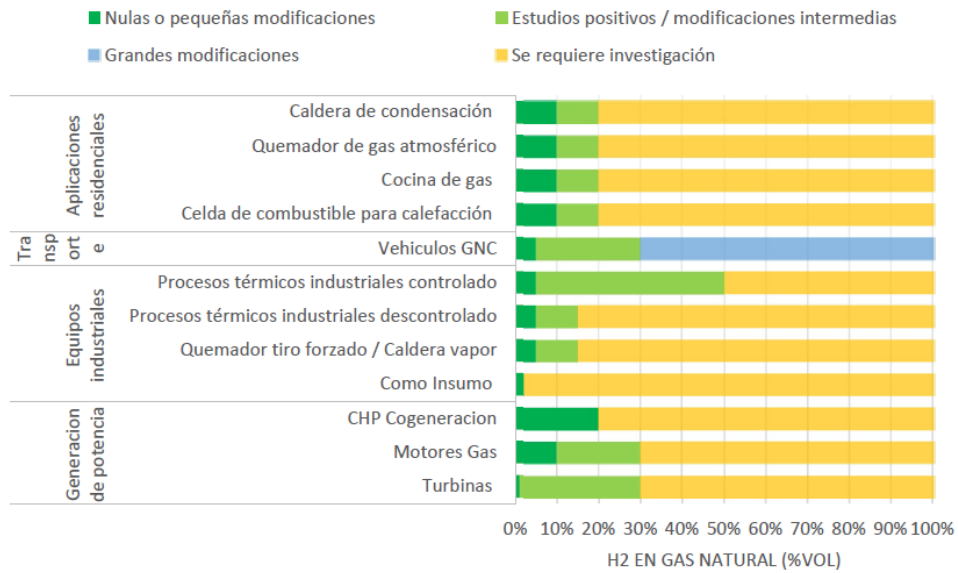


Figura 4.29: Tolerancia de concentración de H_2 por componente para el uso final [19].

4.3.3. Volumen de inyección de hidrógeno en Hospital Regional de Concepción

De las Figuras 4.28 y 4.29 se presentan las tolerancias de inyección de hidrógeno para la red de gas del Hospital Regional de Concepción, presente en la Tabla 4.37. De la Tabla 4.37 se puede ver que los elementos que soportan un mayor porcentaje de inyección de hidrógeno con un 20% son el regulador de presión, válvulas de flujo y tuberías de acero, ampliándose hasta un 100% con modificaciones. Las con porcentajes medios de un 10% son el medidor de gas, válvulas de cierre, accesorios de tuberías, quemador de gas atmosférico y calderas de condensación, ampliándose hasta un 20% con modificaciones. Sin embargo, los elementos críticos con una tolerancia de un 5% son el quemador de tiro forzado y las calderas de vapor, pudiéndose ampliar hasta un 15% con modificaciones.

Tabla 4.37: Tolerancias de inyección de hidrógeno para la red de gas del Hospital Regional de Concepción.

Elemento mecánico	Porcentaje sin modificaciones [%]	Porcentaje con modificaciones [%]
Medidor de desplazamiento rotativo	10	Investigación
Regulador de presión	30	100
Válvulas de cierre	10	60
Válvulas de flujo	30	Investigación
Accesorios de tuberías (fittings)	10	Investigación
Tuberías de hierro fundido	Investigación	Investigación
Tuberías de polietileno	20	100
Tuberías de acero	25	100
Quemador de tiro forzado	5	15
Quemador de gas atmosférico	10	20
Caldera de condensación	10	20
Caldera de vapor	5	15

En base a los porcentajes antes mencionados, y considerando las tuberías de polipropileno, el manifold de hierro fundido, y las cañerías de cobre. Así como el uso en las calderas generadoras de vapor, de condensación y calentadoras de agua a gas natural de la Central Térmica, la inyección de un 5 % vol de hidrógeno en la red de servicio de gas del Hospital Regional de Concepción, es factible sin mayores modificaciones a la red. Pudiendo ampliarse a un 15 % con modificaciones y sistemas de monitoreo.

4.4. Consideraciones de producción de oxígeno

Al igual que el hidrógeno, a temperatura ambiente y presión atmosférica es un gas inodoro, incoloro y no tiene sabor. La baja densidad del oxígeno (O_2) hace que una pequeña cantidad de gas ocupe un gran volumen, 1 kg de oxígeno ocupa un volumen de $0,739 m^3$ o sea 739 litros, medidos a $15^\circ C$ y 1 atm. Así mismo el oxígeno posee un punto de ebullición de $-183^\circ C$ a presión atmosférica. De este modo se hace indispensable someterlo a altas presiones y/o bajas temperaturas para reducir su volumen para efectos de transporte y almacenamiento [32].

En cuanto a los materiales para su transporte y almacenamiento, a temperatura y presión normal el oxígeno no es corrosivo y puede ser usado satisfactoriamente con todos los metales comunes. Sin embargo debe evitarse el uso de aluminio y sus aleaciones, o de aceros al carbono y de baja aleación, por la combustión exotérmica que puede producirse en presencia de oxígeno puro [32].

Los aceros al carbono no aleados se convierten en un material frágil a las temperaturas criogénicas del oxígeno líquido. La humedad hidrata los óxidos metálicos, con lo cual se expanden y pierden su rol protector, por lo que deben eliminarse de cualquiera instalación que va a usarse con oxígeno [32].

La Figura 4.30 muestra un esquema conceptual del abastecimiento de hidrógeno y oxígeno para el Hospital Regional de Concepción.

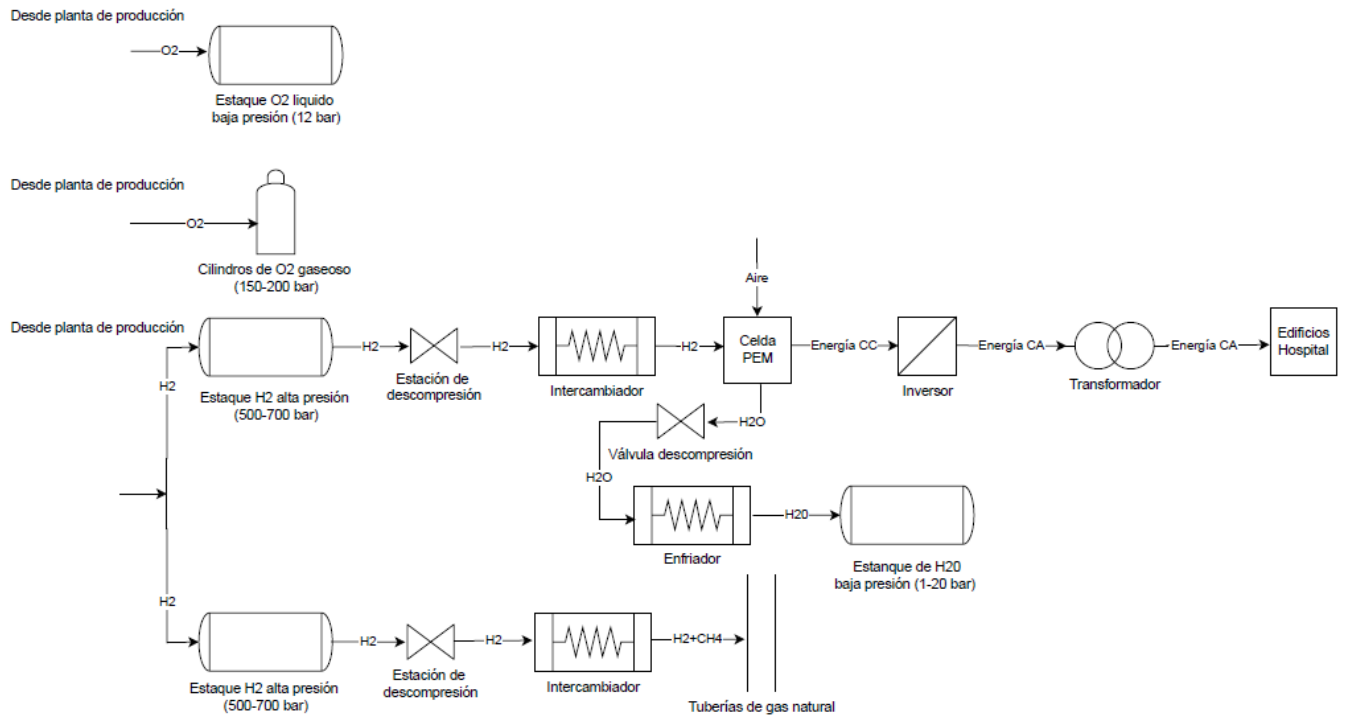


Figura 4.30: Esquema conceptual abastecimiento de hidrógeno y oxígeno Hospital Regional de Concepción.

Se contempla abastecer de oxígeno gaseoso y líquido a las condiciones de operación del hospital. El hidrógeno en el hospital se almacena en estanques de alta presión, pasando por válvulas e intercambiadores que regulan la presión y la temperatura a las de la celda de combustible y la red de gas del hospital.

En el caso de las celdas de combustible dado que el producto es agua esta se almacena en un estanco para ser reutilizada, la energía eléctrica producida debe regularse con inversores y/o transformadores, a las condiciones de operación de los empalmes eléctricos. Del mismo modo se contempla una estación de celdas de combustible para el edificio Monoblock (MB) y Torre de Pacientes Críticos (TPC), y otra para el Centro de Atención Ambulatoria (CAA).

4.5. Selección del método de producción de hidrógeno verde

El método de producción elegido corresponde a la electrolisis del agua lo anterior pues es el método más conocido y limpio para obtener hidrógeno, siendo una tecnología madura, y principal candidato para la producción de hidrógeno renovable. Su uso complementado con la generación eléctrica a través de fuentes renovables es considerado actualmente como la única forma de obtener grandes cantidades de hidrógeno sin emisión de gases contaminantes o sin consumir recursos nucleares o fósiles [2]. Del mismo modo posee como subproducto oxígeno con lo cual se posible el abastecimiento con dicho gas al Hospital Regional de Concepción.

Aunque los costos de la electrolisis del agua son aún superiores que los del reformado de gas natural, las economías de escala y los avances tecnológicos, sumados a los esfuerzos internacionales y nacionales por reducir las emisiones de carbono, permiten predecir un aumento significativo en la producción de hidrógeno a partir de electrolisis durante los próximos años [1]. Tradicionalmente,

las grandes plantas de electrólisis han sido construidas cerca de plantas hidroeléctricas para generar ganancias en horas de bajos precios en la red eléctrica, existiendo ejemplos en Aswan (1960, Egipto, ABB), Ryukan (1965, Noruega, Norsk Hydro), Cuzco (1958, Perú), Nangal (1958, India), Trail (1939, Canadá) y Alabama (1971, Estados Unidos). Al año 2015 la capacidad global instalada de esta tecnología ascendía a 8 GW [2].

Según los fundamentos físicos, el consumo de energía de este proceso depende de la temperatura y presión; la energía eléctrica demandada se reduce considerablemente a medida que aumenta la temperatura, a la vez que aumenta la demanda térmica del proceso. Esta es una de las razones por la cual la electrólisis del vapor de agua tiene un potencial significativo. A modo de ejemplo, cuando la temperatura aumenta de 25 a 1.000 °C, la energía que será provista por la red eléctrica se reduce en torno a un 25,1 %, mientras que la demanda térmica aumenta en 132,3 % [2].

Para el proceso de producción son necesarios equipos adicionales al electrolizador, los cuales se denominan comúnmente “balance de planta”. Esto incluye:

- **Sistema manejo agua y gases del proceso (hidrógeno y oxígeno):** Los gases en particular deben ser enfriados, purificados, comprimidos y almacenados [13].
- **Equipos de control:** Los que realizan la evaluación de la energía producida por la fuente para posteriormente compararla con la energía requerida por la carga (electrolizador) y de esta manera determinar si existe superávit o déficit de electricidad para el sistema. Generalmente los electrolizadores poseen una potencia mínima y una potencia máxima para la producción [13].
- **Rectificador de corriente:** Transforma la corriente alterna (CA), de la red o fuente renovable, en corriente continua (CC) utilizable por el electrolizador, adecuando la tensión e intensidad de la red eléctrica o fuente renovable a las necesidades de voltaje e intensidad del equipo. La corriente continua (CC) enviada al módulo del electrolizador es inferior a la potencia eléctrica en corriente alterna (CA) de entrada, debido a un cierto rendimiento de transformación alterna-continua. Los fabricantes suelen incluir, junto con el electrolizador, el rectificador de corriente por tanto suelen tratarse de forma conjunta [13].
- **Unidad de desmineralización de agua:** Encargada de la purificación del agua para su uso en el electrolizador.
- **Bomba de agua:** La cual hace circular el agua hacia el electrolizador.

El objetivo de esta sección corresponde a decidir cual de los tres electrolizadores corresponde a la mejor alternativa para lograr implementar una planta productora de hidrógeno en el mediano plazo.

4.5.1. Comparación de electrolizadores

La Tabla 4.38 compara las diferentes tecnologías de electrolizadores, así también las Tablas 4.39, 4.40 y 4.41 señala las ventajas y desventajas de cada tecnología [2] [13].

Tabla 4.38: Comparación entre las diferentes tecnologías de electrolizador [2] [13].

Electrolizador	Alcalino	PEM	SOE
Madurez	Comercial	Inicio comercial	Investigación
Costo de inversión [USD / kw]	850-1.500	1.500-3.800	-
Potencia	Hasta 150 MW	150 kW-1MW	<18 kW
Consumo energía [kwh/Nm ³]	4,5-7	4,5-7,5	2,5-3,5
Eficiencia [%]	42-82	48-78	80-90
Producción H ₂ [Nm ³ /h]	<760	<30	<5,7
Pureza de H ₂ vol [%]	99,5-99,999	>99,99	-
Temperatura operación [°C]	60-90	50-80	600-500
Presión operación [bar]	1-30	<85	<30
Vida útil [h]	60.000-90.000	20.000-60.000	1.000
Tiempo arranque frío [min]	15	<15	>60

Tabla 4.39: Ventajas y desventajas del electrolizador **Alcalino** [2] [13].

Ventajas	Desventajas
<ul style="list-style-type: none"> *Alta madurez tecnológica y a nivel comercial. *Producción a gran escala. *Bajo costo de inversión. *Alta durabilidad de la celda electrolítica. 	<ul style="list-style-type: none"> *Baja pureza del hidrógeno producido, se utiliza un dispositivo para remover el oxígeno y un secador. *Bajas densidades de corriente debido a altas pérdidas óhmicas a través del electrolito líquido y el separador. Diseño de mayor tamaño. *Baja presión de operación, se necesitan equipos para aumentar la densidad energética. *Mayor pureza del agua utilizada, con una conductividad eléctrica menor a $5 \mu S^{29} / cm$. *Baja flexibilidad para su complemento a la producción de energías renovables (altos tiempos de partida). *Electrolito es corrosivo.

Tabla 4.40: Ventajas y desventajas del electrolizador PEM [2] [13].

Ventajas	Desventajas
<ul style="list-style-type: none"> *Alta pureza del hidrógeno producido. No se necesitan equipos auxiliares para la purificación de hidrógeno. *Altas densidades de corriente debido a lo delgado de la membrana que es capaz de brindar buena conductividad de protones (0,1 S/cm). Por lo que su diseño es compacto. *Alta presión de operación, disminuye la energía para aumentar la densidad energética por compresión (producción de hidrógeno a 35 bar). *Menor pureza del agua utilizada, la conductividad eléctrica del agua debe ser menor a 1 $\mu S/cm$. *Alta flexibilidad para su complemento a la producción de energías renovables (tiempos de partida cortos). *Es ecológicamente limpio, debido a que no ocupa elementos químicos extras en el agua. 	<ul style="list-style-type: none"> *Fase demostrativa inicio comercial. *Producción a menor escala. *Alto costo de los componentes. *Mediana durabilidad de los materiales.

Tabla 4.41: Ventajas y desventajas electrolizador SOE [2] [13].

Ventajas	Desventajas
<ul style="list-style-type: none"> *Gran potencial, ya que el uso de altas temperaturas reduce el uso eléctrico. *Mayor eficiencia del proceso de producción. *Reducción del consumo eléctrico hasta un 25 %. *Es ecológicamente limpio, debido a que no ocupa elementos químicos extras en el agua. 	<ul style="list-style-type: none"> *En etapa de investigación y desarrollo. *Incertidumbre en cuanto a costo de inversión. *Desafíos de la operación, los cambios de carga resultan en pérdidas de calor y los cambios en la temperatura de la célula causan micro grietas en la membrana. *Desafíos de operación con gases, en particular, en lo que se refiere a maximizar el área de contacto entre los gases y electrodos. *Baja durabilidad. Limitada estabilidad de largo plazo de las celdas. *Baja flexibilidad para su complemento a la producción de energías renovables (altos tiempos de partida).

4.5.2. Elección de la tecnología del electrolizador

Si bien los electrolizadores SOE muestran un gran potencial para reducir los costos de capital y aumentar la eficiencia, poseen baja madurez tecnológica estando aun en etapa de investigación, se han utilizado en aplicaciones de muy baja potencia y poseen una baja vida útil por lo que se descarta como tecnología.

Las tecnologías Alcalina y PEM son las más desarrolladas y su desarrollo actual permite plantas de mediana a gran potencia. Por otro lado si bien la tecnología PEM posee mayores costos de inversión, menor potencia de operación, que se condice con su menor tasa de producción de hidrógeno

y menor vida útil, esta posee mayores ventajas comparativas con los electrolizadores alcalinos.

Se tiene que ambos poseen consumos de energía y eficiencias similares. Sin embargo, la tecnología PEM posee temperaturas de operación menores, el hidrógeno producido posee un mayor nivel de pureza por lo que no se necesitan equipos auxiliares de purificación, lo cual es esencial si después el hidrógeno se quiere utilizar para producir energía eléctrica en las celdas de combustible, dada su sensibilidad a las impurezas del combustible. Así también su diseño es mas compacto por lo que se emplea menor área de terreno. A lo que se suma que utiliza un modo de operación presurizado, que omite la necesidad de compresión mecánica y consumo de energía asociado. Y por ultimo tiene la habilidad para trabajar bajo variaciones de potencia, ya que responde rápidamente a las fluctuaciones en la alimentación de la red, muy importante al momento de utilizar energías renovables, debido a su producción variable e incierta.

En cuanto a sus desventajas varias compañías han declarado costos de inversión que se encuentran entre 800 y 1.200 USD/kW y que la operación se extiende a 80.000 horas. Además, existen economías de escala para despacho de un gran número de unidades, lo que situaría a este tipo de tecnología cercano a los costos de instalación de electrolizadores alcalinos [2]. De este modo se espera que en el largo plazo los costos y barreras de entrada de los electrolizadores PEM disminuyan, en un lapsus de 15 años disminuye su costo a aproximadamente un 20% del actual, por cual se establece para la producción en este proyecto [15].

La Figura 4.31 muestra un esquema conceptual del proceso de producción de hidrógeno verde.

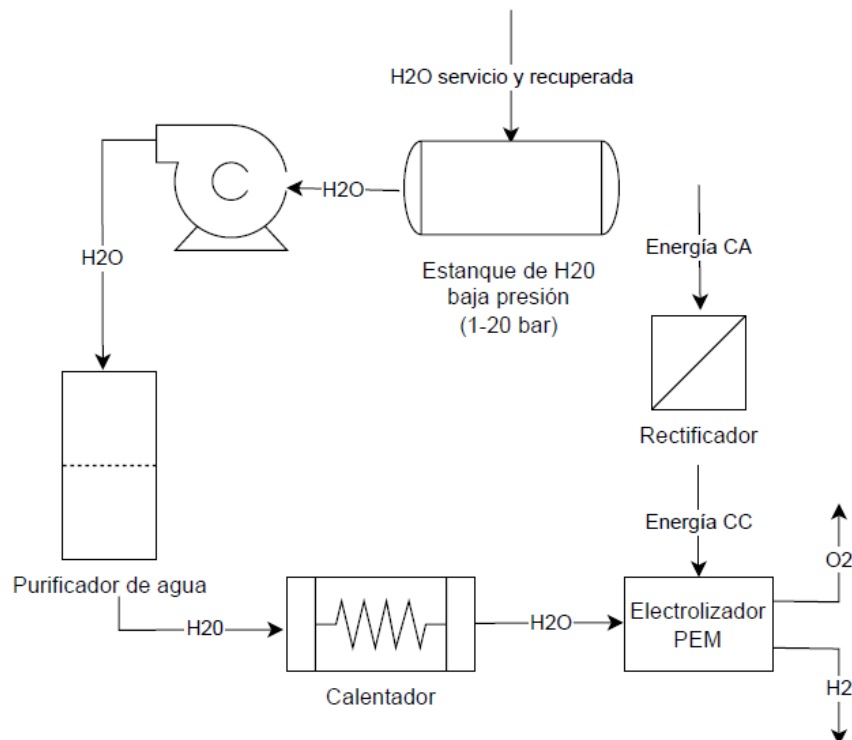


Figura 4.31: Esquema conceptual del proceso de producción de hidrógeno verde.

4.6. Selección del método de almacenamiento

Para el presente proyecto se contempla almacenar de forma física el hidrógeno en tanques, lo anterior pues es una tecnologías madura, al contrario del almacenamiento en solidos que aun se encuentra en etapa de investigación. Sin embargo, son procesos intensivos en energía, el rango de almacenamiento se encuentra entre 100 kWh para tanques presurizados hasta 100 GWh en almacenamiento criogénico [2].

El objetivo de esta sección corresponde a decidir cual de los dos tipos de almacenamiento en físico se adapta mejor a los requerimientos de la planta de hidrógeno verde orientada al abastecimiento del Hospital.

4.6.1. Comparación métodos de almacenamiento

La Tabla 4.42 compara los diferentes métodos de almacenamiento de hidrógeno físico, así como las Tablas 4.43 y 4.44 compara sus ventajas y desventajas [2] [4] [15].

Tabla 4.42: Características de los métodos de almacenamiento físico del hidrógeno verde [2] [4].

Proceso	Compresión	Licuefacción
Consumo energético [kWh/kgH ₂]	4,4	15,2
Consumo energético [%]	10 % de la energía potencial del kilogramo de hidrógeno	30 a 40 % de la energía potencial del kilogramo de hidrógeno
Eficiencia [%]	60	54
Costos producción [USD/kg]	0,7-0,8	1,5-1,6
Densidad energética [kwh/l]	1,3	2,4

Tabla 4.43: Ventajas y desventajas del método de almacenamiento por **compresión** [2] [15].

Ventajas	Desventajas
<ul style="list-style-type: none"> *Menor consumo energético. *Menor costo de producción. *Tecnología mas simple, común y eficaz en uso. 	<ul style="list-style-type: none"> *Menor densidades obtenidas en el estado gaseoso que en el liquido. *Aumento del peso de estanques producto de los materiales para resistir las altas presiones. *Problemas cíclicos asociados a la carga y descarga de hidrógeno: envejecimiento, fluencia, fatiga y fragilización.

Tabla 4.44: Ventajas y desventajas del método de almacenamiento por **licuefacción** [2] [15].

Ventajas	Desventajas
<p>*Hidrógeno líquido tiene una densidad de energía mas alta que su forma gaseosa.</p> <p>*Gran potencial para reducir el peso de estanques mediante el uso de nuevos materiales compuestos con un rendimiento mejorado.</p>	<p>*Mayor consumo energético.</p> <p>*Mayor costo de producción.</p> <p>*Requiere un sistema de aislamiento hermético para reducir la ebullición del hidrógeno líquido, producto del calor en la superficie, y mantenerlo a temperaturas criogénicas.</p> <p>*Hidrógeno líquido tiene un tiempo limitado, el combustible debe fabricarse en el sitio o en un lugar cercano.</p> <p>*Problemas de fragilización producto de las temperaturas, junto con la carga y descarga.</p> <p>*Mayor seguridad producto de la manipulación de hidrógeno criogénico. Los estanques y líneas deben estar sellados de la atmósfera (congelamiento del aire) para evitar bloqueos.</p> <p>*Equipos de control de la temperatura para evitar riesgo de sobrepresión, y de la presión para disminuir la ebullición.</p> <p>*Mayor uso de equipos en el proceso.</p>

4.6.2. Elección del método de almacenamiento

Dado que se quiere utilizar hidrógeno en celdas de combustible así como incorporar el hidrógeno en el consumo de gas natural del hospital, el mecanismo de compresión hacia el estado gaseoso se posiciona como la mejor alternativa.

Lo anterior se debe a que es una tecnología mas simple, común y eficaz en uso, posee un menor consumo energético y menor costo de producción en comparación con el método de licuefacción. Del mismo modo, no posee los inconvenientes de mantener las condiciones criogenicas con mayor equipamiento, aislamiento y seguridad, lo que elevaría potencialmente los costos. Así como no posee un tiempo limitado de duración, por lo que se logra un almacenamiento en caso de falla de equipos para el mantenimiento. Teniendo que el hidrógeno puede ser producido en el exterior del hospital, aumentando la confiabilidad del abastecimiento.

En cuanto a sus desventajas, surge el desafío de aumentar la densidad energética en el proceso y la disminución del peso de los estanques para abaratar costos de manufactura y/o materiales para el transporte.

Por su parte dado que el oxígeno comparte características similares con el hidrógeno, se contem-

pla el almacenamiento por compresión para los cilindros de oxígeno gaseoso, así como un ciclo de licuefacción para el oxígeno criogénico. La Figura 4.32 muestra un esquema conceptual del proceso de almacenamiento de hidrógeno y oxígeno de la planta.

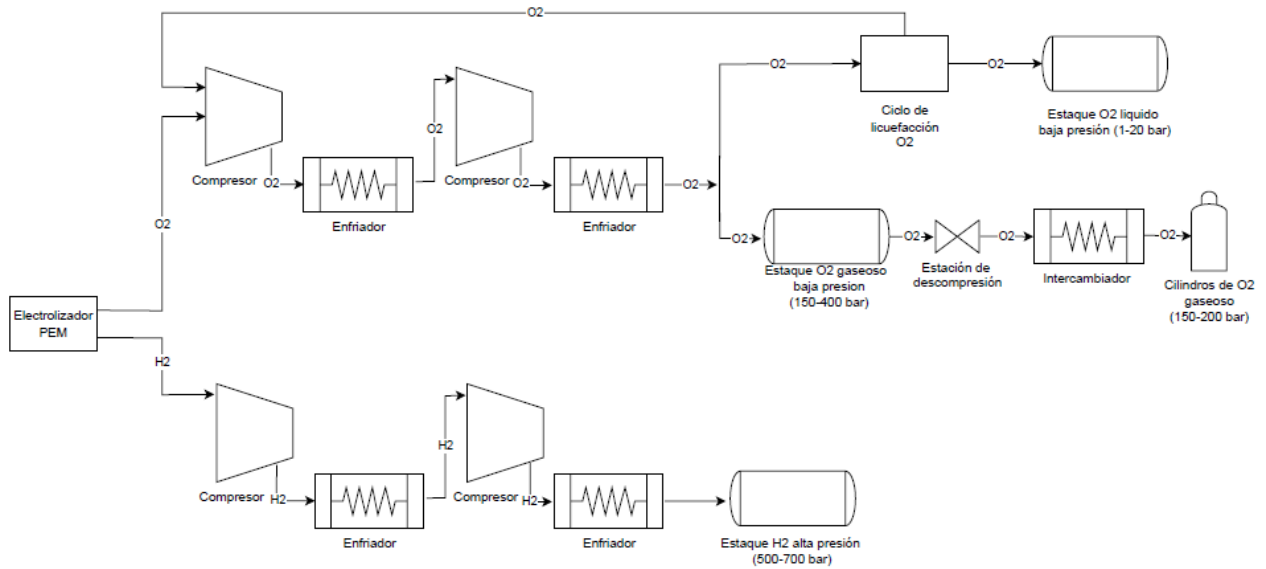


Figura 4.32: Esquema conceptual del proceso de almacenamiento de hidrógeno y oxígeno.

De la Figura 4.32 se tiene que para el sistema de compresión se utilizan un sistema multietapa con refrigeración intermedia, de tal forma de disminuir el trabajo de compresión. Así también dado que el oxígeno se almacena en forma de gas y líquido, así como el ciclo de licuefacción contempla el uso de un compresor isoterma, se realiza un ciclo combinado de compresión y licuefacción. De este modo al final del sistema de compresión se separa el flujo en un porcentaje para cilindros de gas y otro porcentaje que continúa con el ciclo de licuefacción.

Como del ciclo de licuefacción se obtiene solo una fracción de líquido, el gas que no logra transformarse en líquido se hace recircular para ser comprimido y realizar la conversión al día siguiente junto con el flujo de producción de oxígeno de ese día. Lo anterior contribuye a que la fracción de líquido obtenida sea cada vez mayor al pasar los días, dado que el flujo de entrada al ciclo de licuefacción irá aumentando hasta llegar a un estado estacionario.

4.7. Selección del método de transporte

Dado que se almacena el hidrógeno en estado gaseoso, a lo que se suma la proyección del uso de hidrógeno en camiones de ruta que funcionan con celdas de combustible, dada la Estrategia Nacional de Hidrógeno verde y junto con el comercio local de la compañía Linde Gas Chile, el traslado de hidrógeno en cilindros o contenedores a través de camiones que funcionan con celdas de combustible, se posiciona como una buena alternativa para el transporte del hidrógeno desde la planta de producción hasta el hospital.

El hidrógeno en estado gaseoso se puede trasladar en cilindros o camiones tube trailers, transportando entre 500-1000 kg de hidrógeno a 250-500 bar. Típicas distancias para un despacho por

camiones varían entre 50-250 km a temperatura ambiente. Con la formula de FCH-JU para calcular los costos de transporte incluyendo la amortización del equipo, la entrega y el almacenamiento en el sitio del usuario, se pueden estimar los costos de transporte en camión de 2,29 USD/kg por 100 km, y 2,99 USD/kg para 200 km [4] [20] .

Los vehículos eléctricos con celdas de combustible de hidrógeno o fuel cell electric vehicles (FCEV) se utilizan para aquellas operaciones con viajes de larga distancia y/o para el transporte de carga, porque su uso proporciona alta autonomía sin la necesidad de agregar mayor cantidad de peso al vehículo. La Figura 4.33 compara el consumo de combustible aproximado por categoría vehicular, teniendo que para un camión pesado que funciona con celdas de combustible el consumo de combustible se reduce en un 74 % [20].

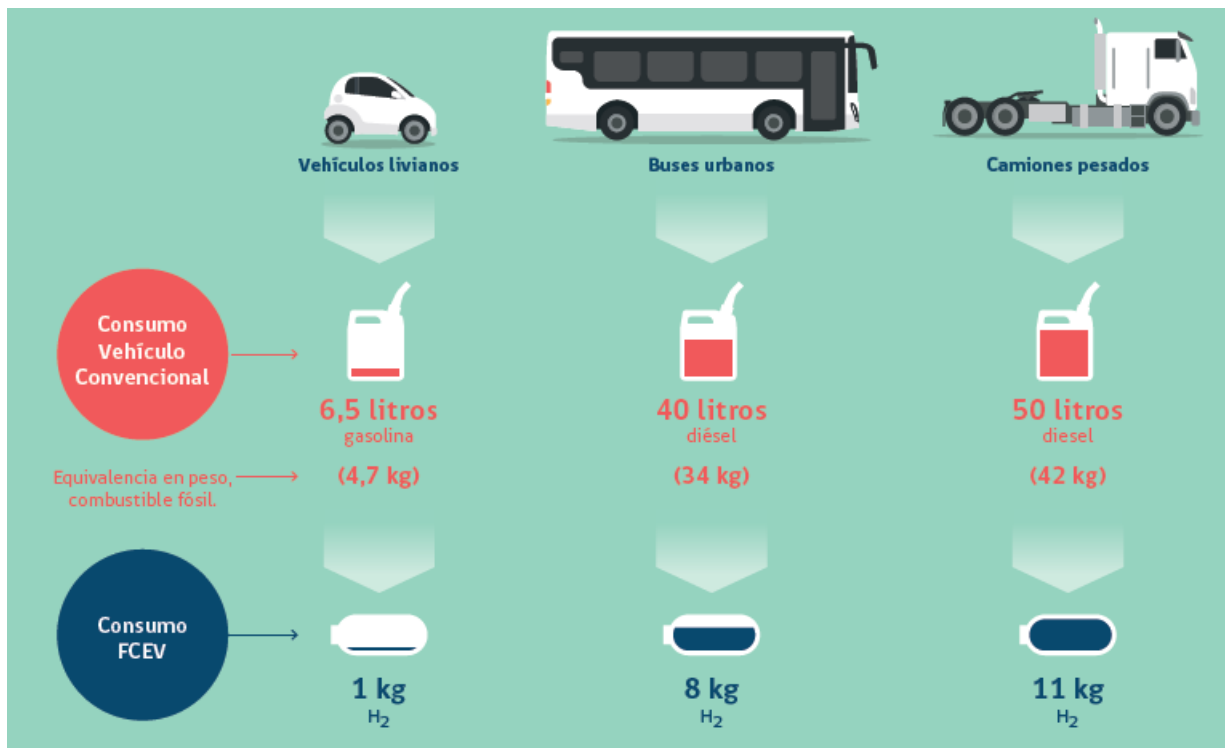


Figura 4.33: Consumo energético (aproximado) cada 100 km por categoría vehicular [20].

Generalmente, las estaciones de carga de hidrógeno para transporte son capaces de entregar 80-1000 kg/día, con presiones entre 800-1000 bar y con costos de inversión entre 1,5 y 2,5 MM USD. Los componentes de una hidrolinera o estación de carga de hidrógeno para FCEV se ven en la Figura 4.34.

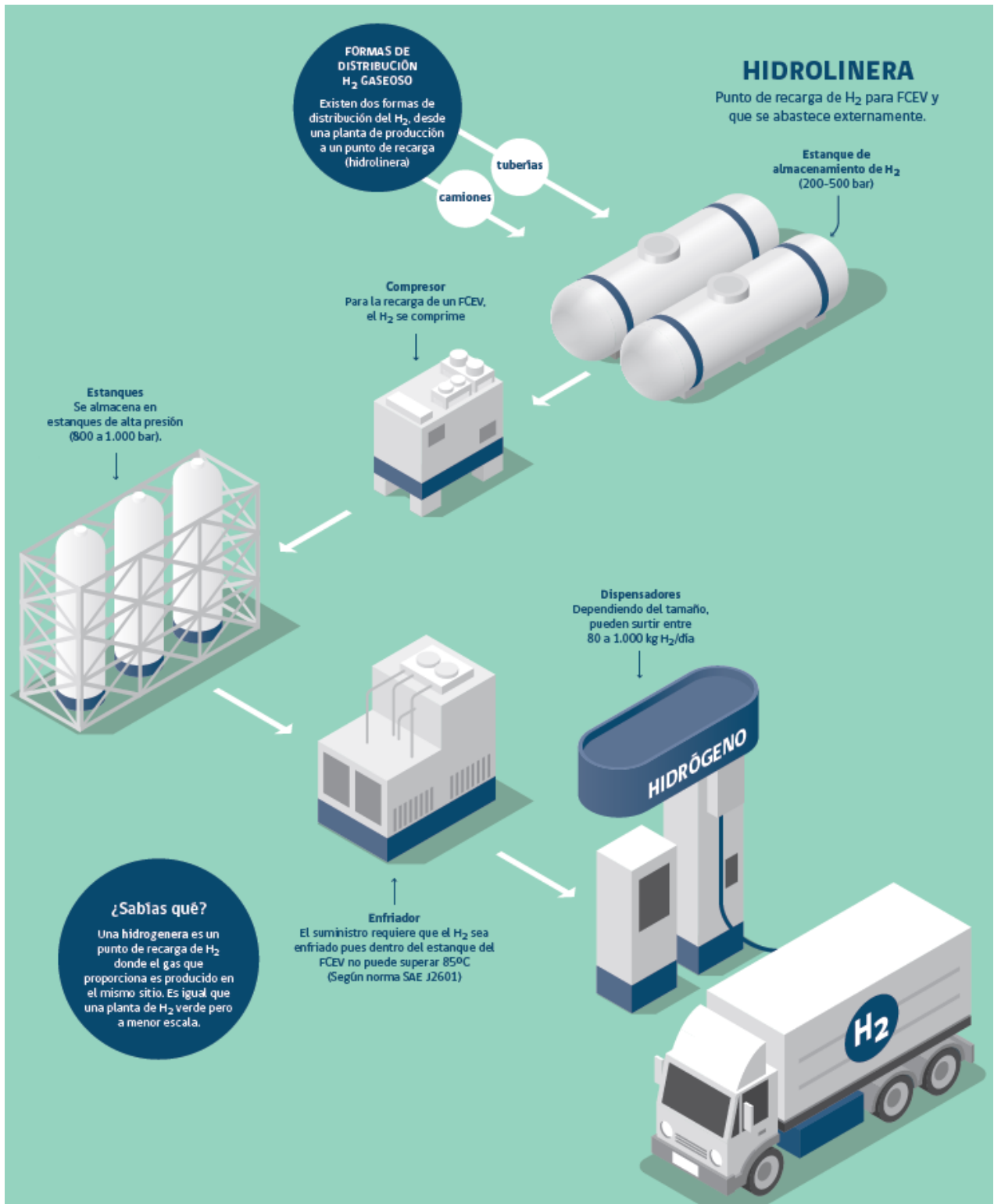


Figura 4.34: Componentes de una estación de carga o hidrolinera [20].

El tipo de celda de combustible mas empleado en transporte con hidrógeno es la tipo PEM, las que entregan energía al motor eléctrico de forma continua, sin decaer el flujo eléctrico mientras se le suministre hidrógeno (no baja la potencia cuando el estanque se está vaciando), así como poseen rápidos tiempo de partida. Dependiendo de la capacidad de almacenamiento de hidrógeno, un ca-

mión puede tardar entre 10-11 minutos para una recarga completa que le otorgaría del orden de 750 km de autonomía [20].

Los FCEV son tecnologías cero emisión que tienen un sistema propulsor constituido por el motor eléctrico, la celda de combustible de hidrógeno PEM, el pack de baterías auxiliares y el estanque de almacenamiento de H_2 hechos de un material compuesto con espesores entre 70 a 100 mm. Estos sistemas deben ser integrados en el chasis de los vehículos, como se esquematizan para camiones a hidrógeno en la Figura 4.35 [20].

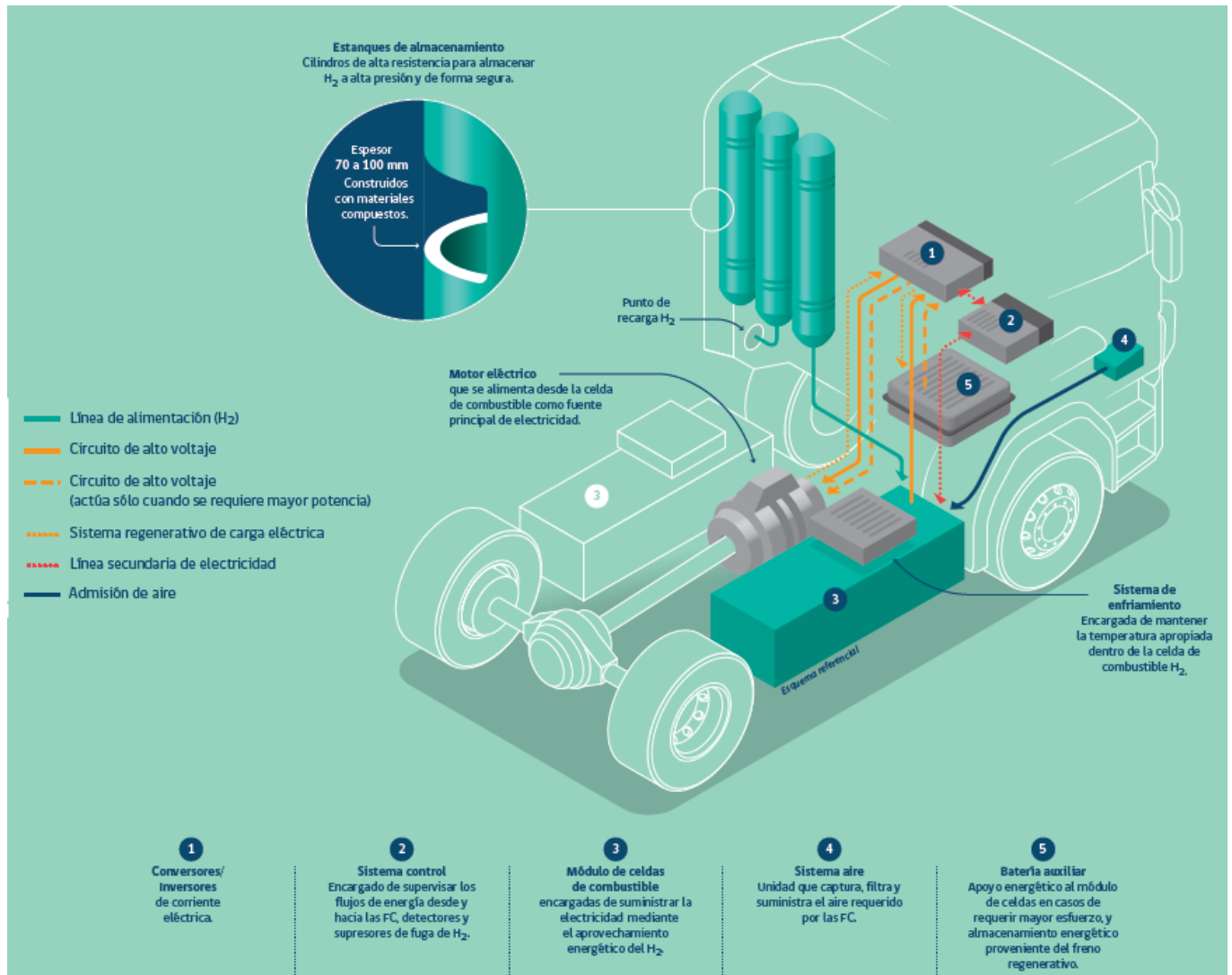


Figura 4.35: Configuración de FCEV (fuel cell electric vehicles) para un camión de hidrógeno [20].

La compañía norteamericana Nikola Motor lanzó al mercado el 2016 el primer camión de carga en base a celdas de combustible, denominado Nikola One. El camión con una potencia de 746 kW ofrece un rango de servicio entre 1.200 y 1.900 km, alrededor del doble de lo que un camión diésel promedio ofrece. El camión incluye frenado regenerativo, tiene un peso de alrededor de 900 kg menos que un bus diésel convencional y cuenta con mayor torque. La compañía comenzó a entregar los vehículos el 2020, con 5.000 unidades. Espera resolver el problema de infraestructura de

carga de hidrógeno a través de la integración vertical, lo que implica producir y distribuir su propio hidrógeno [2].

Por otro lado la compañía automotriz Toyota, ha llevado la tecnología del Toyota Mirai a un nuevo nivel, con el diseño y la producción de un concepto de camión comercial sin emisiones utilizando como combustible el hidrógeno. Desarrollado para soportar las operaciones de transporte en puertos en Los Ángeles, el proyecto Project Portal desarrolla una plataforma de camiones pesados, con doble celda de combustible que funcionan en conjunto con una batería de 12 kWh. Con este motor de cero emisiones en su núcleo, el Project Portal Concept de alta resistencia genera 500 kW y 1,96 Nm de torque con un rango de manejo de 320 km, para una capacidad de peso combinado de 36 toneladas [2]. Otros fabricantes de camiones con celdas de combustible son Hyundai, Hizon y la empresa conjunta del Grupo Volvo y Daimler Trucks.

La Figura 4.36 muestra un esquema conceptual del transporte de hidrógeno y oxígeno de la planta hacia el Hospital Regional de Concepción.

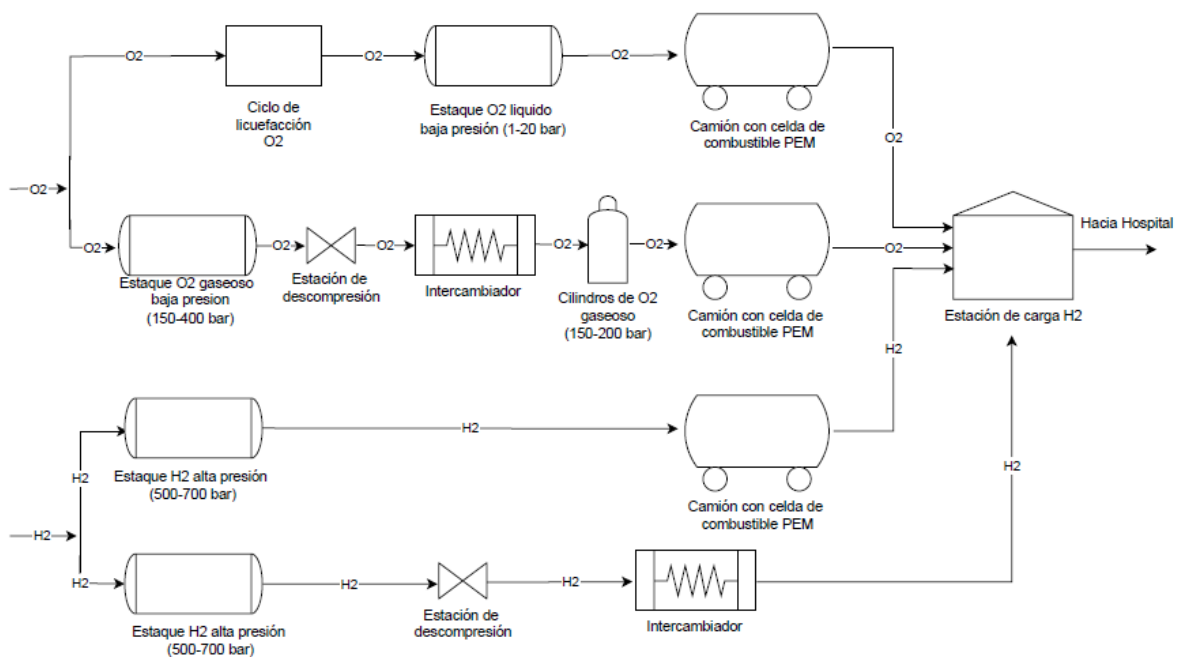


Figura 4.36: Esquema conceptual del transporte de hidrógeno y oxígeno hacia el Hospital Regional de Concepción.

4.8. Selección de la fuente renovable y la ubicación de la planta

Dado que el hidrógeno verde se produce con fuentes de energía que son variables e inciertas en el tiempo, el tipo de fuente y la ubicación de la planta son fundamentales para lograr una producción acorde a la demanda de energía del Hospital Regional de Concepción. El tipo de fuente va de la mano con la ubicación de la planta, pues la cantidad de recurso renovable, y por ende la generación de energía, depende fuertemente del emplazamiento, sobre todo en un país con una gran diversidad de flora, fauna y climas como lo es Chile, tal como lo muestra la Figura 2.10.

El objetivo de esta sección corresponde a establecer el recurso renovable, que pueda abastecer

con energía la mayor cantidad de tiempo a la planta, y con ello establecer la ubicación de tal manera de lograr la mayor producción de hidrógeno.

Los sectores solares y eólicos están madurando aceleradamente. En 6 años, Chile ha quintuplicado su capacidad de generación de esas fuentes y se proyecta que, al 2030, hasta el 70% de su matriz eléctrica sea renovable, tal como se ve en la Figura 2.9. En el norte de Chile se encuentra la radiación solar más alta del planeta. Se alcanzan factores de planta de 35% en plantas fotovoltaicas monofaciales de seguimiento en 1 eje. La generación solar en la zona central es más competitiva que la generación eléctrica con energía fósil. Este potencial es cercano a grandes centros de consumo, a redes de gas y a centros logísticos portuarios y viales. Los vientos del extremo austral soplan con la misma energía en tierra que mar adentro. Turbinas eólicas de 120 metros de altura pueden alcanzar factores de planta sobre 60% en tierra, equivalente a turbinas off-shore en otros países, tal como se ve en la Figura 2.10 [23].

El Ministerio de Energía proyecta que las bajas en costos de electrolizadores y de generación renovable habilitarán un hidrógeno verde competitivo doméstica e internacionalmente. El hidrógeno verde producido en el Desierto de Atacama y en la Región de Magallanes tendría el costo nivelado de producción más bajo del mundo al 2030, tal como se ve en la Figura 4.37. La calidad de los recursos renovables de esas zonas habilitarán una producción competitiva a gran escala [23].

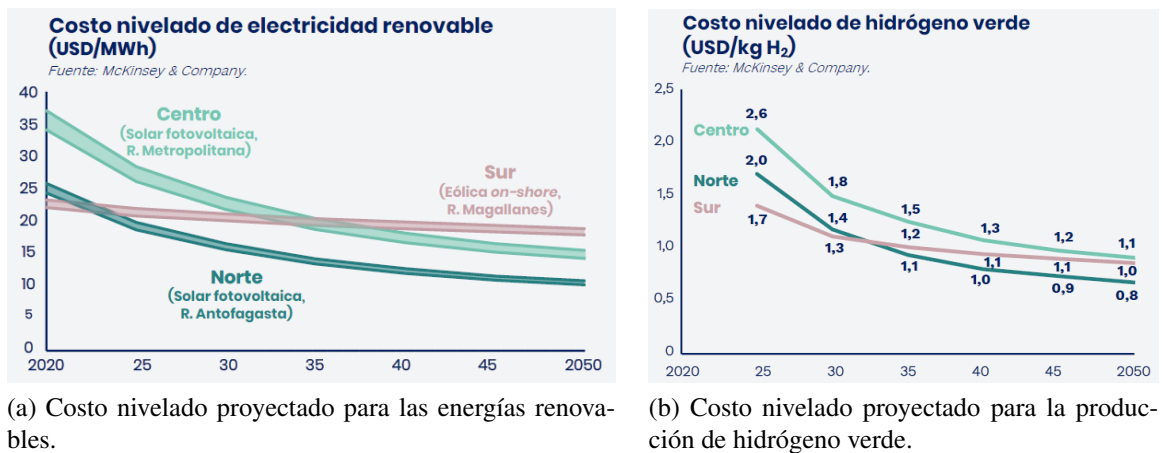


Figura 4.37: Proyecciones de costos nivelados de energía [23].

En cuanto a la Región del Bio Bio esta posee una capacidad instalada total de 4.635 MW de potencia siendo el 18% a nivel nacional. La energía eólica posee una capacidad instalada de 131 MW siendo el 2,8% de la capacidad total, por su parte la energía solar fotovoltaica posee una capacidad instalada de 5,2 MW siendo el 0,10% de la capacidad total tal como se ve en la Tabla 4.45. Se proyecta que al 2022 la capacidad instalada eólica sera de 420 MW y la solar fotovoltaica de 32,2 MW, tal como se ve en la Tabla 4.46 y la Figura 4.38 [33].

Tabla 4.45: Capacidad instalada energía eólica y solar fotovoltaica en región del Bio Bio 2021 [33].

Central	Comuna	Tecnología	Potencia [MW]	Año puesta en servicio
PE Cuel	Los Ángeles	Eólica	32,5	2014
PE Lebu	Lebu	Eólica	9,3	2014
PMGD PE Huajache	Lebu	Eólica	6,0	2015
PMGD PE Raki	Lebu	Eólica	9,0	2015
PE Los Bueno Aires	Los Ángeles	Eólica	23,9	2016
PMGD PE Las Peñas	Arauco	Eólica	8,4	2016
PMGD PE Lebu III	Lebu	Eólica	5,2	2016
PE La Esperanza	Negrete	Eólica	10,3	2017
PMGD PE El Nogal	Mulchén	Eólica	8,9	2019
PE El Maiten	Laja	Eólica	9,0	2020
PMGD PE El Arrebol	Lebu	Eólica	9,0	2020
PMGD PFV El Resplandor	Cabrero	Solar fotovoltaica	2,6	2020
PMGD PFV SDSI	Los Ángeles	Solar fotovoltaica	2,6	2021

Tabla 4.46: Proyectos de generación eléctrica eólica y solar fotovoltaica en construcción 2021 [33].

Proyecto	Tecnología	Potencia [Mw]	Año entrada
Parque Eólico Mesamavida	Eólica	60	07-2021
PE Lomas de Duqueco	Eólica	57	07-2021
Los Olmos	Eólica	100	08-2021
Campo Lindo	Eólica	72	03-2021
PMGD FV Cortijo	Solar fotovoltaica	9	07-2021
PMGD FV Puelche	Solar fotovoltaica	3	08-2021
PMGD Cabrero Solar	Solar fotovoltaica	9	11-2021
PMDG FV Fulgor	Solar fotovoltaica	3	11-2021
PMGD FV El Raco	Solar fotovoltaica	3	02-2022

**POTENCIA PROYECTADA REGION BIO BIO
2022 [%]**

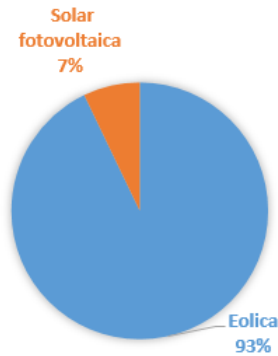


Figura 4.38: Distribución de capacidad instalada proyectada de energía eólica y solar fotovoltaica región del Bio Bio 2022 [33].

Es así que dada la madurez tecnológica la energía solar fotovoltaica y/o eólica se posicionan como dos alternativas con una fuerte penetración en el ámbito nacional, y con un gran potencial para aplicaciones de hidrógeno verde. En particular en la región del Bio Bio se posee una alta penetración de la energía eólica tal como se ve en la Figura 4.38 y 2.10, proyectándose la disminución de sus costos nivelados en la zona sur del país como se ve en la Figura 4.37. Dado lo anterior la energía eólica se escoge como fuente primaria para el abastecimiento de la planta. La Tabla 4.47, contiene los principales proveedores de aerogeneradores en el mundo.

Tabla 4.47: Principales proveedores de turbinas eólicas en el mundo [9].

Fabricante	Pais
Acciona	España
Gamesa	
Ecotecnia	
Alstom	Francia
DeWind Co	
Enercon	Alemania
REpower Systems	
Siemens Wind Power	
Clipper Windpower	USA
GE Energy	
Windtec	
Dongfang Electric Co.Ltd	China
Sinovel	
Leitwind	Italia
Mitsubishi Power Systems	Japon
Vestas Wind Systems A/S	Dinamarca
WinWinD	Finlandia
EWT	Holanda

Por otro lado para la elección del emplazamiento mas adecuado se estudian posibles ubicaciones

con lo cual se definen los siguientes criterios de evaluación:

- **Análisis del recurso energético primario:** Dado que el recurso eólico es variable en el tiempo, se busca maximizar su presencia de tal manera de tener la mayor generación de energía. Ello involucra un análisis inicial de la generación renovable a lo largo del tiempo y con el ello el factor de planta.
- **Cercanía a la aplicación:** Emplazamientos muy alejados pueden elevar los costos de inversión del proyecto hasta un punto infactible, dado el transporte necesario desde la producción hacia el uso. Así también deben existir vías de conexión entre la producción y el uso de hidrógeno verde.
- **Disponibilidad de terreno:** Es importante maximizar el área disponible con tal de tener la mayor holgura para el dimensionamiento de la planta. Del mismo modo se deben evitar zonas protegidas (parques nacionales, reservas nacionales, yacimientos arqueológicos, etc), así como monumentos o edificios históricos (ruinas, iglesias, monumentos, etc). En particular se debe analizar la calidad del terreno, terrenos con alta rugosidad disminuyen la energía cinética del viento para el caso eólico, lo que produciría costos de tala o poda. Por ultimo un desnivel excesivo del terreno puede dificultar el transporte de los aerogeneradores hacia el emplazamiento.

4.8.1. Posibilidades de emplazamiento

Se proponen 6 ubicaciones en primera instancia las que se muestran en la Tabla 4.48, así como las Figuras 4.39 y 4.40, ellas se escogen dada la alta presencia del recurso del viento, la cercanía tanto a la aplicación como a vías de conexión, así como la disponibilidad de terreno y baja rugosidad del emplazamiento.

Tabla 4.48: Coordenadas topográficas de las ubicaciones de interés [9].

Ubicación	Latitud [°]	Longitud [°]
1	-36,68	-72,53
2	-36,78	-72,58
3	-36,84	-72,62
4	-36,87	-72,69
5	-36,92	-72,73
6	-37,15	-72,64

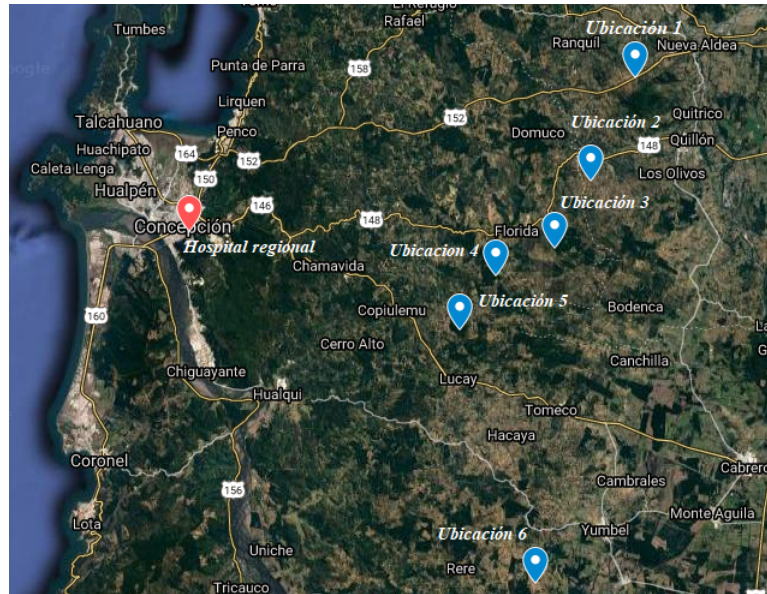


Figura 4.39: Mapa topográfico con las ubicaciones de interés [34].

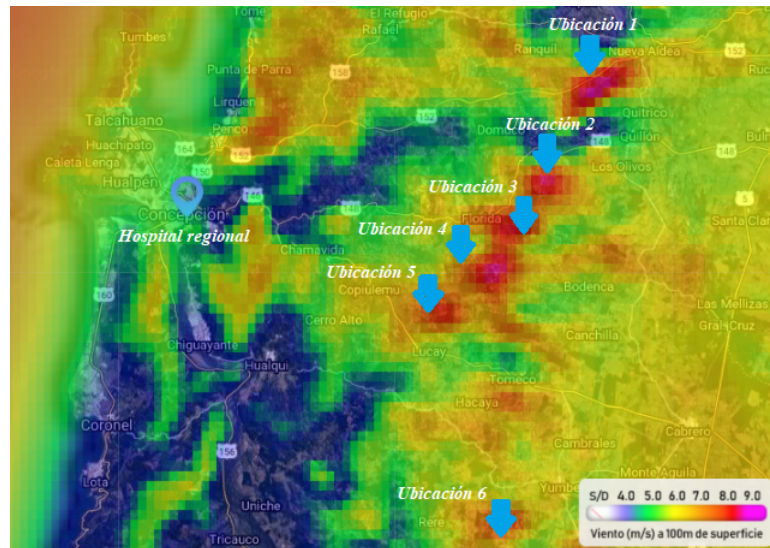


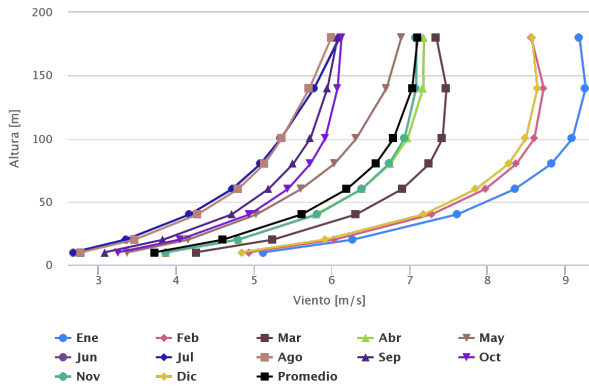
Figura 4.40: Mapa de la distribución del recurso viento en las ubicaciones de interés [9].

4.8.2. Análisis de recurso energético primario

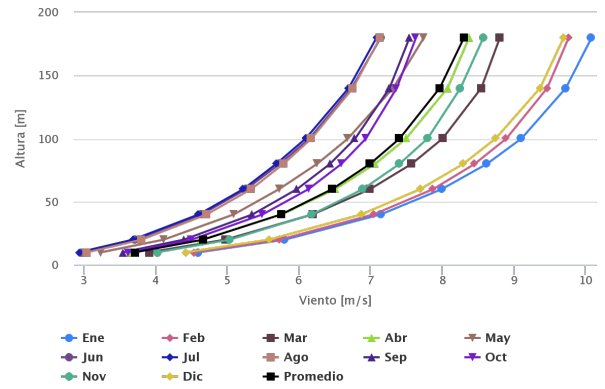
Para analizar el recurso del viento en las zonas de interés se utiliza el Explorador Eólico, analizando el viento a una altura de 100 m con el modelo Recon 1980-2017 [9]. Los resultados obtenidos se muestran a continuación.

4.8.2.1. Perfiles verticales de velocidad del viento

Las Figuras 4.41, 4.42 y 4.43 muestran los perfiles verticales de la velocidad del viento a lo largo del año para las ubicaciones de interés [9].

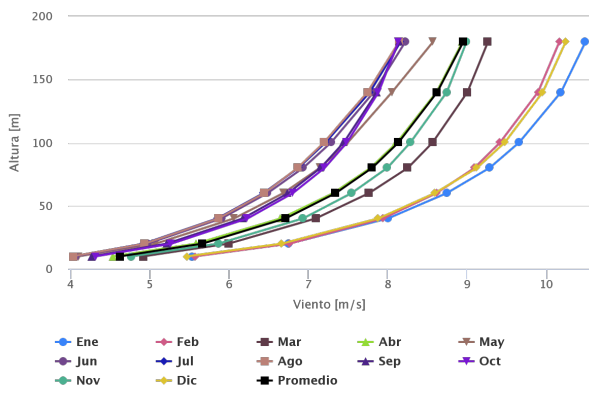


(a) Perfiles verticales de la **Ubicación 1**.

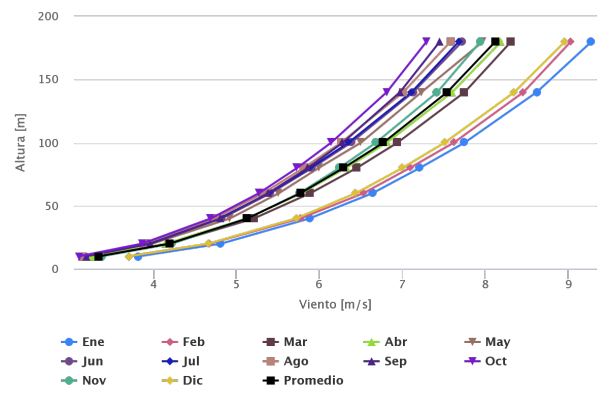


(b) Perfiles verticales de la **Ubicación 2**.

Figura 4.41: Comparación perfiles verticales de la velocidad del viento [9].

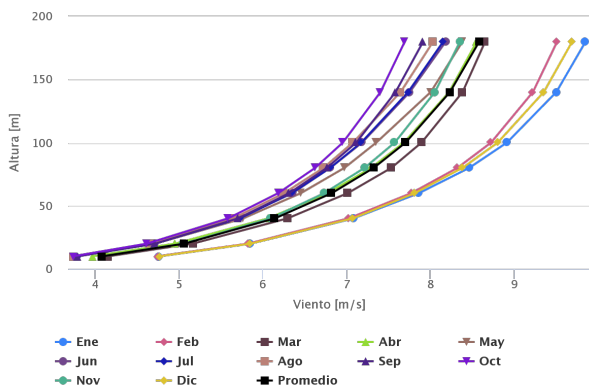


(a) Perfiles verticales de la **Ubicación 3**.

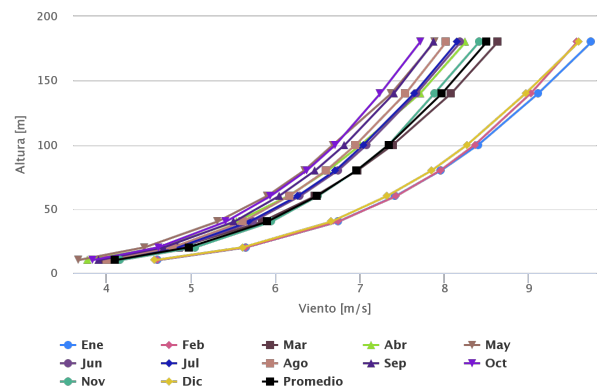


(b) Perfiles verticales de la **Ubicación 4**.

Figura 4.42: Comparación perfiles verticales de la velocidad del viento [9].



(a) Perfiles verticales de la **Ubicación 5**.

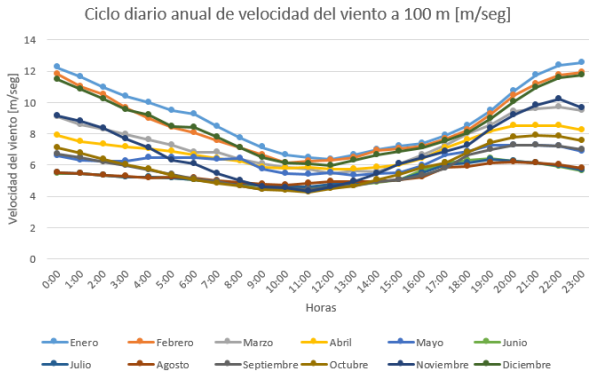


(b) Perfiles verticales de la **Ubicación 6**.

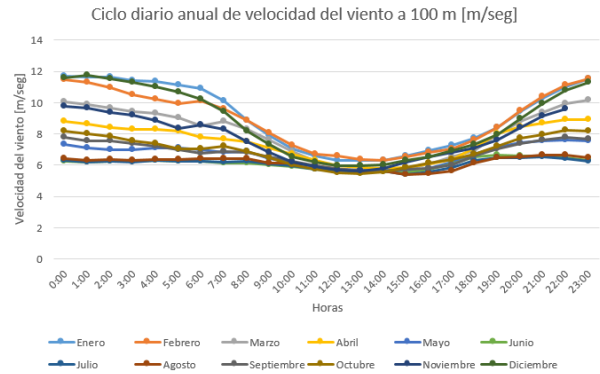
Figura 4.43: Comparación perfiles verticales de la velocidad del viento [9].

4.8.2.2. Ciclo diario anual de velocidad del viento

Las Figuras 4.44, 4.45 y 4.46 muestran el ciclo diario de la velocidad del viento a lo largo del año para las ubicaciones de interés a 100 m de altura [9].

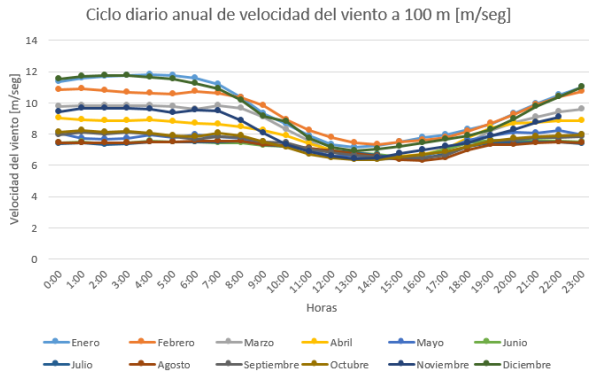


(a) Ciclo diario anual de la **Ubicación 1**.

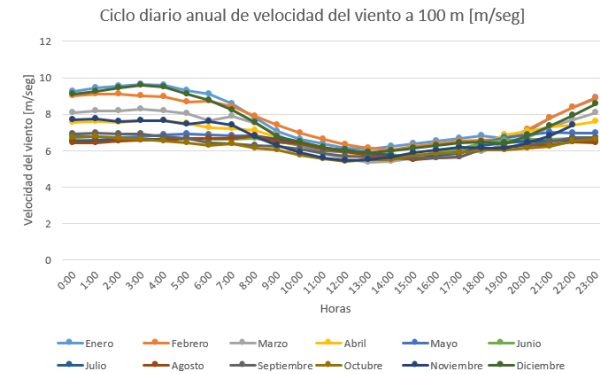


(b) Ciclo diario anual de la **Ubicación 2**.

Figura 4.44: Comparación ciclo diario anual de la velocidad del viento [9].

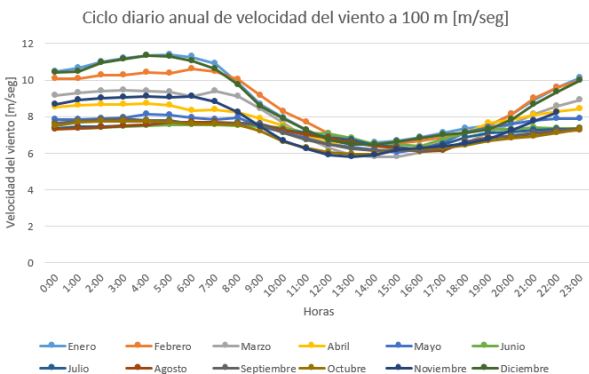


(a) Ciclo diario anual de la **Ubicación 3**.

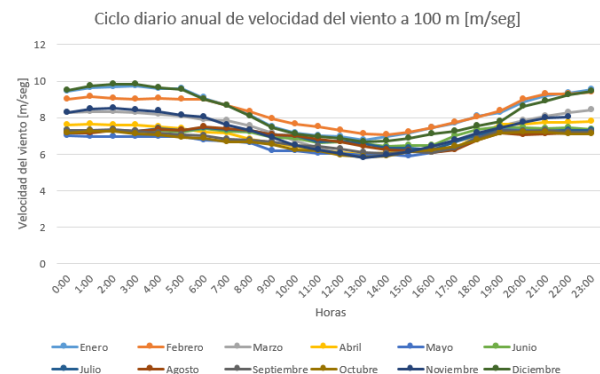


(b) Ciclo diario anual de la **Ubicación 4**.

Figura 4.45: Comparación ciclo diario anual de la velocidad del viento [9].



(a) Ciclo diario anual de la **Ubicación 5**.



(b) Ciclo diario anual de la **Ubicación 6**.

Figura 4.46: Comparación ciclo diario anual de la velocidad del viento [9].

La Tabla 4.49 compara las velocidades diarias para los posibles emplazamientos.

Tabla 4.49: Comparación general velocidades diarias para las diferentes ubicaciones [9].

Ubicación	U ₁	U ₂	U ₃	U ₄	U ₅	U ₆
Máxima [m/seg]	12,56	11,75	11,8	9,63	11,39	9,81
Promedio [m/seg]	6,79	7,39	8,13	6,77	7,70	7,33
Mínima [m/seg]	4,27	5,38	6,28	5,38	5,8	5,79

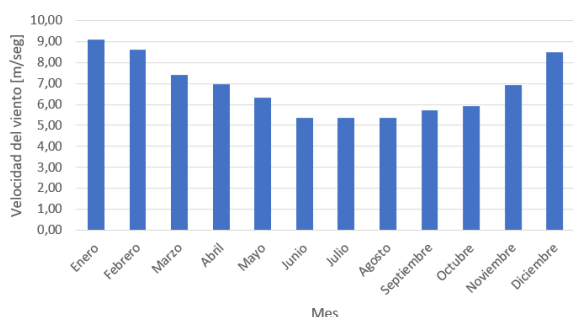
4.8.2.3. Ciclo anual de velocidad del viento

La Tabla 4.50, así como las Figuras 4.47, 4.48 y 4.49 muestran el ciclo anual de velocidad del viento para las ubicaciones de interés a 100 m de altura [9].

Tabla 4.50: Comparaciones de las velocidades promedio mensuales para las diferentes ubicaciones [9].

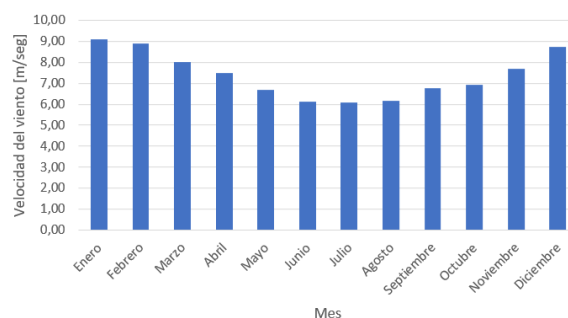
Mes	Velocidad U ₁ [m / seg]	Velocidad U ₂ [m / seg]	Velocidad U ₃ [m / seg]	Velocidad U ₄ [m / seg]	Velocidad U ₅ [m / seg]	Velocidad U ₆ [m / seg]
Enero	9,10	9,10	9,65	7,75	8,91	8,40
Febrero	8,60	8,88	9,41	7,62	8,72	8,36
Marzo	7,41	8,00	8,56	6,94	7,89	7,39
Abril	6,97	7,49	8,11	6,81	7,69	7,01
Mayo	6,31	6,68	7,49	6,50	7,35	6,68
Junio	5,34	6,14	7,28	6,38	7,21	7,08
Julio	5,34	6,09	7,21	6,35	7,17	7,04
Agosto	5,35	6,17	7,19	6,26	7,07	6,95
Septiembre	5,72	6,77	7,44	6,28	7,11	6,82
Octubre	5,91	6,93	7,48	6,14	6,95	6,71
Noviembre	6,93	7,70	8,23	6,64	7,53	7,31
Diciembre	8,49	8,74	9,49	7,51	8,80	8,27

Ciclo anual de velocidad del viento a 100 m [m/seg]



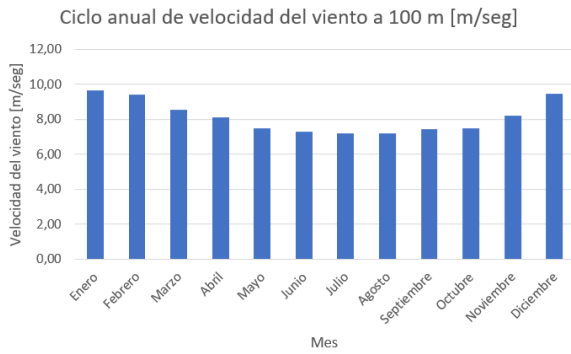
(a) Ciclo anual de la **Ubicación 1**.

Ciclo anual de velocidad del viento a 100 m [m/seg]



(b) Ciclo anual de la **Ubicación 2**.

Figura 4.47: Comparación ciclo anual de la velocidad del viento [9].



(a) Ciclo anual de la **Ubicación 3**.



(b) Ciclo anual de la **Ubicación 4**.

Figura 4.48: Comparación ciclo anual de la velocidad del viento [9].



(a) Ciclo anual de la **Ubicación 5**.



(b) Ciclo anual de la **Ubicación 6**.

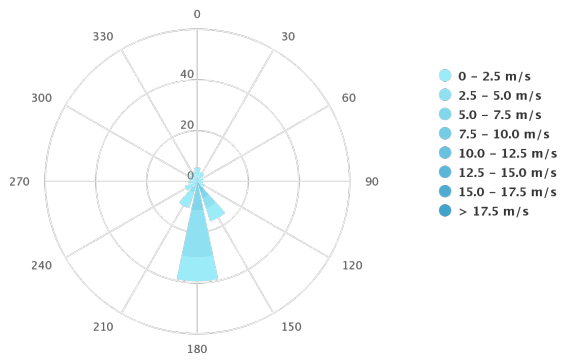
Figura 4.49: Comparación ciclo anual de la velocidad del viento [9].

4.8.2.4. Direccionalidad del viento

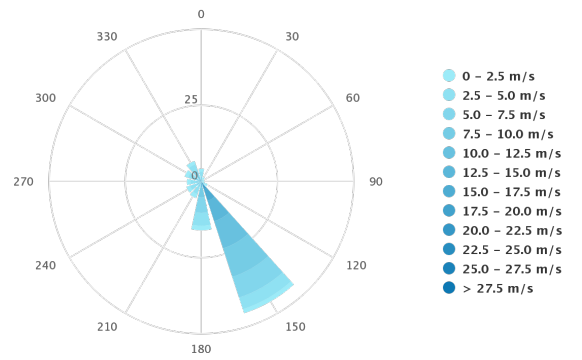
La Tabla 4.51, así como las Figuras 4.50, 4.51 y 4.52 muestran la direccionalidad del viento para las ubicaciones de interés a 100 m de altura [9].

Tabla 4.51: Comparación de la direccionalidad mas frecuente del viento para las ubicaciones de interés [9].

Ubicación	U ₁	U ₂	U ₃	U ₄	U ₅	U ₆
Dirección [°]	180	150	150	150	150	150
Velocidad mas frecuente [m / seg]	2,5-5	7,5-10	10-12,5	7,5-10	7,5-10	7,5-10
Frecuencia [%]	18,54	9,85	11,65	12,12	11,2	13,09

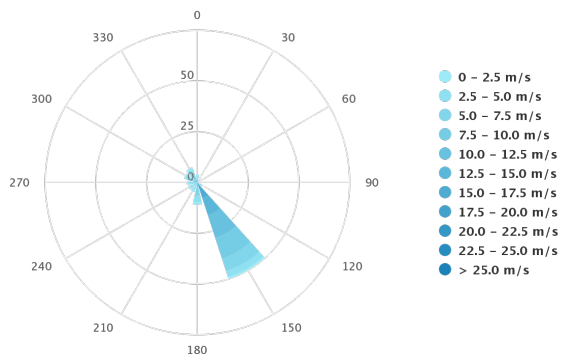


(a) Ciclo anual de la **Ubicación 1**.

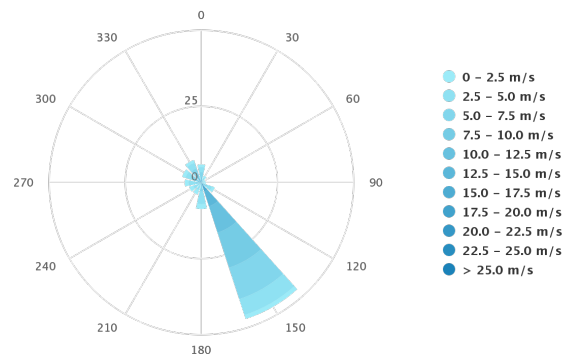


(b) Ciclo anual de la **Ubicación 2**.

Figura 4.50: Comparación ciclo anual de la velocidad del viento [9].

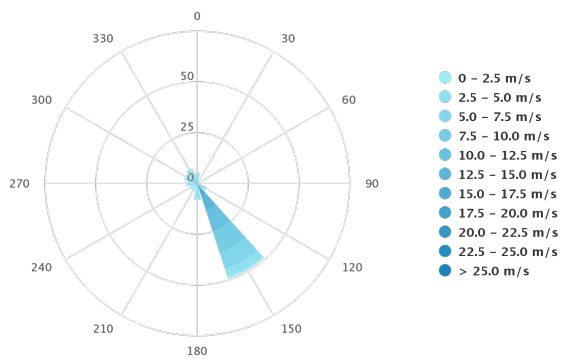


(a) Ciclo anual de la **Ubicación 3**.

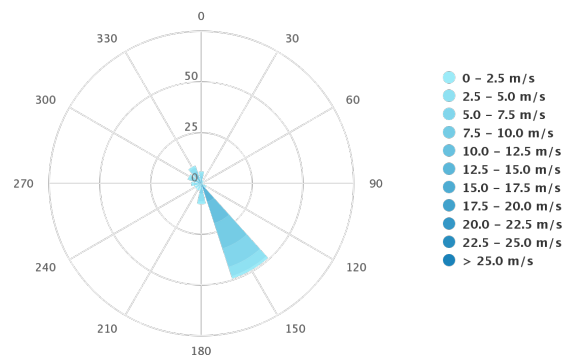


(b) Ciclo anual de la **Ubicación 4**.

Figura 4.51: Comparación ciclo anual de la velocidad del viento [9].



(a) Ciclo anual de la **Ubicación 5**.



(b) Ciclo anual de la **Ubicación 6**.

Figura 4.52: Comparación ciclo anual de la velocidad del viento [9].

4.8.3. Generación energética

El propósito de esta sección es analizar en primera instancia la generación de energía de las ubicaciones. Para ello, y en cualquier parque eólico, se debe escoger de manera adecuada el aerogenerador, un aerogenerador que no se adapta a las características del emplazamiento genera periodos de no generación, inestabilidades por turbulencias y periodos de emergencia. Analizar con ello la generación de energía y así determinar el factor de planta del conjunto ubicación-aerogenerador.

4.8.3.1. Elección aerogenerador

La elección de un aerogenerador para una zona de interés esta fuertemente relacionada con su curva de potencia y las velocidades del viento presentes en la ubicación. De este modo se debe procurar que la velocidad de arranque del aerogenerador sea menor a la velocidad mínima del viento en la zona, lo anterior de tal manera que no se posean periodos de no generación. Así también se debe procurar que la velocidad nominal del aerogenerador sea lo mas cercana posible a la velocidad promedio de la ubicación, de tal manera de operar a la máxima potencia la mayor cantidad de tiempo. Por otro lado, la velocidad de corte debe ser mayor a la máxima velocidad de la zona, con lo cual se garantiza que no existirán inestabilidades ni periodos de detención. Por ultimo se debe procurar escoger el aerogenerador produzca la mayor potencia con la menor velocidad nominal.

- $V_{arranque} < V_{minima}$
- $V_{nominal} \approx V_{promedio}$
- $V_{corte} > V_{maxima}$

De la Tabla 4.49 se puede observar que las velocidades mínimas se encuentran en el rango de 4-6 m/seg, las velocidades promedio entre 6-8 m/seg y las velocidades máximas entre 9-12 m/seg. En base a lo anterior, tras un testeo de mercado con los diferentes proveedores, el aerogenerador disponible comercialmente que mejor se adapta a las características de las ubicaciones corresponde al aerogenerador Windtec DD 3000-140, cuyas especificaciones técnicas se ven en la Tabla 4.52 y su curva de potencia se ve en la Tabla 4.53 y Figura 4.53 [9].

Tabla 4.52: Especificaciones técnicas del aerogenerador Windtec DD 3000-140 [9].* valores referenciales en base a ficha técnica de un aerogenerador similar [35].

Potencia nominal [kW]	3.000
Voltaje [V]*	690
Factor de potencia*	0,95
Tipo de generador*	Inducción de doble alimentación
Velocidad de arranque [m/seg]	3
Velocidad nominal [m/seg]	9,5
Velocidad de corte [m/seg]	20
Diámetro del rotor [m]	140
Altura de la góndola [m]	100-110

Tabla 4.53: Curva de potencia aerogenerador Windtec DD 3000-140 [9].

Velocidad [m/seg]	Potencia [kw]
1	0
2	0
3	48,87
4	206,95
5	470,53
6	859,86
7	1.396,56
8	2.096,78
9	2.803,15
9,5	3.005,69
10	3.005,69
11	3.005,69
12	3.005,69
13	3.005,69
14	3.005,69
15	3.005,69
16	3.005,69
17	3.005,69
18	3.005,69
19	3.005,69
20	3.005,69

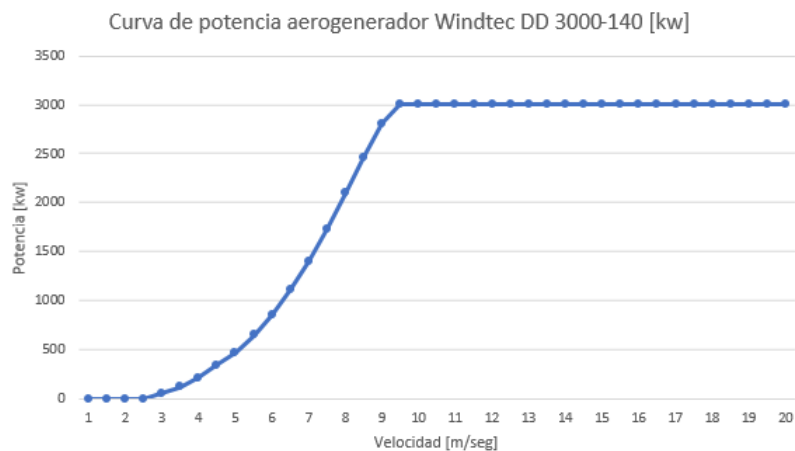
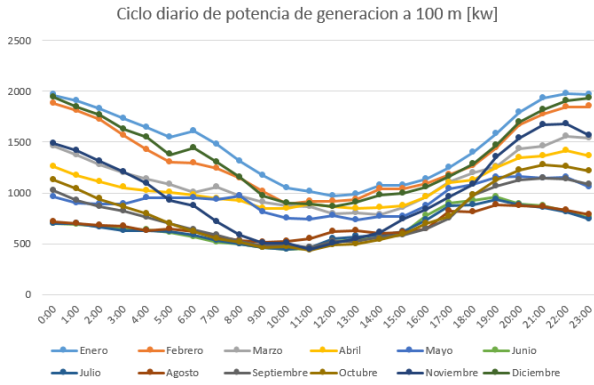


Figura 4.53: Curva de potencia aerogenerador Windtec DD 3000-140 [9].

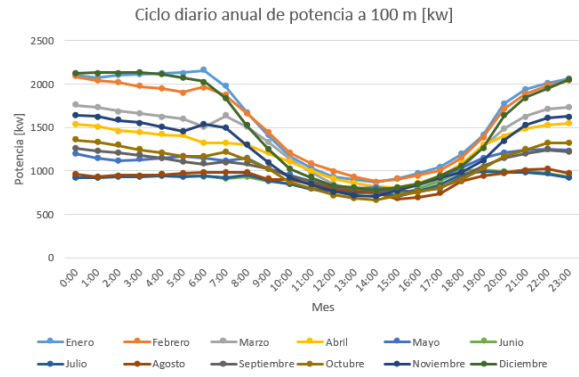
4.8.3.2. Ciclo diario anual de potencia de generación

Dada la distribución de velocidades del ciclo diario anual de las ubicaciones presentes en las Figuras 4.44, 4.45 y 4.46, así como la curva de potencia del aerogenerador Windtec DD 3000-140, se puede interpolar la potencia en función de la velocidad, obteniendo el ciclo diario anual de potencia de generación. Mediante el Explorador eólico se obtienen las Figuras 4.54, 4.55 y 4.56

tomando como altura de la góndola 100 m.

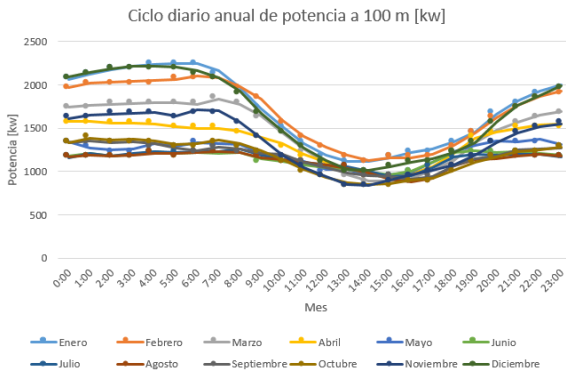


(a) Ciclo diario anual de la **Ubicación 1**.

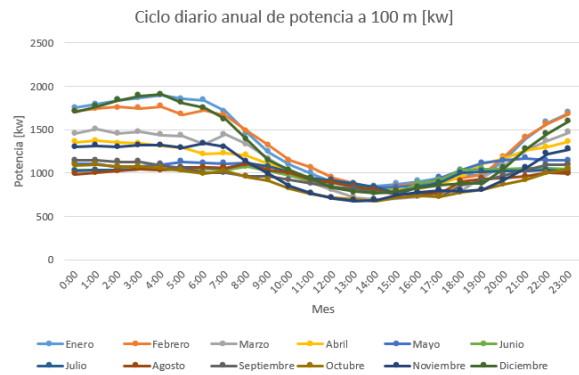


(b) Ciclo diario anual de la **Ubicación 2**.

Figura 4.54: Comparación ciclo diario anual de potencia generada [9].

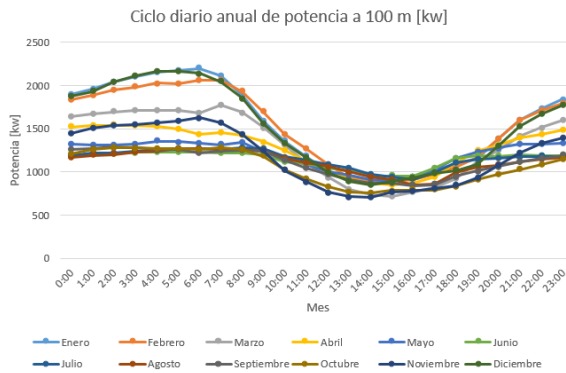


(a) Ciclo diario anual de la **Ubicación 3**.

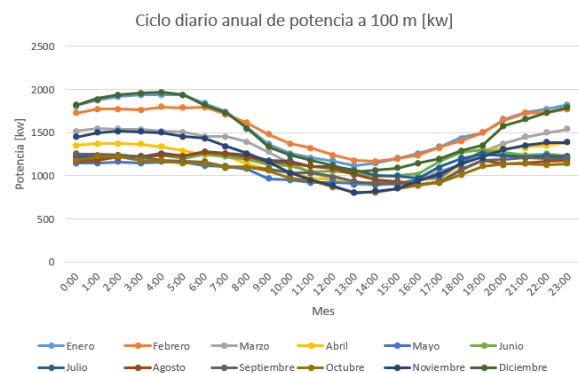


(b) Ciclo diario anual de la **Ubicación 4**.

Figura 4.55: Comparación ciclo diario anual de potencia generada [9].



(a) Ciclo diario anual de la **Ubicación 5**.



(b) Ciclo diario anual de la **Ubicación 6**.

Figura 4.56: Comparación ciclo diario anual de potencia generada [9].

4.8.3.3. Ciclo anual de generación de energía

Dado el ciclo diario anual de potencia generada para cada ubicación presente en las Figuras 4.54, 4.55 y 4.56, se puede obtener la energía mensual generada mediante la Ecuación 4.2. De este modo

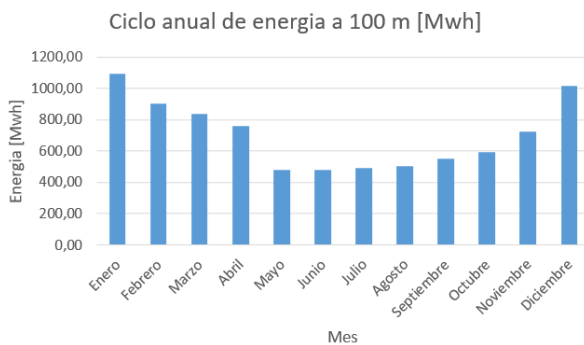
se obtiene la Tabla 4.54 y las Figuras 4.57, 4.58 y 4.59.

$$E_{m,j} = n_j \cdot \sum_{i=0}^{23} P_{ij} \cdot t_i \quad (4.2)$$

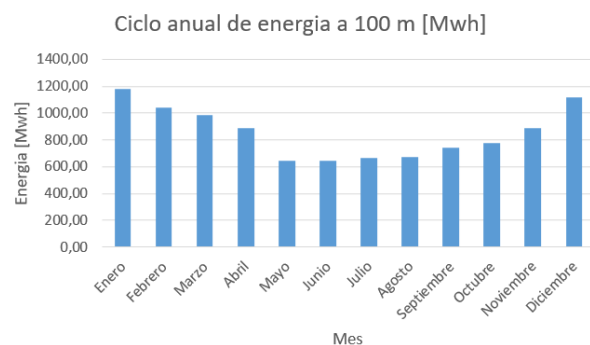
- $E_{m,j}$ [Mwh/mes]: Energía mensual generada en el mes j.
- P_{ij} [Mw]: Potencia generada en la hora i del mes j.
- $t_i = 1$ [h]: Tiempo de operación potencia.
- n_j : número de días del mes j.

Tabla 4.54: Comparación de la energía generada mensual para las diferentes ubicaciones.

Mes	Energía U ₁ [Mwh/mes]	Energía U ₂ [Mwh/mes]	Energía U ₃ [Mwh/mes]	Energía U ₄ [Mwh/mes]	Energía U ₅ [Mwh/mes]	Energía U ₆ [Mwh/mes]
Enero	1.097	1.181	1.279	1.006	1.152	1.165
Febrero	903	1.038	1.126	893	1.024	1.037
Marzo	836	986	1.086	847	987	957
Abril	763	887	974	808	920	846
Mayo	481	647	829	711	824	843
Junio	481	647	829	711	824	843
Julio	494	661	854	736	858	875
Agosto	506	668	836	710	831	840
Septiembre	552	742	847	692	798	793
Octubre	594	780	866	669	781	783
Noviembre	726	885	964	741	850	876
Diciembre	1.018	1.120	1.237	954	1.126	1.130

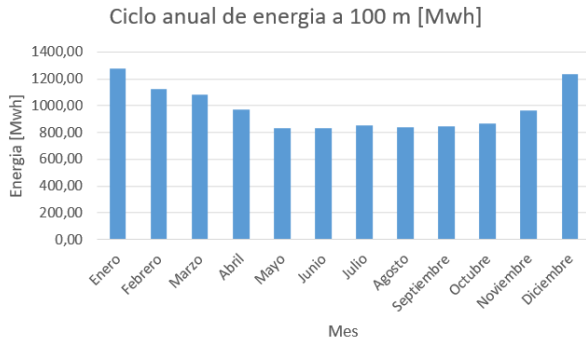


(a) Ciclo anual de la **Ubicación 1**.

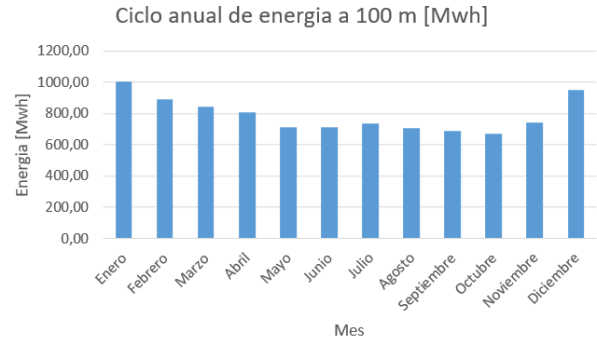


(b) Ciclo anual de la **Ubicación 2**.

Figura 4.57: Comparación ciclo anual de generación de energía [9].

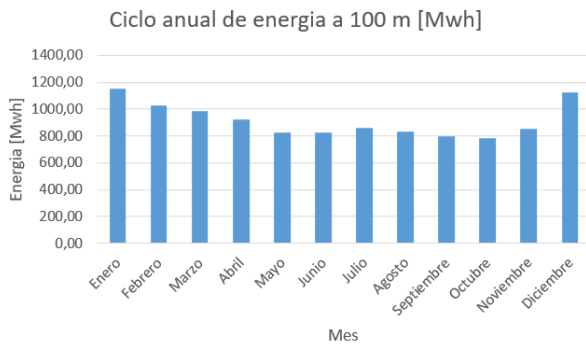


(a) Ciclo anual de la **Ubicación 3**.

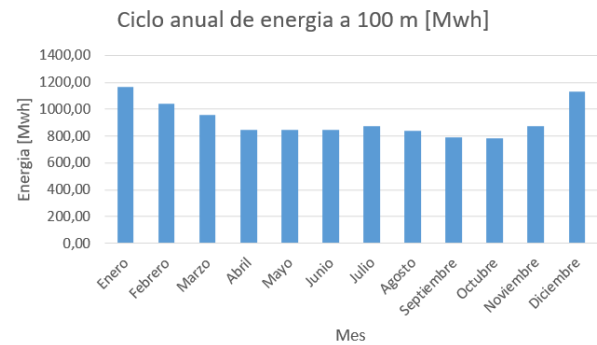


(b) Ciclo anual de la **Ubicación 4**.

Figura 4.58: Comparación ciclo anual de generación de energía [9].



(a) Ciclo anual de la **Ubicación 5**.



(b) Ciclo anual de la **Ubicación 6**.

Figura 4.59: Comparación ciclo anual de generación de energía [9].

La Tabla 4.55 resumen las principales características de la generación de los emplazamientos, donde el factor de planta se obtiene mediante la Ecuación 4.3.

$$FP = \frac{E_g}{E_a} \cdot 100 \quad (4.3)$$

- FP [%]: Factor de planta
- $E_g = \sum_{j=1}^{12} E_{m,j}$ [Mwh/año]: Energía anual generada por el aerogenerador
- $E_{m,j}$ [Mwh/mes]: Energía mensual generada en el mes j
- $E_a = P_n \cdot 365 \cdot 24$ [Mwh/año]: Energía máxima anual que podría generar el aerogenerador.
- P_n [Mw]: Potencia nominal del aerogenerador.

Tabla 4.55: Comparación de la generación de energía para las diferentes ubicaciones.

Ubicación	U ₁	U ₂	U ₃	U ₄	U ₅	U ₆
Potencia máxima [kw]	1.979	2.159	2.243	1.913	2.196	1.966
Potencia promedio [kw]	991	1.187	1.349	1.090	1.262	1.252
Potencia mínima [kw]	431	668	844	679	707	801
Energía promedio [Mwh/mes]	704,23	853,47	977,39	789,81	914,43	915,74
Factor de planta [%]	32,16	38,97	44,63	36,06	41,75	41,81

4.8.4. Cercanía a la aplicación

Como una primera aproximación se utiliza la plataforma Google Maps para determinar las posibles rutas de transporte terrestre desde las ubicaciones hacia el Hospital Regional de Concepción [36].

Las posibles rutas de transporte se pueden apreciar en las Figuras 4.60, 4.61 y 4.62, 4.63, 4.64 y 4.65 así como las distancias de separación se pueden ver en la Tabla 4.56.

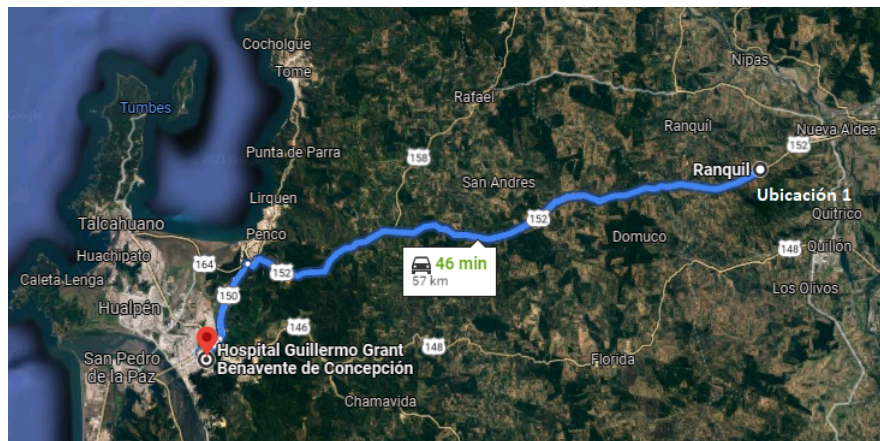


Figura 4.60: Rutas de transporte terrestre para la **Ubicación 1** [36].

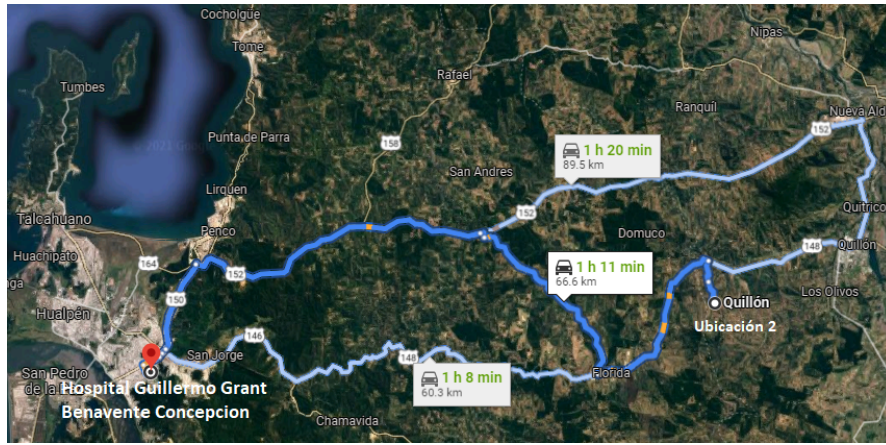


Figura 4.61: Rutas de transporte terrestre para la Ubicación 2[36].

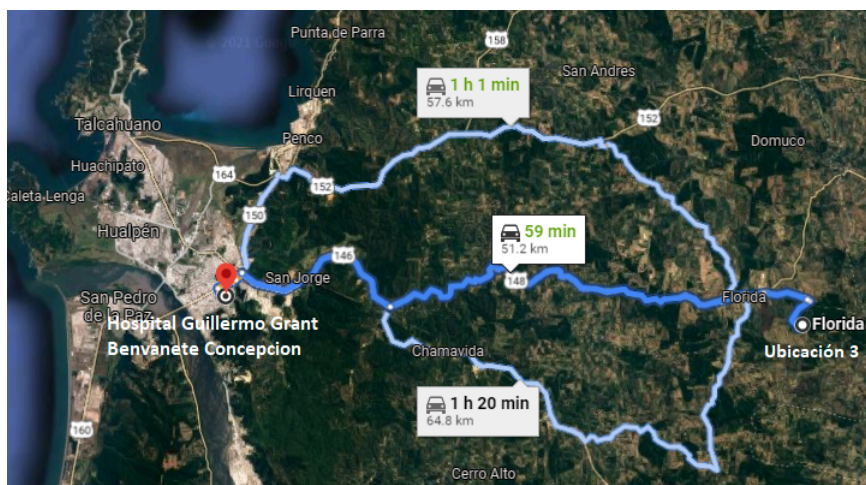


Figura 4.62: Rutas de transporte terrestre para la Ubicación 3 [36].

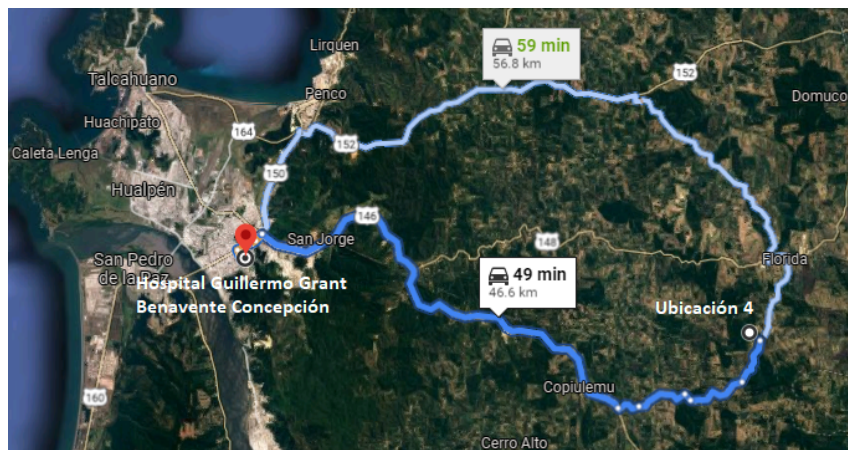


Figura 4.63: Rutas de transporte terrestre para la Ubicación 4[36].

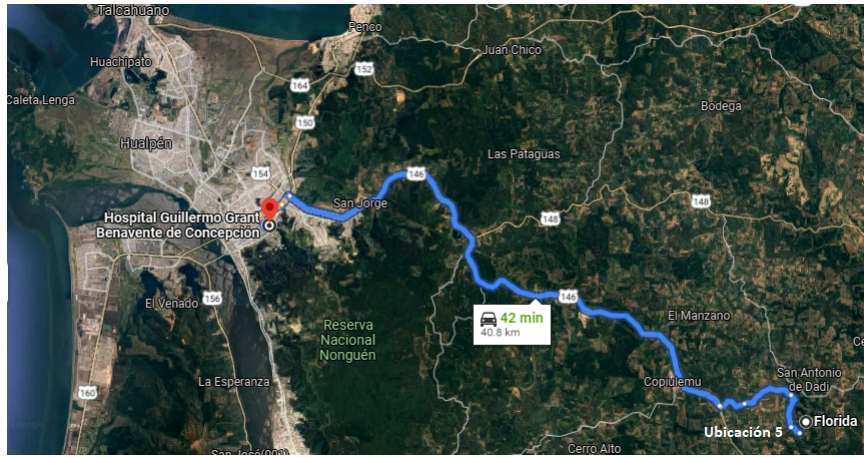


Figura 4.64: Rutas de transporte terrestre para la Ubicación 5[36].

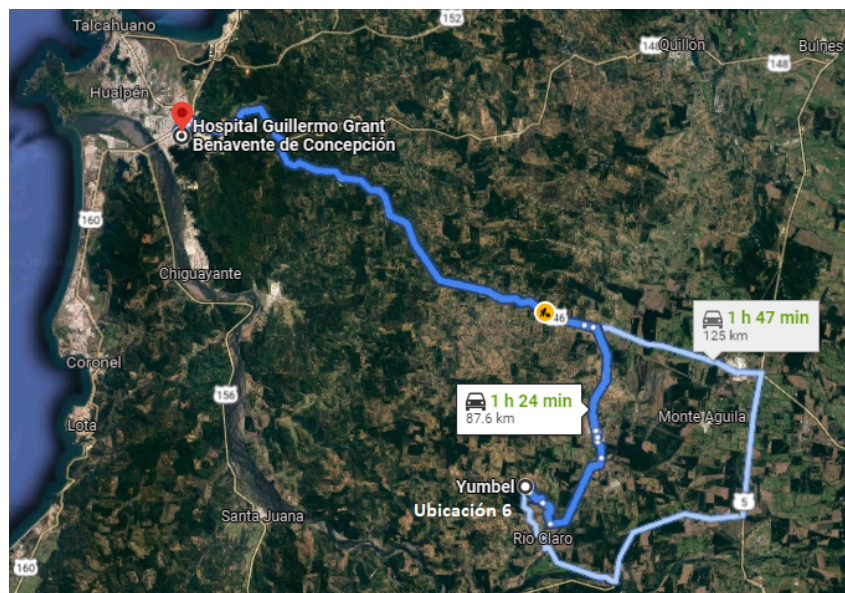


Figura 4.65: Rutas de transporte terrestre para la Ubicación 6[36].

Tabla 4.56: Distancia desde las diferentes ubicaciones al Hospital Regional de Concepción [36].

Ubicación	U ₁	U ₂	U ₃	U ₄	U ₅	U ₆
Distancia [km]	57	66,6	51,2	46,6	40,8	87,6

4.8.5. Disponibilidad de terreno

Como una primera aproximación se utiliza la plataforma Google Earth para determinar el área disponible de cada emplazamiento, procurando estar en las zonas donde se maximiza el recurso eólico, existe menos rugosidad del sector, así como se toman terrenos valdios para evitar zonas protegidas [34]. La estimación inicial del área disponible por zona se puede apreciar en las Figuras 4.66 a 4.71. La Tabla 4.57 compara las disponibilidad de terreno así como el desnivel máximo y la clase de rugosidad del terreno en base a la Tabla 2.3.

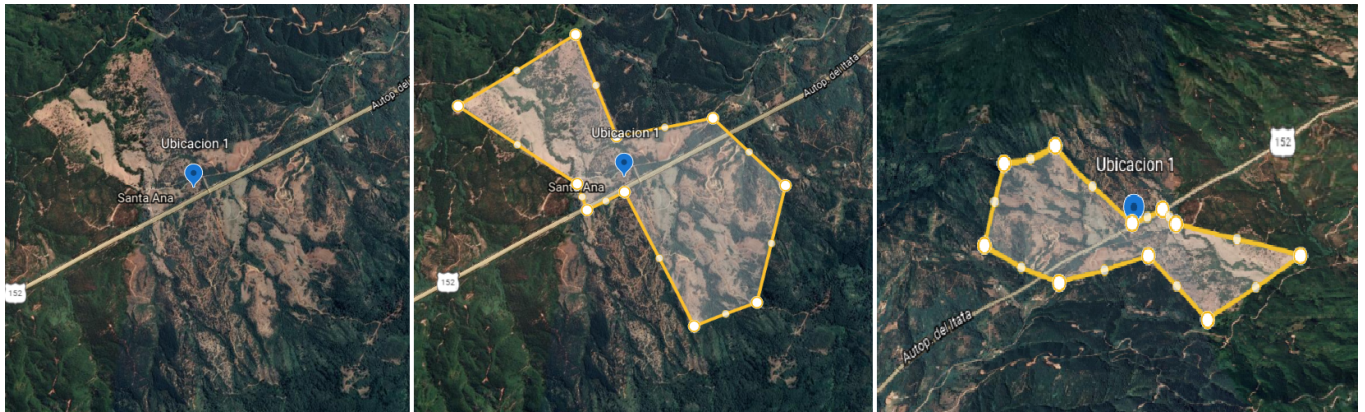


Figura 4.66: Vista general (izquierda), área estimada (centro) y vista del desnivel de terreno (derecha) **Ubicación 1.**

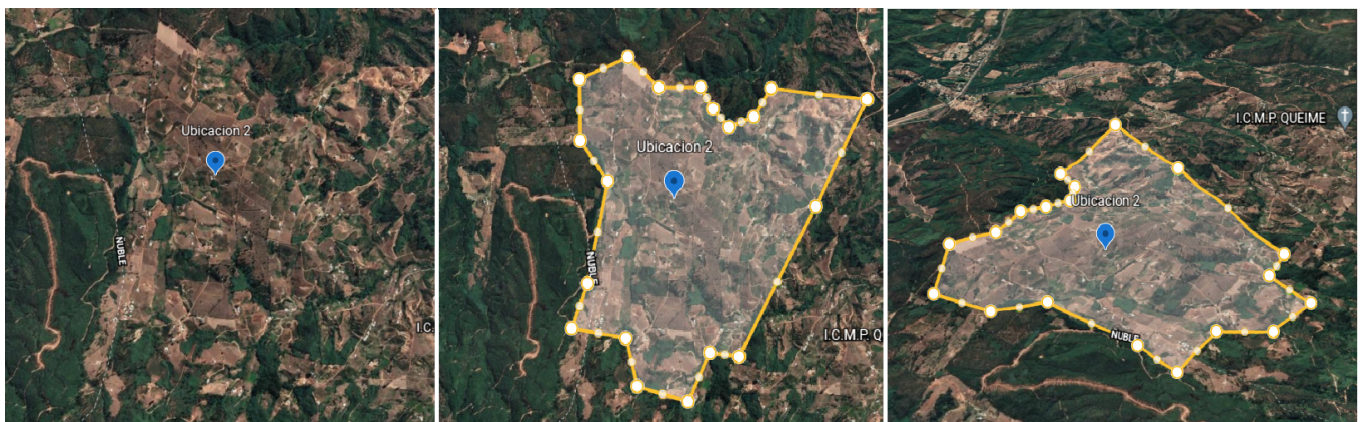


Figura 4.67: Vista general (izquierda), área estimada (centro) y vista del desnivel de terreno (derecha) **Ubicación 2.**

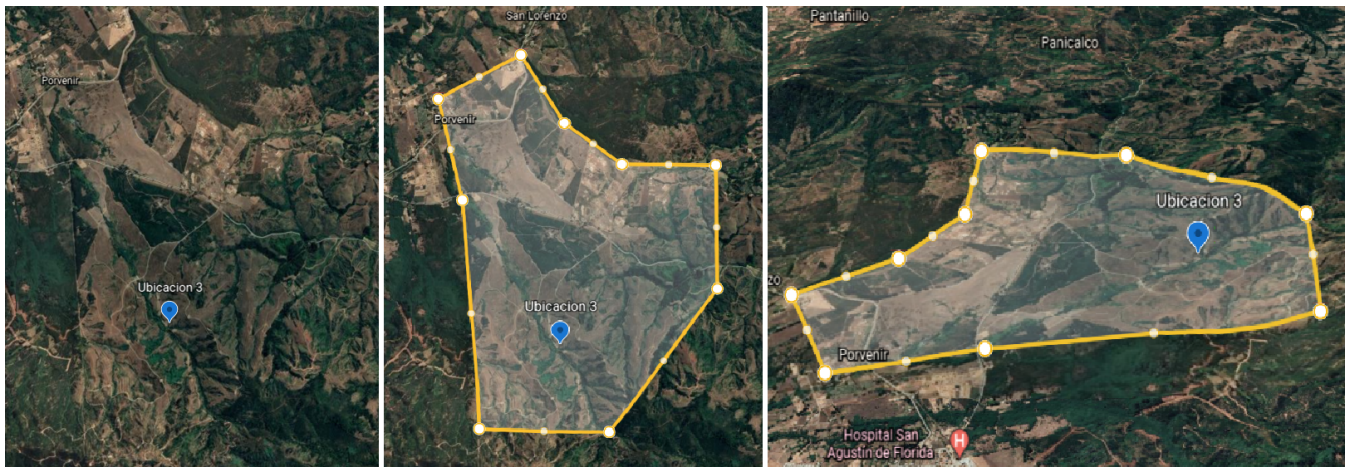


Figura 4.68: Vista general (izquierda), área estimada (centro) y vista del desnivel de terreno (derecha) **Ubicación 3.**



Figura 4.69: Vista general (izquierda), área estimada (centro) y vista del desnivel de terreno (derecha) **Ubicación 4**.



Figura 4.70: Vista general (izquierda), área estimada (centro) y vista del desnivel de terreno (derecha) **Ubicación 5**.

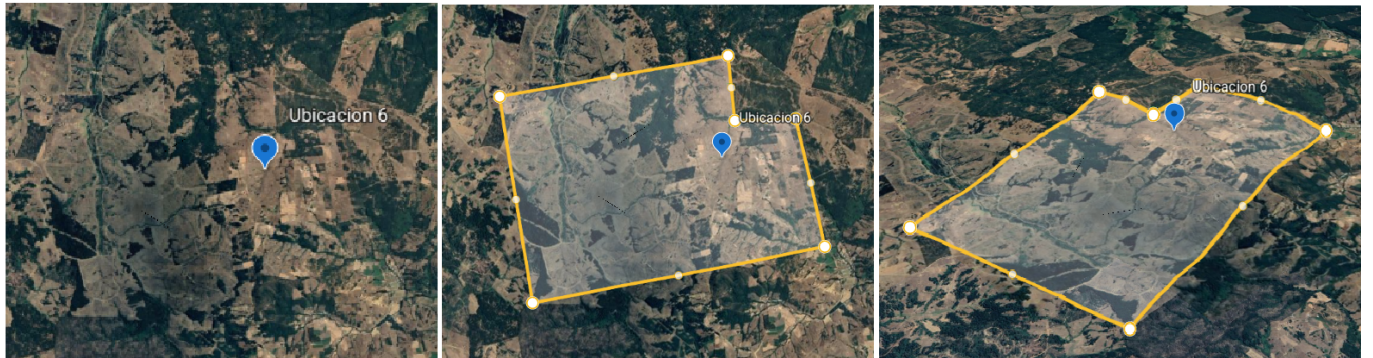


Figura 4.71: Vista general (izquierda), área estimada (centro) y vista del desnivel de terreno (derecha) **Ubicación 6**.

Tabla 4.57: Comparación de la disponibilidad de terreno de las diferentes ubicaciones.

Criterio	U ₁	U ₂	U ₃	U ₄	U ₅	U ₆
Altura máxima [msnm]	340	250	410	320	330	340
Altura mínima [msnm]	170	130	200	220	220	140
Desnivel máximo [m]	170	120	210	100	110	200
Clase de rugosidad	2	2,5	2	2,5	2,5	1

La Tabla 4.58 y Figura 4.72 muestra las zonas protegidas y santuarios de la naturaleza, y la Tabla 4.59 junto con la Figura 4.73 muestra los monumentos y edificios históricos cercanos a las ubicaciones de interés.

Tabla 4.58: Zonas protegidas y santuarios de la naturaleza en las cercanías de las ubicaciones de interés [37].

Zonas protegidas	Localidad
Parque Nacional Nonguen	Concepción
Parque Jorge Alessandri	Coronel
Parque Botánico Isidora Goyenechea de Cousiño	Lota
Parque Tumbes	Talcahuano
Santuario Parque Hualpen	Hualpen

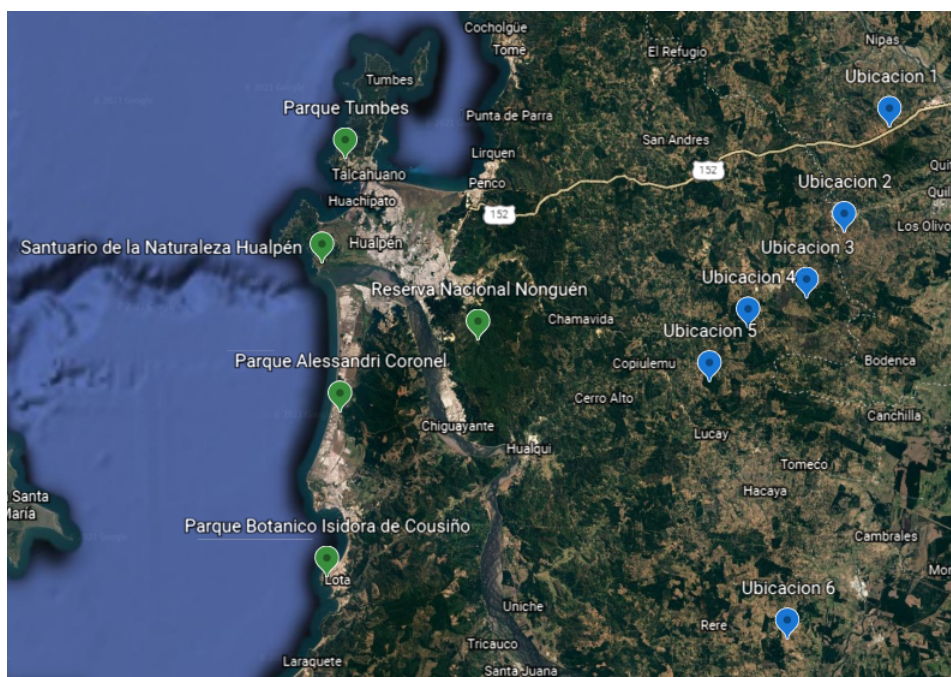


Figura 4.72: Zonas protegidas y santuarios de la naturaleza en las cercanías de las ubicaciones de interés [37].

Tabla 4.59: Monumentos y edificios históricos presentes en las cercanías de las ubicaciones de interés [38].

Monumento	Localidad
Universidad de Concepción	Concepción
Ruinas del Mercado central de Concepción	Concepción
Ruinas Del Teatro Enrique Molina Garmendia	Concepción
Mauseolo del General José Maria de la Cruz	Concepción
Museo de Historia Natural de Concepción	Concepción
Restos del convento de la Merced	Concepción
Parque Hito Galvarino	Coronel
Torre Centenario	Lota
Mina Chiflón el diablo	Lota
Centro Cultural Pabellón 83	Lota
Teatro del Sindicato N°6 de Los Mineros de Lota	Lota
Central Hidroeléctrica Chivilingo	Lota
Fuerte de Calcula	Lota
Fuerte de Lota	Lota
Fuerte la Planchada	Penco
Fuerte Santa Juana	Santa Juana
Memoria Fuerte El Morro Talcahuano	Talcahuano
Ex Fabrica Textil Bellavista Florida	Tome
Deportivo y Cine Bellavista	Tome
Campanario de Rere	Yumbel

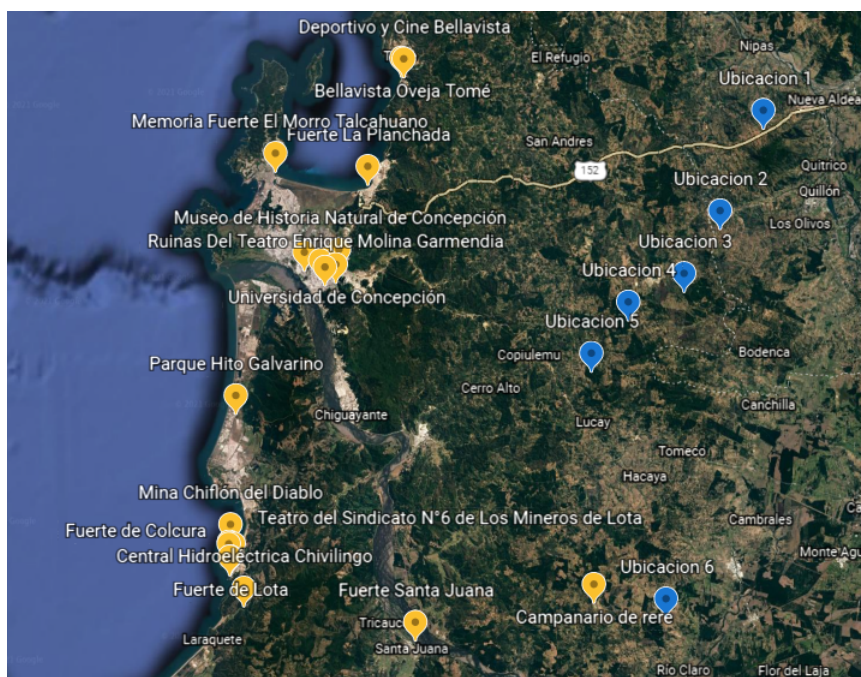


Figura 4.73: Monumentos y edificios históricos en las cercanías de las ubicaciones de interés [38].

4.8.6. Comparación de las ubicaciones posibles

La Tabla 4.60 compara los diferentes criterios estudiados anteriormente para las posibles ubicaciones.

Tabla 4.60: Comparación de las posibles ubicaciones de la planta de hidrógeno verde.

Ubicación	U ₁	U ₂	U ₃	U ₄	U ₅	U ₆
Velocidad promedio [m/seg]	6,79	7,40	8,13	6,77	7,70	7,34
Direccionalidad	3	2	1	1	1	1
Potencia promedio [kw]	991	1.187	1.349	1.090	1.262	1.252
Energía promedio mensual [Mwh]	704,23	853,47	977,39	789,81	914,43	915,74
Factor de planta [%]	32,16	38,97	44,63	36,06	41,75	41,81
Cercanía [km]	57	66,6	51,2	46,6	40,8	87,6
Disponibilidad de terreno [km ²]	1,76	2,9	9,94	4,55	4,28	9,02
Desnivel máximo [m]	170	120	210	100	110	200
Clase de rugosidad	2	2,5	2	2,5	2,5	1
Zonas protegidas	No	No	No	No	No	No

4.8.7. Elección de la ubicación de la planta

En primer lugar destacar que en base al análisis del recurso energético primario, se puede ver, del ciclo diario anual de velocidad del viento en las Figuras 4.44, 4.45 y 4.46, que la mayor velocidad del viento a lo largo del día se da entre las 00:00 y 6:00, teniendo la menor velocidad del viento entre las 10:00 y las 15:00. Lo anterior lleva a que la generación de potencia, presente en las Figuras 4.54, 4.55 y 4.56 posea un comportamiento similar, dado que la potencia es proporcional a la velocidad del viento.

Del mismo modo al analizar el ciclo anual de velocidad del viento, presentes en las Figuras 4.47, 4.48 y 4.49, se puede ver que la velocidad del viento es menor en los meses de invierno en comparación a los meses mas cálidos. De este modo la generación de energía, presente en las Figuras 4.57, 4.58 y 4.59, sigue un comportamiento similar. Dado lo anterior y al ver de la Figura 4.17, se hace inminente la necesidad de almacenamiento en los periodos de mayor producción que corresponde al verano, para los periodos de mayor consumo que corresponde a invierno, donde la producción es la menor.

Por otro lado, la ubicación óptima sera aquella que posea la mayor generación a lo largo del año, exista una baja direccionalidad del viento, disminuyendo las turbulencias. Así también debe estar lo mas cerca posible del uso final, tener la mayor disponibilidad de terreno, con un bajo desnivel y rugosidad, y alejado de zonas protegidas.

En base a la Tabla 4.60 las Ubicaciones 3 y 6 se perfilan con gran potencial, dado su alto factor de planta, disponibilidad de terreno, cercanía al uso final, baja rugosidad y direccionalidad. Sin embargo, ambas poseen un alto desnivel máximo de terreno, pero dada su alta disponibilidad de terreno

se espera escoger aquellas zonas con menores desniveles. Es así que la ubicación seleccionada es la Ubicación 3 pues existe el mayor factor de planta así como esta mas cerca de la aplicación final si se compara con la Ubicación 6.

4.9. Esquema conceptual de la planta de producción de hidrógeno verde

La Figura 4.74 entrega un diagrama de flujo de la planta de producción de hidrógeno y oxígeno. Se tiene que la energía es provista por una planta de energía eólica hacia el sistema de electrolisis, sistema de bombeo y compresión. El electrolizador PEM toma agua y electricidad obteniendo oxígeno e hidrógeno.

El hidrógeno generado pasa por un sistema de compresión multietapa con refrigeración intermedia, hasta ser almacenado en estanques a alta presión. Una fracción del hidrógeno se distribuye a las estaciones de carga que alimentan a camiones con celdas de combustible PEM, para efectuar el traslado al Hospital Regional de Concepción. El oxígeno pasa por un ciclo combinado de compresión multietapa con refrigeración intermedia, y licuefacción, obteniendo oxígeno gaseoso y liquido. Estos son almacenados en estanques que lo inyectan a camiones que funcionan con celdas de combustible PEM, para ser transportados al Hospital Regional de Concepción.

Por su parte la Figura 4.75, presenta el diagrama de flujo del uso de hidrógeno verde en el Hospital Regional de Concepción. Este se utiliza para alimentar las celdas de combustible para la generación eléctrica, y se inyecta en la red de gas en combinación con el gas natural para la generación térmica. El oxígeno abastece la bodega del elemento gaseoso y el estanque criogénico. El agua caliente producto de las celdas se reutiliza para cogeneración, así como se recupera almacenándose, y transportándose en camiones que funcionan con celdas de combustible PEM a la planta de producción.

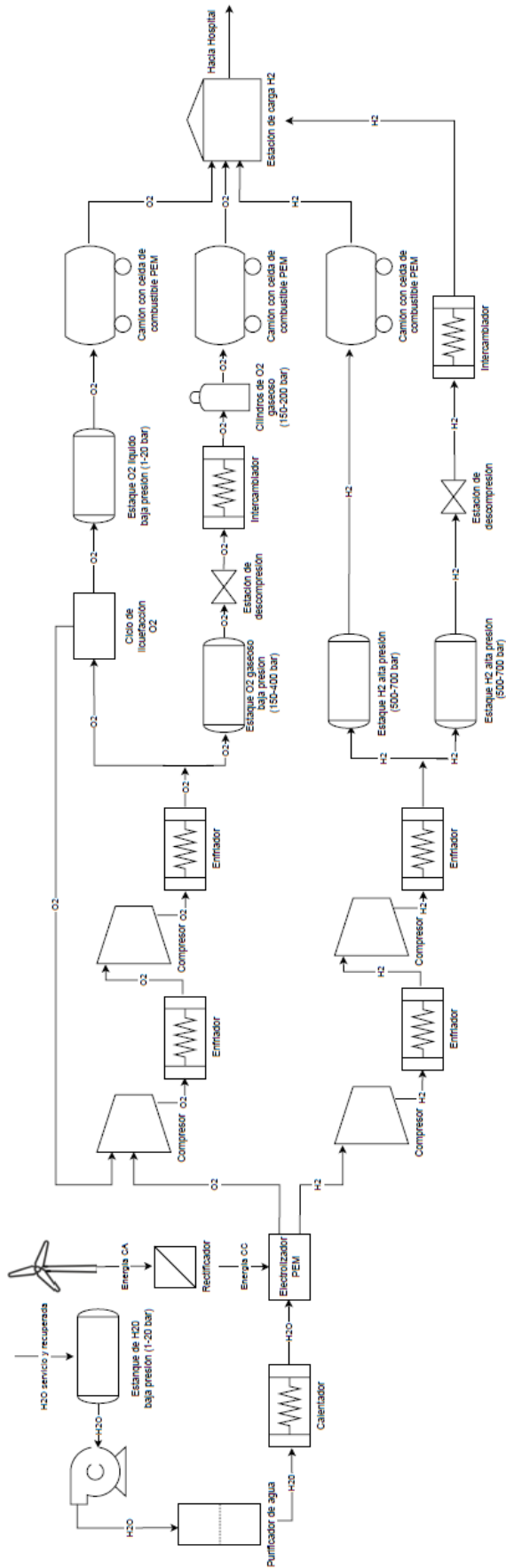


Figura 4.74: Diagrama de flujo planta de producción de hidrógeno y oxígeno verde.
 Figura rotada en 90°

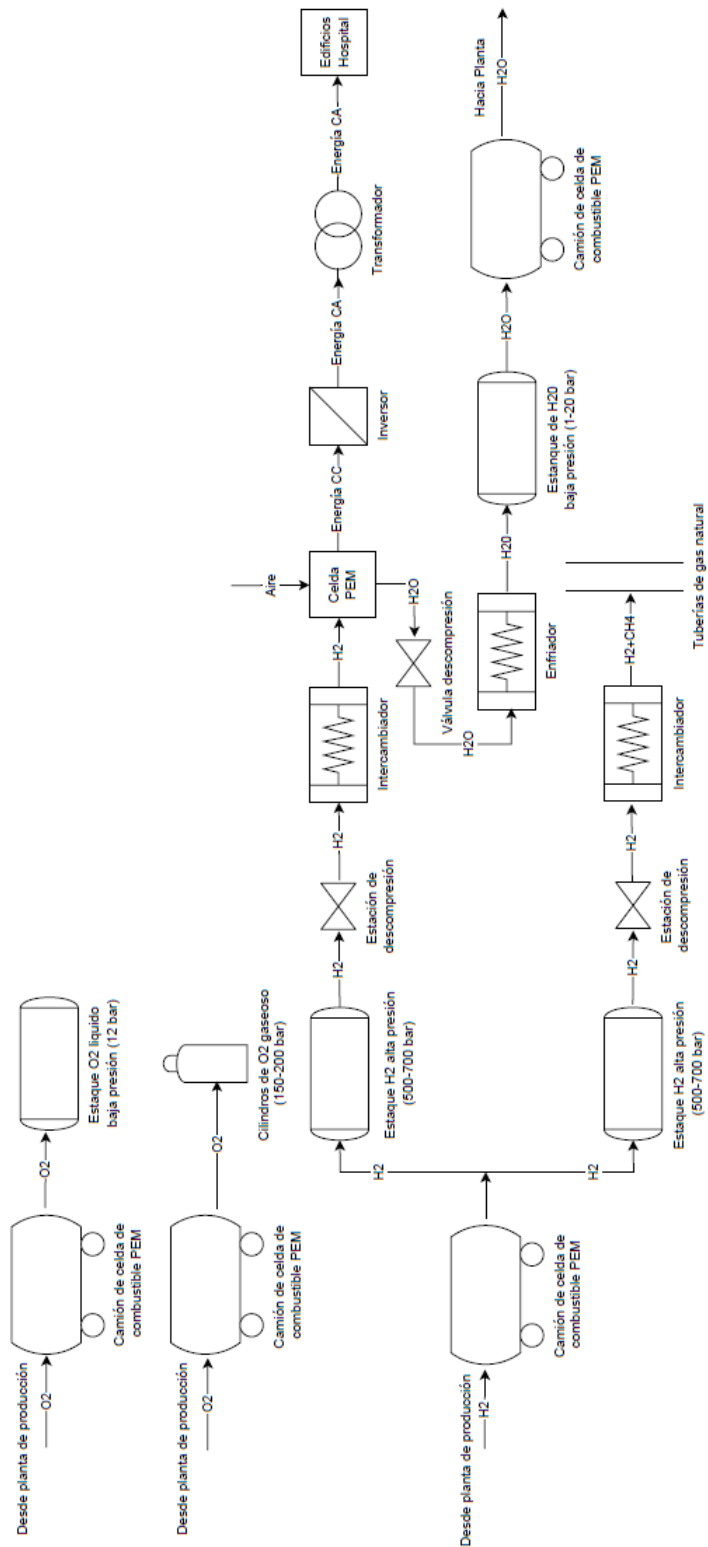


Figura 4.75: Diagrama de flujo uso de hidrógeno y oxígeno verde en Hospital Regional de Concepción. Figura rotada en 90°.

Capítulo 5

Ingeniería básica de la planta de producción de hidrógeno verde

En la ingeniería básica se reflejan definitivamente todos los requerimientos del proyecto, las especificaciones básicas de los principales equipos utilizados, realización de cálculos de transferencia de masa y energía, así como un dimensionamiento general.

De la ingeniería básica se espera obtener un dimensionamiento de la aplicación final, el sistema de transporte de los compuestos, el método de producción de hidrógeno y oxígeno, así como el sistema de almacenamiento, junto con el abastecimiento de energías renovables.

5.1. Dimensionamiento de los equipos del uso final

A continuación se entrega un dimensionamiento de los principales equipos que conforman el uso final de hidrógeno verde en el Hospital Regional de Concepción.

5.1.1. Disposición de equipos eléctricos

El principal equipo para satisfacer el consumo eléctrico corresponde a la celda de combustible. Los productores más relevantes se encuentran en Estados Unidos, Canadá, Japón y Europa, tal como se ve en la Tabla 5.1 [2].

Tabla 5.1: Principales proveedores de celdas de combustible en el mundo [2].

Proveedor	País
Fuel Cell Energy	Estados Unidos
Doosan Fuel Cell America	
Plug Power	
Bloom Energy	
Hydrogenics	Canadá
Ballard Power Systems	
Fuel Cell Power	Japón
Panasonic	
Toshiba	
Eneos Cell Tech	
Kyocera	
Aisin Seiki	
Jx Eneos	Australia
Ceramic Full Cell	
GenCell	Israel
ACTA Spa	Italia
Air Liquide	Francia
AFC Energy	UK
Convion	Finlandia
Bosch AG	Alemania
Elcone	
Heliocentris	
Proton Motor	
SFC Energy	
Siemens	
Viessmann	
Vaillant	
Fronius	Austria
Hexis	Suiza
Nedtack	Holanda
SenerTec	España

En base a un testeo de los equipos disponibles en el mercado se escoge la celda de combustible del fabricante Protón Motor modelo PM 400 Stack Module 240 como se ve en la Figura 5.1, cuyas especificaciones dadas por el fabricante se entregan en la Tabla 5.2 [39]. Lo anterior se debe a su aplicación en usos estacionarios de energía y la gran potencia que posee.

Tabla 5.2: Especificaciones técnicas celda de combustible Protón Motor PM 400 Stack Module 240 [39].

Fabricante	Protón motor
Modelo	PM 400 Stack Module 240
País	Alemania
Dimensiones [mm]	436x1235x279
Peso [kg]	109
Potencia generada mínima CC [kW]	10,3
Potencia generada máxima CC [kW]	71
Voltaje de salida CC [V]	142-275
Corriente de salida CC [A]	0-500
Eficiencia [%]	47-67
Presión de operación [bar]	8
Temperatura de operación [°C]	-35 a 45
Pureza del hidrógeno [%]	99,999 norma ISO 14687-2
Flujo de hidrógeno max [kgH_2/h]	4,64



Figura 5.1: Celda de combustible Protón Motor PM 400 Stack Module 240 [39].

Dado que para las celdas de combustible la eficiencia de conversión aumenta con la temperatura y la presión, se toma como temperatura de operación $40^{\circ}C$ y presión de operación 8 bar.

Para los sistemas que funcionan con corriente alterna (CA) se tienen las Ecuaciones 5.1, 5.2, 5.3, 5.4 y 5.5 [40].

$$S = P + j \cdot Q \quad (5.1)$$

$$P = V_{rms} \cdot I_{rms} \cdot \cos(\varphi) \quad (5.2)$$

$$Q = V_{rms} \cdot I_{rms} \cdot \sen(\varphi) \quad (5.3)$$

$$|S| = V_{rms} \cdot I_{rms} \quad (5.4)$$

$$\cos(\varphi) = \frac{P}{|S|} \quad (5.5)$$

donde:

- S [VA]: Potencia aparente del sistema.
- P [W]: Potencia activa del sistema.
- Q [VAr]: Potencia reactiva del sistema.
- $j^2 = -1$: Unidad imaginaria.
- V_{rms} [V]: Voltaje cuadrático medio de la onda sinusoidal del voltaje.
- I_{rms} [A]: Corriente media cuadrática de la onda sinusoidal de la corriente.
- $\cos(\varphi)$: Factor de potencia.
- φ [°]: Fase de la onda sinusoidal de la potencia aparente.

La potencia activa esta relacionada a la potencia consumida por las cargas resistivas (parte real), tiene un carácter disipativo. Una empresa de distribución eléctrica cobra solamente por la activa, que es la de los consumos efectivos. Por su parte la potencia reactiva esta relacionada a la potencia consumida por las cargas inductivas/capacitivas (parte imaginaria). La potencia reactiva no posee un carácter de ser consumida, sino que aparece en bobinas y condensadores en los circuitos, donde tiene valor medio nulo (no genera trabajo), por lo que se consume y se vuelve a entregar a la red [40].

Dada la Tabla 4.3 y las Ecuaciones 5.4 y 5.2 se obtienen las condiciones de operación de los empalmes eléctricos en baja tensión, mostradas en la Tabla 5.3.

Tabla 5.3: Condiciones de operación empalmes eléctricos de corriente alterna (CA) de los edificios del Hospital Regional de Concepción.

Empalme	MB y TPC	CAA
Potencia aparente CA $ S _{em}$ [kVA]	2.000	1.500
Factor de potencia CA FP_{em}	0,97	0,97
Voltaje baja tensión CA V_{em-rms} [V]	400	380
Potencia activa CA P_{em} [kW]	1.940	1.455
Corriente CA I_{em-rms} [A]	5.000	3.947

Dado que las celdas de combustible producen corriente continua se debe utilizar un inversor de tal manera de invertir la corriente de continua a altera e inyectarla a una barra de potencia para distribuirla en los edificios del Hospital. Para ello se escoge el inversor central del fabricante Sungrow modelo SG1500UD mostrado en la Figura 5.2, cuyas especificaciones técnicas se ven en la Tabla 5.4 [41]. Lo anterior pues posee una alta potencia de operación, y un voltaje adecuado para su implementación en baja tensión en el Hospital Regional de Concepción, sin el uso de transformadores.

Tabla 5.4: Especificaciones técnicas inversor central del fabricante Sungrow modelo SG1500UD [41].

Fabricante	Sungrow
Modelo	SG1500UD
Entrada corriente continua (CC)	
Máximo voltaje [V]	1.100
Rango de voltaje nominal [V]	580-850
Mínimo voltaje [V]	580
Número de entradas independientes	2
Número de entradas CC	14 (12 a 18 opcional)
Máxima corriente [A]	2*1.448
Salida corriente alterna (CA)	
Potencia [kVA] @45°C	1.650
Potencia [kVA] @50°C	1.500
Voltaje nominal [V]	400
Rango de voltaje [V]	320-460
Máxima corriente [A]	2.381
Frecuencia nominal [Hz]	50
Factor de potencia a potencia nominal	>0,99
Factor de potencia ajustable	0,8 adelantado - 0,8 retrasado
Fases de alimentación / Fases de conexión	3/3
General	
Máxima eficiencia [%]	99
Dimensiones (WxHxD) [mm]	2.150 x 2.120 x 850
Peso [kg]	1.900
Rango de temperatura operación [°C]	-35 a 60 (>50 de reducción)



Figura 5.2: Inversor del fabricante Sungrow modelo SG1500UD [41].

Dada las especificaciones técnicas de la celda de combustible en la Tabla 5.2 y la alta corriente de operación de los empalmes eléctricos de la Tabla 5.3 se opta por utilizar una corriente de operación de 450 A para las celdas manteniendo un margen de seguridad con la corriente máxima. Extrapolando la Ecuación 5.4 para el caso de corriente continua se obtienen los parámetros de operación de las celdas de combustible a máxima potencia, presentes en la Tabla 5.5.

Tabla 5.5: Parámetros de operación en corriente continua (CC) celdas de combustible Protón Motor PM 400 StackModule 240 .

Potencia operación CC $P_c [kW]$	71
Corriente de operación CC $I_c [A]$	450
Voltaje operación CC $V_c [V]$	157

Dada las especificaciones técnicas de los inversores en la Tabla 5.4 y la alta corriente de operación de los empalmes eléctricos de la Tabla 5.3 se opta por limitar a una corriente máxima de 2.000 A y voltaje de 400 V para la corriente alterna (CA), así como una corriente máxima de 1.000 A y voltaje máximo de 800 V para la corriente continua de los inversores, manteniendo un margen de seguridad con las corrientes máximas del fabricante. En base a la Ecuación 5.4 y extrapolando la Ecuación 5.4 para el caso de corriente continua se obtienen los límites de operación de los inversores, presentes en la Tabla 5.6.

Tabla 5.6: Parámetros de operación máximos para los inversores del fabricante Sungrow modelo SG1500UD.

Edificio	MB y TPC	CAA
Voltaje máximo CA $V_{imax-rms} [V]$	400	380
Corriente máxima CA $I_{imax-rms} [A]$	2.000	2.000
Factor de potencia CA FP_i	0,99	0,99
Potencia activa máxima CA $P_{imax}^{out} [kW]$	792	752
Voltaje máximo CC $V_{imax} [V]$	800	800
Corriente máxima CC $I_{imax} [A]$	1.000	1.000
Potencia máxima CC $P_{imax}^{int} [kW]$	800	800
Eficiencia conversión $\eta_i [\%]$	99	99

Se establece como condición de diseño en corriente continua (CC), que la potencia de operación de las celdas de combustible sea igual a la potencia activa del empalme eléctrico en corriente alterna (CA).

El número total de celdas de combustible se obtiene mediante la Ecuación 5.6, así como el número de celdas de combustible por inversor se obtiene mediante la Ecuación 5.7. Dimensionando por potencias de operación de los equipos.

$$N_{ct} = \frac{P_{em}}{P_c} \quad (5.6)$$

$$N_{ci} = \frac{P_{imax}^{in}}{P_c} \quad (5.7)$$

donde:

- N_{ct} : Número total de celdas por empalme eléctrico.
- $P_{em}[kW]$: Potencia activa empalme eléctrico CA.
- $P_c[kW]$: Potencia operación celdas de combustible CC.
- N_{ci} : Número total de celdas por inversor.
- $P_{imax}^{in}[kW]$: Potencia máxima inversor CC.

El número de celdas de combustible conectadas en serie a cada inversor se obtiene mediante la Ecuación 5.8, así como el número de celdas conectadas en paralelo se obtiene mediante la Ecuación 5.9. Lo anterior dado que en serie los voltajes se suman y en paralelo las corrientes se suman.

$$N_{cs} = \frac{V_{imax}}{V_c} \quad (5.8)$$

$$N_{cp} = \frac{I_{imax}}{I_c} \quad (5.9)$$

donde:

- N_{cs} : Número de celdas en serie por inversor.
- $V_{imax}[V]$: Voltaje máximo inversor CC .
- $V_c[V]$: Voltaje operación celdas de combustible CC.
- N_{cp} : Número de celdas en paralelo.
- $I_{imax}[A]$: Corriente máxima inversor CC.
- $I_c[A]$: Corriente operación celdas de combustible CC .

Se establece como condición de diseño en corriente alterna (CA), que la potencia activa de operación de los inversores sea igual a la potencia activa de los empalmes eléctricos presentes en los edificios.

El número total de inversores se obtiene mediante la Ecuación 5.10, dimensionando por potencia. El número de inversores conectados en serie se obtiene mediante la Ecuación 5.11, así como el número de inversores conectados en paralelo se obtiene mediante la Ecuación 5.12 . Lo anterior dado que en serie los voltajes se suman y en paralelo las corrientes se suman, tomando como referencia el empalme eléctrico.

$$N_{it} = \frac{P_{em}}{P_{imax}^{out}} \quad (5.10)$$

$$N_{is} = \frac{V_{em-rms}}{V_{imax-rms}} \quad (5.11)$$

$$N_{ip} = \frac{I_{em-rms}}{I_{imax-rms}} \quad (5.12)$$

donde:

- N_{it} : Número total de inversores por empalme eléctrico.
- $P_{em}[kW]$: Potencia activa empalme eléctrico CA.
- $P_{imax}^{out}[kW]$: Potencia activa máxima inversor CA.
- N_{is} : Número de inversores en serie.
- $V_{em-rms}[V]$: Voltaje baja tensión empalme eléctrico CA.
- $V_{imax-rms}[V]$: Voltaje máximo del inversor CA.
- N_{ip} : Número de inversores en paralelo.
- $I_{em-rms}[A]$: Corriente baja tensión empalme eléctrico CA.
- $I_{imax-rms}[A]$: Corriente máxima del inversor CA.

Dadas las Ecuaciones 5.6 a 5.12, así como las Tablas 5.3, 5.5, y 5.6 se obtiene la Tabla 5.7 que señala el arreglo de los equipos eléctricos para los empalmes del Hospital Regional de Concepción.

Tabla 5.7: Disposición general de los equipos eléctricos para el abastecimiento de energía del Hospital Regional de Concepción.

Edificio	MB y TPC	CAA
Número total de celdas N_{ct}	28	20
Número de celdas por inversor N_{ci}	10	10
Número de celdas en serie N_{cs}	5	5
Número de celdas en paralelo N_{cp}	2	2
Número total de inversores N_{it}	3	2
Número inversores serie N_{is}	1	1
Número inversores paralelo N_{ip}	3	2

La potencia de operación de entrada en corriente continua (CC) a los inversores se obtiene mediante la Ecuación 5.13, la corriente de entrada se obtiene mediante la Ecuación 5.14, y el voltaje de entrada con la Ecuación 5.15.

$$P_i^{in} = N_{ci} \cdot P_c \quad (5.13)$$

$$I_i = N_{cp} \cdot I_c \quad (5.14)$$

$$V_i = N_{cs} \cdot V_c \quad (5.15)$$

donde:

- $P_i^{in}[kW]$: Potencia operación entrada inversor CC.
- N_{ci} : Número de celdas por inversor.
- $P_c[kW]$: Potencia de operación celdas CC.
- $I_i[A]$: Corriente de operación entrada del inversor CC.
- N_{cp} : Número de celdas en paralelo por inversor CC.
- $I_c[A]$: Corriente de operación celdas CC.
- $V_i[V]$: Voltaje de operación entrada inversor CC.
- N_{cs} : Número de celdas en serie por inversor CC.
- $V_c[V]$: Voltaje de operación celdas CC.

La potencia de operación de entrada en corriente continua (CC) del arreglo de inversores se obtiene mediante la Ecuación 5.16, la corriente de entrada se obtiene mediante la Ecuación 5.17, y el voltaje de entrada con la Ecuación 5.18.

$$P_{ai}^{in} = N_{it} \cdot P_i^{in} \quad (5.16)$$

$$I_{ai} = N_{ip} \cdot I_i \quad (5.17)$$

$$V_{ai} = N_{is} \cdot V_i \quad (5.18)$$

donde:

- $P_{ai}^{in}[kW]$: Potencia operación entrada arreglo inversores CC.
- N_{it} : Número total de inversores.
- $P_i^{in}[kW]$: Potencia operación entrada inversor CC.
- $I_{ai}[A]$: Corriente de operación entrada arreglo inversores CC.
- N_{ip} : Número de inversores en paralelo.
- $I_i[A]$: Corriente de operación entrada del inversor CC.
- $V_{ai}[V]$: Voltaje de operación entrada arreglo inversores CC.
- N_{is} : Número de inversores en serie.
- $V_i[V]$: Voltaje de operación entrada inversor CC.

Dadas las Ecuaciones 5.13 a 5.18, y las Tablas 5.5 y 5.7, se obtienen las Tablas 5.8 y 5.9. Lo anterior se visualiza mejor en las Figuras 5.3 y 5.4.

Tabla 5.8: Condiciones de operación para la entrada en corriente continua (CC) de los inversores en los edificios del Hospital Regional de Concepción. *Valores máximos de operación del inversor.

Edificio	MB y TPC	CAA
Potencia CC $P_i^{in}[kW]$	710*	710
Voltaje operación CC $V_i[V]$	785*	785
Corriente de operación CC $I_i[A]$	900	900

Tabla 5.9: Condiciones de operación para la entrada en corriente continua (CC) del arreglo de inversores de los edificios del Hospital Regional de Concepción

Edificio	MB y TPC	CAA
Potencia operación $P_{ai}^{in}[kW]$	1.988	1.420
Voltaje operación $V_{ai}[V]$	785	785
Corriente operación $I_{ai}[A]$	2.700	1.800

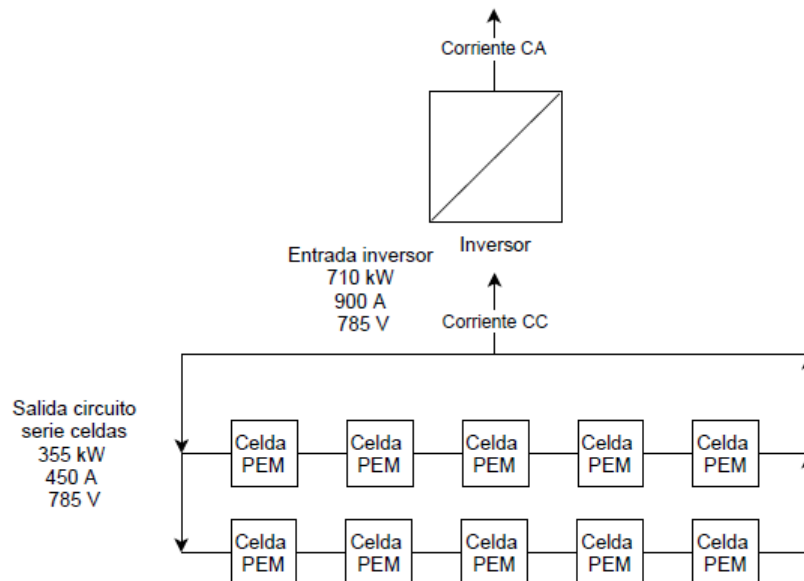


Figura 5.3: Esquema de las celdas de combustible por inversor y los parámetros de operación a la entrada de corriente continua (CC) de los edificios Monoblock (MB) y Torre de pacientes críticos (TPC).

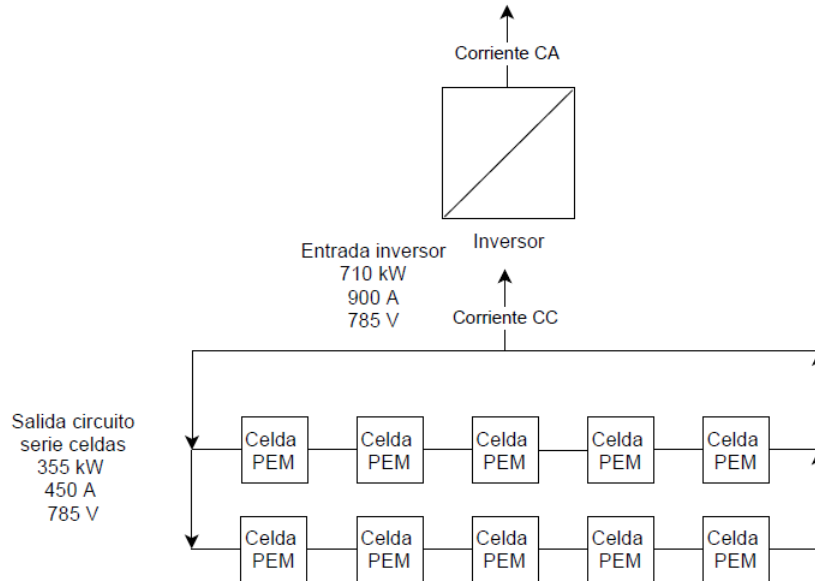


Figura 5.4: Esquema de las celdas de combustible por inversor y los parámetros de operación a la entrada de corriente continua (CC) del Centro de atención ambulatoria (CAA).

La potencia de operación de salida en corriente alterna (CA) de los inversores se obtiene mediante la Ecuación 5.19, la corriente de salida se obtiene mediante la Ecuación 5.20, y el voltaje de salida con la Ecuación 5.21.

$$P_i^{out} = \eta_i \cdot P_i^{in} \quad (5.19)$$

$$I_{i-rms} = \frac{P_i^{out}}{FP_i \cdot V_{i-rms}} \quad (5.20)$$

$$V_{i-rms} = V_{imax-rms} \quad (5.21)$$

donde:

- P_i^{out} [kW]: Potencia operación salida inversor CA.
- η_i : Eficiencia de conversión de energía inversor.
- P_i^{in} [kW]: Potencia de operación entrada inversor CC.
- I_{i-rms} [A]: Corriente de operación salida del inversor CA.
- FP_i : Factor de potencia del inversor CA.
- V_{i-rms} [V]: Voltaje de operación salida inversor CA.
- $V_{imax-rms}$ [V]: Voltaje de operación empalme eléctrico CA.

La potencia de operación de salida en corriente alterna (CA) del arreglo de inversores se obtiene mediante la Ecuación 5.22, la corriente de salida se obtiene mediante la Ecuación 5.23, y el voltaje

de salida con la Ecuación 5.24.

$$P_{ai}^{out} = N_{it} \cdot P_i^{out} \quad (5.22)$$

$$I_{ai-rms} = N_{ip} \cdot I_{i-rms} \quad (5.23)$$

$$V_{ai-rms} = N_{is} \cdot V_{i-rms} \quad (5.24)$$

donde:

- P_{ai}^{out} [kW]: Potencia operación salida arreglo inversores CA.
- N_{it} : Número total de inversores.
- P_i^{out} [kW]: Potencia operación salida inversor CA.
- I_{ai-rms} [A]: Corriente de operación salida arreglo inversores CA.
- N_{ip} : Número de inversores en paralelo.
- I_{i-rms} [A]: Corriente de operación salida del inversor CA.
- V_{ai-rms} [V]: Voltaje de operación salida arreglo inversores CA.
- N_{is} : Número de inversores en serie.
- V_{i-rms} [V]: Voltaje de operación salida inversor CA.

Dadas las Ecuaciones 5.19 a 5.24, y las Tablas 5.6, 5.7 y 5.8, se obtienen las Tablas 5.10 y 5.11. Lo anterior se visualiza mejor en las Figuras 5.5 y 5.6.

Tabla 5.10: Condiciones de operación para la salida en corriente alterna (CA) de los inversores en los edificios del Hospital Regional de Concepción. *Valores máximos de operación del inversor.

Edificio	MB y TPC	CAA
Potencia operación CA P_i^{out} [kW]	703*	703
Voltaje operación CA V_{i-rms} [V]	400	380
Corriente de operación CA I_{i-rms} [A]	1.775*	1.868

Tabla 5.11: Condiciones de operación para la salida en corriente alterna (CA) del arreglo de inversores de los edificios del Hospital Regional de Concepción.

Edificio	MB y TPC	CAA
Potencia activa entrada barra CA P_{ai}^{out} [kW]	1.968	1.406
Voltaje entrada barra CA V_{ai-rms} [V]	400	380
Corriente entrada barra CA I_{ai-rms} [A]	4.970	3.736

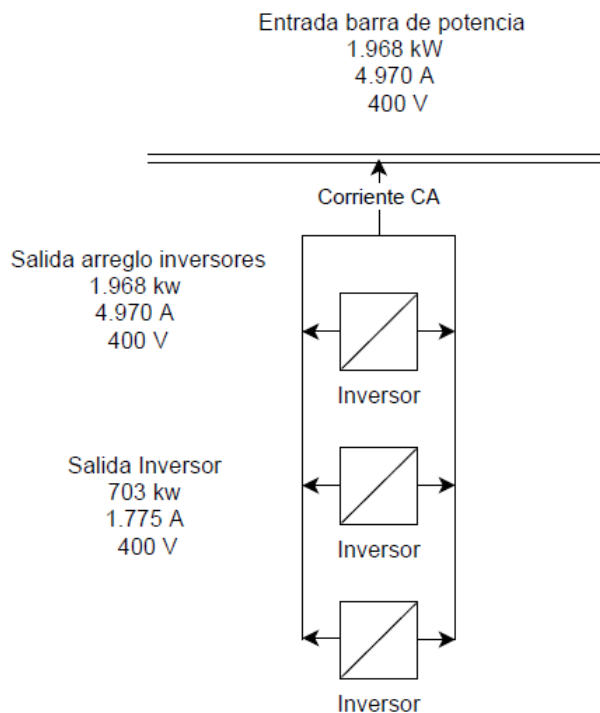


Figura 5.5: Esquema de los inversores para la barra de potencia y los parámetros de operación a la salida en corriente alterna (CA) de los edificios Monoblock (MB) y Torre de pacientes críticos (TPC).

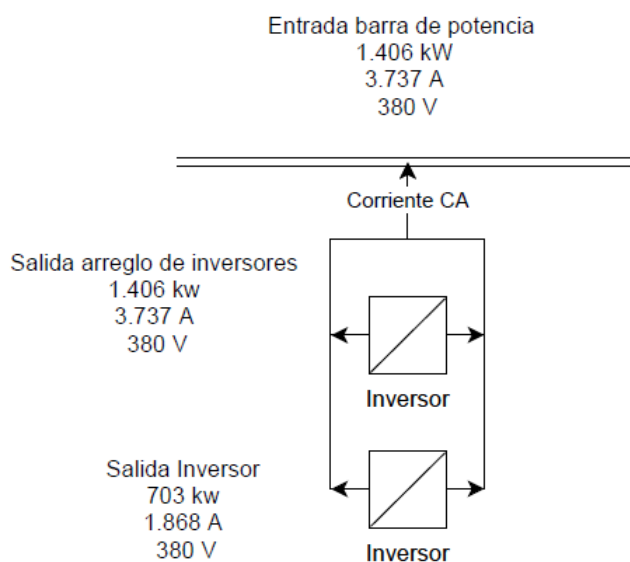


Figura 5.6: Esquema de los inversores para la barra de potencia y los parámetros de operación a la salida en corriente alterna (CA) del Centro de atención ambulatoria (CAA).

Las Figuras 5.7 y 5.8 muestran el diagrama unilíneal de la generación eléctrica con celdas de combustible para los edificios del Hospital Regional de Concepción.

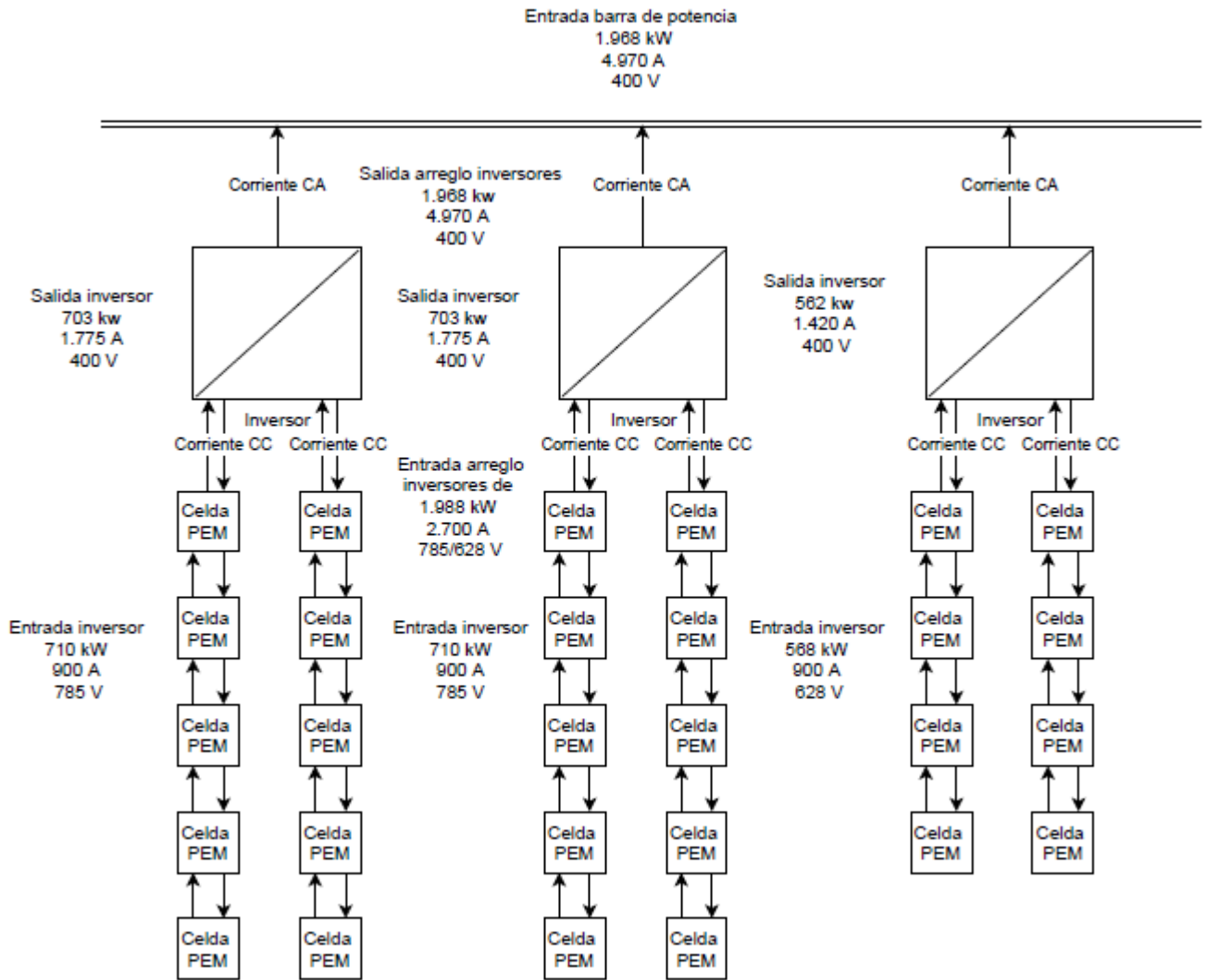


Figura 5.7: Diagrama unilíneal del circuito eléctrico de los edificios Monoblock (MB) y Torre de pacientes críticos (TPC).

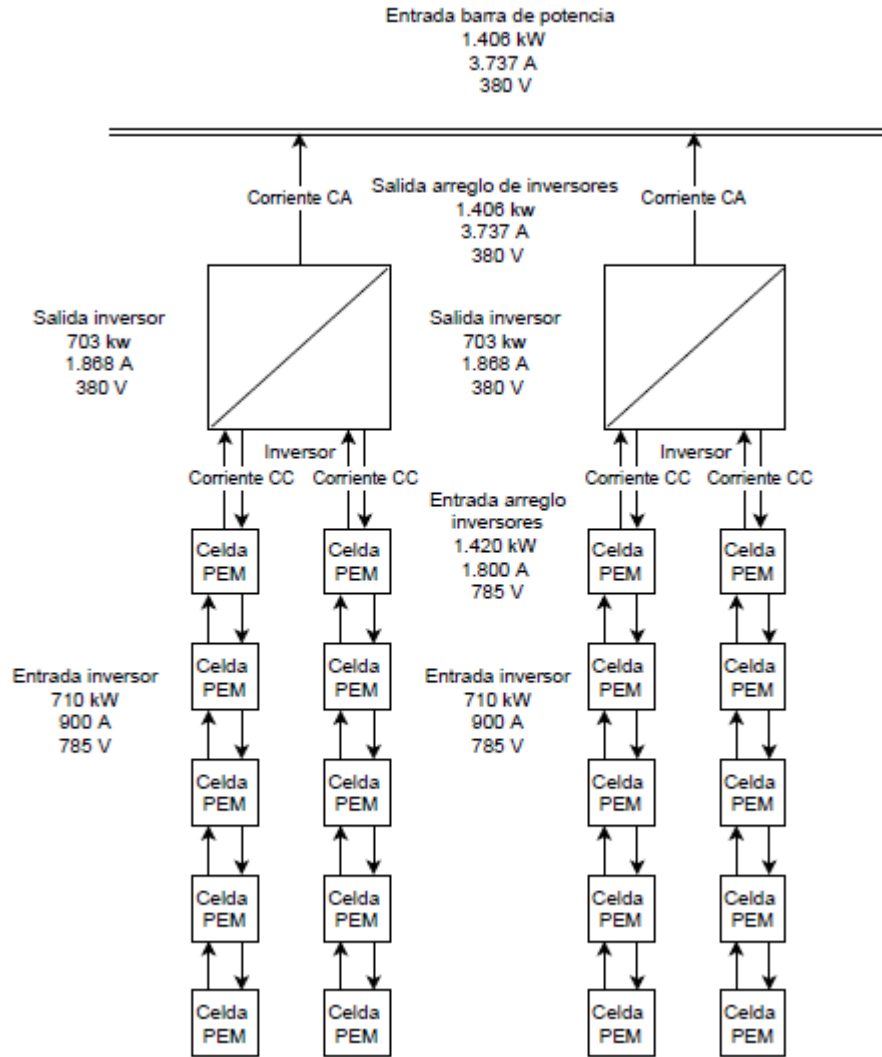


Figura 5.8: Diagrama unilineal del circuito eléctrico del Centro de atención ambulatoria (CAA).

5.1.2. Balance de masa generación eléctrica

El consumo de hidrógeno para la generación eléctrica de la celda de combustible se obtiene mediante la Ecuación 5.25.

$$C_c = \frac{\dot{m}_{cH_2}}{P_c} \quad (5.25)$$

donde:

- $C_c [kgH_2/kwh]$: Consumo de hidrógeno para energía eléctrica celda de combustible.
- $\dot{m}_{cH_2} [kgH_2/h]$: Flujo másico máximo de hidrógeno en la celda.
- $P_c [kW]$: Potencia máxima de operación de la celda.

Para determinar los flujos másicos de entrada de oxígeno y agua de salida nominales se utiliza la Ecuación 5.26 que resumen el proceso global de conversión de energía y la Tabla 5.12.



Tabla 5.12: Masa molar de los compuestos presentes en la reacción de la celda de combustible.

Compuesto	Masa molar [gr/mol]
H	1
O	16
2H ₂	4
O ₂	32
2H ₂ O	36

La proporción de oxígeno y de agua en base al consumo de hidrógeno se obtiene mediante la Ecuación 5.27 y 5.28.

$$r_{O_2} = \frac{MM_{O_2}}{MM_{2H_2}} \quad (5.27)$$

$$r_{H_2O} = \frac{MM_{2H_2O}}{MM_{2H_2}} \quad (5.28)$$

donde:

- $r_{O_2}[kgO_2/kgH_2]$: Proporción de consumo de oxígeno en relación al hidrógeno.
- $r_{H_2O}[kgH_2O/kgH_2]$: Proporción de consumo de agua en relación al hidrógeno.
- $MM_{2H_2O}[gr/mol]$: Masa molar del hidrógeno en la reacción de la celda de combustible.
- $MM_{O_2}[gr/mol]$: Masa molar del oxígeno en la reacción de la celda de combustible.
- $MM_{2H_2O}[gr/mol]$: Masa molar del agua en la reacción de la celda de combustible

Dadas las Ecuaciones 5.27 y 5.28 y la Tabla 5.12 se obtiene la Tabla 5.13.

Tabla 5.13: Proporción de consumo de oxígeno y agua en relación al hidrógeno

Proporción consumo	Valor
Oxígeno $r_{O_2}[kgO_2/kgH_2]$	8
Agua $r_{H_2O}[kgH_2O/kgH_2]$	9

Los flujos másicos de oxígeno y agua nominales se obtienen mediante la Ecuación 5.29 y 5.30.

$$\dot{m}_{cO_2} = \dot{m}_{cH_2} \cdot r_{O_2} \quad (5.29)$$

$$\dot{m}_{cH_2O} = \dot{m}_{cH_2} \cdot r_{H_2O} \quad (5.30)$$

donde:

- $\dot{m}_{cO_2}[kgO_2/h]$: Flujo másico del oxígeno en la celda nominal.

- \dot{m}_{cH_2O} [kgH₂O/h]: Flujo másico del agua en la celda nominal.
- \dot{m}_{cH_2} [kgH₂/h]: Flujo másico de hidrógeno en la celda máximo.
- r_{O_2} [kgO₂/kgH₂]: Proporción de consumo de oxígeno en relación al hidrógeno.
- r_{H_2O} [kgH₂O/kgH₂]: Proporción de consumo de agua en relación al hidrógeno.

En base a la Ecuación 5.25, la Tabla 5.2, las Ecuaciones 5.29 y 5.30 y la Tabla 5.13 se completan las especificaciones técnicas de la celda con la Tabla 5.14.

Tabla 5.14: Especificaciones técnicas faltantes de la celda de combustible Protón Motor PM 400 Stack Module 240.

Consumo de hidrógeno max C_c [kgH ₂ /kwh]	0,065
Flujo de hidrógeno entrada max \dot{m}_{cH_2} [kgH ₂ /h]	4,64
Flujo de oxígeno entrada nominal \dot{m}_{cO_2} [kgO ₂ /h]	36,83
Flujo de agua salida nominal \dot{m}_{cH_2O} [kgH ₂ O/h]	41,47

La masa necesaria de hidrógeno y oxígeno para el abastecimiento de energía eléctrica, así como el agua generada en el proceso se obtienen mediante las Ecuaciones 5.31, 5.32 y 5.33.

$$m_{dH_2} = C_c \cdot C_e \quad (5.31)$$

$$m_{dO_2} = m_{dH_2} \cdot r_{O_2} \quad (5.32)$$

$$m_{gH_2O} = m_{dH_2} \cdot r_{H_2O} \quad (5.33)$$

donde:

- m_{dH_2} [kgH₂/mes]: Masa de hidrógeno demandada celda de combustible.
- C_c [kgH₂/kwh]: Consumo de hidrógeno para energía eléctrica celda de combustible.
- C_e [kwh/mes]: Consumo eléctrico mensual Hospital Regional de Concepción.
- m_{dO_2} [kgO₂/mes]: Masa de oxígeno demandada celda de combustible.
- m_{gH_2O} [kgH₂O/mes]: Masa de agua generada celda de combustible.
- r_{O_2} [kgO₂/kgH₂]: Proporción de consumo de oxígeno en relación al hidrógeno.
- r_{H_2O} [kgH₂O/kgH₂]: Proporción de consumo de agua en relación al hidrógeno.

En base a la Ecuación 5.31, las Tablas 5.14 y 4.4 se obtiene la demanda de hidrógeno verde mensual para satisfacer el consumo eléctrico de cada edificio, la cual se puede ver en las Tablas 5.15 y 5.16 y Figura 5.9.

Tabla 5.15: Demanda de hidrógeno para la generación de energía eléctrica por edificios Hospital Regional de Concepción.

Mes/Año	Demanda hidrógeno MB-TPC [kg/mes]	Demanda hidrógeno CAA [kg/mes]	Demanda hidrógeno total [kg/mes]
Enero	28.521	17.774	46.296
Febrero	25.482	15.658	41.140
Marzo	28.673	18.228	46.901
Abril	27.660	18.444	46.104
Mayo	27.942	18.974	46.916
Junio	27.430	18.409	45.839
Julio	27.375	19.132	46.508
Agosto	27.505	18.855	46.360
Septiembre	25.946	17.295	43.241
Octubre	26.658	17.814	44.472
Noviembre	26.141	16.680	42.821
Diciembre	27.781	17.509	45.290
Total [kg/año]	327.113	214.774	541.888

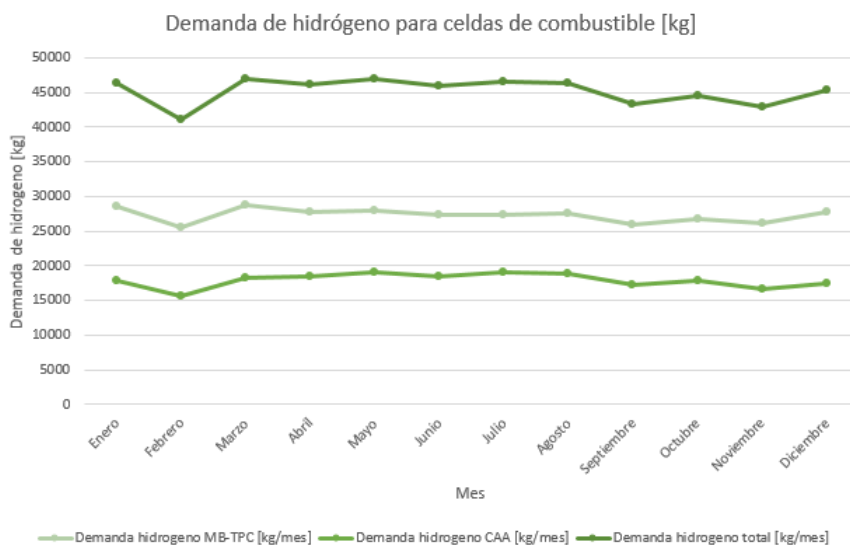


Figura 5.9: Comparación demanda de hidrógeno verde mensual para generación eléctrica por edificio Hospital Regional de Concepción.

Tabla 5.16: Datos generales de la demanda de hidrógeno verde por edificios del Hospital Regional de Concepción.

Demanda	Máximo [kg/mes]	Promedio [kg/mes]	Mínimo [kg/mes]
Edificio MB y TPC	28.673	27.259	25.482
Edificio CAA	19.132	17.898	15.658
Total	46.916	45.157	41.140

En base a las Ecuaciones 5.32 y 5.33, las Tablas 5.13 y 5.15 se obtiene la demanda de oxígeno y

agua generada. Lo anterior ve en las Tablas 5.17, 5.18, 5.19 y 5.20, y Figuras 5.10 y 5.11.

Tabla 5.17: Demanda de oxígeno para la generación de energía eléctrica por edificios Hospital Regional de Concepción.

Mes/Año	Demanda oxígeno MB-TPC [kg/mes]	Demanda oxígeno CAA [kg/mes]	Demanda oxígeno total [kg/mes]
Enero	226.368	141.071	367.439
Febrero	202.241	124.275	326.516
Marzo	227.570	144.674	372.244
Abril	219.530	146.384	365.914
Mayo	221.771	150.590	372.360
Junio	217.702	146.108	363.809
Julio	217.272	151.848	369.120
Agosto	218.297	149.650	367.947
Septiembre	205.925	137.268	343.192
Octubre	211.576	141.388	352.964
Noviembre	207.477	132.385	339.862
Diciembre	220.488	138.967	359.456
Total [kg/año]	2.596.215	1.704.608	4.300.823

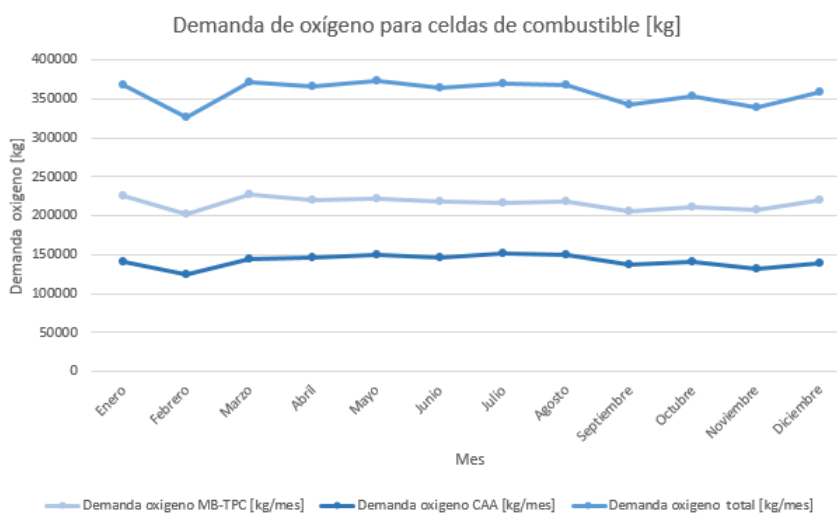


Figura 5.10: Comparación demanda de oxígeno mensual para generación eléctrica por edificio Hospital Regional de Concepción.

Tabla 5.18: Datos generales de la demanda de oxígeno por edificio del Hospital Regional de Concepción.

Demanda	Máximo [kg/mes]	Promedio [k7mes]	Mínimo [kg/mes]
Edificio MB y TPC	227.570	216.351	202.241
Edificio CAA	151.848	142.051	124.275
Total	372.360	358.402	326.516

Tabla 5.19: Generación de agua producto de la generación de energía eléctrica por edificios Hospital Regional de Concepción.

Mes/Año	Generación de agua MB-TPC [kg/mes]	Generación de agua CAA [kg/mes]	Generación de agua total [kg/mes]
Enero	254.889	158.846	413.735
Febrero	227.723	139.933	367.656
Marzo	256.243	162.903	419.145
Abril	247.190	164.828	412.018
Mayo	249.713	169.563	419.276
Junio	245.131	164.517	409.648
Julio	244.648	170.980	415.627
Agosto	245.801	168.505	414.307
Septiembre	231.870	154.563	386.433
Octubre	238.234	159.202	397.436
Noviembre	233.618	149.065	382.684
Diciembre	248.269	156.477	404.746
Total [kg/año]	2.923.329	1.919.382	4.842.711

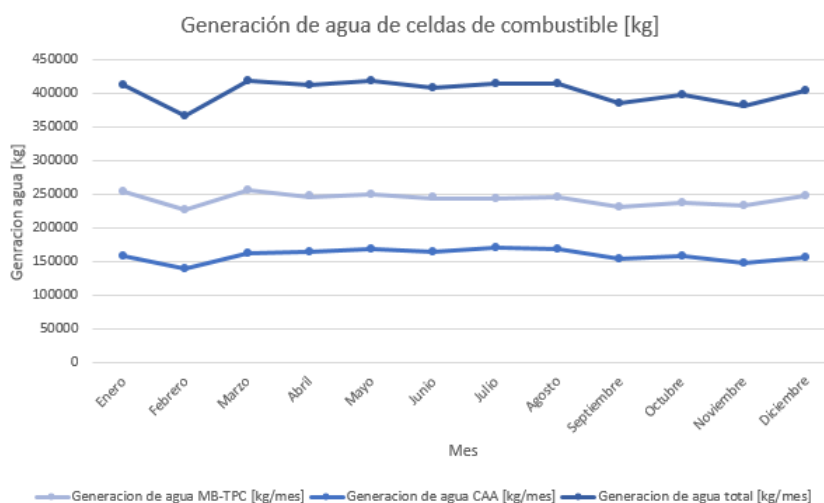


Figura 5.11: Comparación generación de agua mensual para generación eléctrica por edificio Hospital Regional de Concepción.

Tabla 5.20: Datos generales de la generación de agua por edificio del Hospital Regional de Concepción.

Generación	Máximo [kg/mes]	Promedio [kg/mes]	Mínimo [kg/mes]
Edificio MB y TPC	256.243	243.611	227.723
Edificio CAA	170.980	159.948	139.933
Total	419.276	403.559	367.656

La Tabla 5.21 y Figura 5.12 muestra el balance de masa total para la generación de energía eléctrica con celdas de combustible en el Hospital Regional de Concepción.

Tabla 5.21: Balance de masa total mensual para la generación de energía eléctrica con celdas de combustible Hospital Regional de Concepción.

Mes/Año	Demanda hidrógeno total [kg/mes]	Demanda oxígeno total [kg/mes]	Generación de agua total [kg/mes]
Enero	462.96	367.439	413.735
Febrero	41.140	326.516	367.656
Marzo	46.901	372.244	419.145
Abril	46.104	365.914	412.018
Mayo	46.916	372.360	419.276
Junio	45.839	363.809	409.648
Julio	465.08	369.120	415.627
Agosto	46.360	367.947	414.307
Septiembre	43.241	343.192	386.433
Octubre	44.472	352.964	397.436
Noviembre	42.821	339.862	382.684
Diciembre	45.290	359.456	404.746
Total [kg/año]	541.888	4.300.823	4.842.711

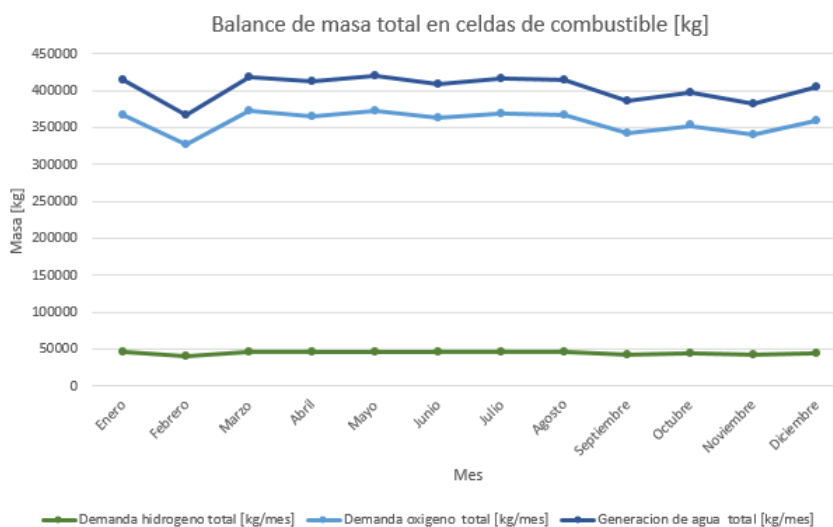


Figura 5.12: Balance de masa total mensual para la generación de energía eléctrica.

5.1.3. Inyección de hidrógeno a las redes de gas

Para la inyección del hidrógeno en las redes de gas natural, se debe tener en consideración que la cantidad de energía transportada cambiara debido a las propiedades del hidrógeno, ya que su densidad energética en volumen es menor que la del gas natural en condiciones normales de presión y temperatura (25°C a 1 atm), tal como se ve en la Tabla 5.22. Donde se han obtenido las propiedades de los gases del programa Engineering Equation Solver (EES), y la constante de los gases ideales para cada compuesto se obtiene mediante la Ecuación 5.34.

$$R_{gas} = \frac{\bar{R}}{MM_{gas}} \quad (5.34)$$

donde:

- R_{gas} [kJ/kg K]: Constante de los gases ideales para el gas de estudio.
- \bar{R} [kJ/kmol K]: Constante de los gases ideales universal.
- MM_{gas} [kg/kmol]: Masa molar del gas de estudio.

Tabla 5.22: Propiedades del hidrógeno y gas natural a 25°C y 1 atm [19] [29].

Propiedad	Hidrógeno	Gas Natural
PCI [kwh/Nm ³]	3,0	9,73
Densidad [kg/Nm ³]	0,08235	0,6569
Factor compresión Z (25°C y 1 atm)	1,001	0,9983
Masa molar MM_{gas} [kg/kmol]	2,016	16,043
Constante de los gases ideales universal \bar{R} [kJ/kmol K]	8,314	8,314
Constante de los gases ideales R_{gas} [kJ/kgK]	4,125	0,518

Para cumplir el porcentaje de inyección, se distribuyen los volúmenes de gas natural e hidrógeno de acuerdo a sus poderes caloríficos inferiores, en condiciones estándar de presión y temperatura. La energía que debe proveer la mezcla corresponde al consumo de energía térmica del Hospital Regional de Concepción [19].

De este modo para determinar el volumen de inyección de hidrógeno y gas natural se utilizan las Ecuaciones 5.35 y 5.36.

$$V_{H_2} \cdot PCI_{H_2} + V_{CH_4} \cdot PCI_{CH_4} = C_t \quad (5.35)$$

$$\frac{V_{H_2}}{V_{H_2} + V_{CH_4}} = f_i \quad (5.36)$$

donde:

- V_{H_2} [Nm³/mes]: Volumen de hidrógeno a inyectar.
- V_{CH_4} [Nm³/mes]: Volumen de gas natural a inyectar.
- PCI_{H_2} [Mwh/Nm³]: Poder calorífico inferior del hidrógeno en condiciones estándar.
- PCI_{CH_4} [Mwh/Nm³]: Poder calorífico inferior del gas natural en condiciones estándar.
- C_t [Mwh/mes]: Consumo de energía térmica mensual Hospital Regional de Concepción.
- f_i [0, 1]: Fracción en volumen de hidrógeno a inyectar.

Resolviendo el sistema se puede obtener el volumen de hidrógeno y gas natural necesario para satisfacer la demanda de energía térmica a nivel mensual. Lo anterior mediante las Ecuaciones 5.37 y 5.38.

$$V_{H_2} = \frac{C_t \cdot f_i}{PCI_{H_2} \cdot f_i + PCI_{CH_4} \cdot (1 - f_i)} \quad (5.37)$$

$$V_{CH_4} = \frac{C_t \cdot (1 - f_i)}{PCI_{H_2} \cdot f_i + PCI_{CH_4} \cdot (1 - f_i)} \quad (5.38)$$

En base a los poderes caloríficos del hidrógeno en la Tabla 5.22, el consumo térmico mensual de la Tabla 4.21 (C_t), aplicando una fracción de volumen de 0,05 (f_i), y las Ecuaciones 5.37 y 5.38, se obtienen las Tablas 5.23 y 5.24, que muestran los volúmenes de hidrógeno y gas natural necesarios para abastecer la demanda de energía térmica del Hospital Regional de Concepción.

Tabla 5.23: Demanda de hidrógeno verde y gas natural en Nm^3 necesarios para abastecer de energía térmica al Hospital Regional de Concepción, inyectando un 5%vol de hidrógeno.

Mes	Demanda de hidrógeno [Nm^3/mes]	Demanda de gas natural [Nm^3/mes]	Demanda total [Nm^3/mes]
Enero	3.954	75.127	79.081
Febrero	3.411	64.805	68.216
Marzo	3.346	63.566	66.911
Abril	5.546	105.383	110.929
Mayo	5.372	102.075	107.447
Junio	6.442	122.404	128.846
Julio	8.295	157.604	165.899
Agosto	7.461	141.750	149.210
Septiembre	7.613	144.655	152.269
Octubre	5.972	113.474	119.447
Noviembre	5.360	101.834	107.194
Diciembre	3.930	74.670	78.600
Total [$Nm^3/año$]	66.702	1.267.347	1.334.050

Tabla 5.24: Datos generales de la demanda de hidrógeno y gas natural en Nm^3 necesarios para abastecer de energía térmica al Hospital Regional de Concepción, inyectando un 5%vol de hidrógeno.

Demanda	Hidrógeno	Gas natural	Total
Máximo [Nm^3/mes]	8.295	157.604	165.899
Promedio [Nm^3/mes]	5.559	105.612	111.171
Mínimo [Nm^3/mes]	3.346	63.566	66.911

De las Tabla 5.23 y 5.24 se ve que se necesita un extenso volumen de la mezcla para lograr suplir la demanda de energía térmica, lo que genera que el volumen total aumente en cada mes. Si se compara con el volumen original de gas natural de la Tabla 4.19, se tiene que el aumento de

volumen es de un 3,5%. A pesar de lo anterior el consumo de gas natural disminuye en un 1,6% respecto a la situación inicial.

La masa de hidrógeno y gas natural necesarias para satisfacer la demanda de energía térmica del Hospital Regional de Concepción, se obtiene evaluando la Ecuación 5.39 en las Tablas 5.22 y 5.23. De este modo se obtienen las Tablas 5.25 y 5.26, así como las Figuras 5.13 y 5.14.

$$m_{gas} = \frac{V_{gas} \cdot P}{Z \cdot R_{gas} \cdot T} \quad (5.39)$$

donde:

- m_{gas} [kg]: Masa del gas de estudio.
- V_{gas} [Nm³]: Volumen del gas de estudio.
- P [kPa]: Presión del ambiente.
- T [K]: Temperatura ambiente.
- R_{gas} [kJ/kgK]: Constante de los gases ideales para el gas de estudio.
- Z: Factor de compresión del gas a la presión y temperatura ambiente.

Tabla 5.25: Demanda de hidrógeno verde y gas natural en kg necesarios para abastecer de energía térmica al Hospital Regional de Concepción.

Mes	Demanda de hidrógeno [kg/mes]	Demanda de gas natural [kg/mes]	Demanda total [kg/mes]
Enero	321	48.705	49.027
Febrero	277	42.014	42.291
Marzo	272	41.210	41.482
Abril	451	68.320	68.771
Mayo	436	66.176	66.612
Junio	523	79.355	79.878
Julio	674	102.176	102.850
Agosto	606	91.897	92.503
Septiembre	619	93.781	94.399
Octubre	485	73.566	74.051
Noviembre	435	66.019	66.455
Diciembre	319	48.409	48.729
Total [kg/año]	5.419	821.628	827.047

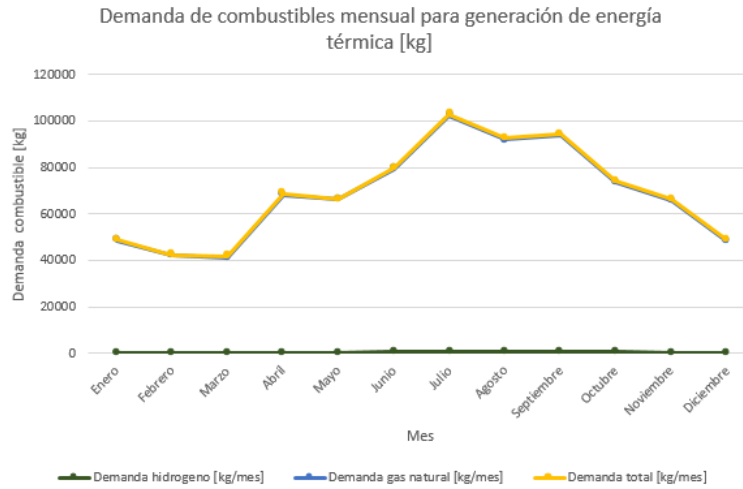


Figura 5.13: Comparación de la demanda de combustibles en kg necesarios para abastecer de energía térmica al Hospital Regional de Concepción.

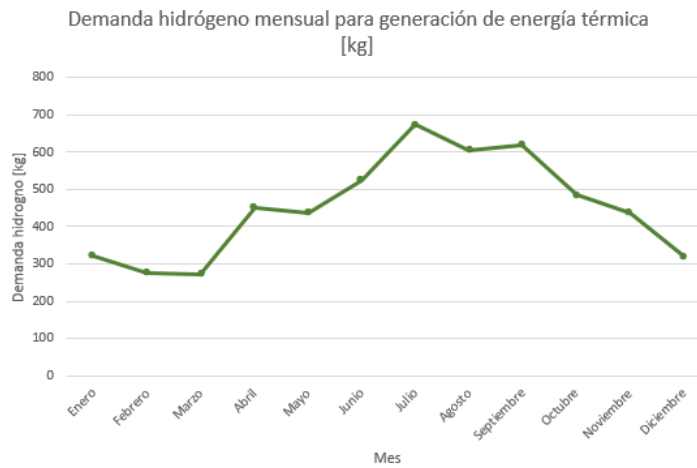


Figura 5.14: Demanda de hidrógeno verde en kg necesario para abastecer de energía térmica al Hospital Regional de Concepción.

Tabla 5.26: Datos generales de la demanda de hidrógeno y gas natural en kg necesario para abastecer de energía térmica al Hospital Regional de Concepción.

Demanda	Hidrógeno	Gas natural	Total
Máxima [kg/mes]	674	102.176	102.850
Promedio [kg/mes]	452	68.469	68.921
Mínima [kg/mes]	272	41.210	41.482

Por otro lado al multiplicar el poder calorífico inferior de la Tabla 5.22 por el volumen de hidrógeno o gas natural de la Tabla 5.23, se puede obtener la energía generada por los combustibles a nivel mensual, lo cual se puede apreciar en las Tablas 5.27 y 5.28, así como la Figura 5.15.

Tabla 5.27: Energía mensual generada por el hidrógeno y gas natural en el Hospital Regional de Concepción.

Mes	Energía hidrógeno [Mwh/mes]	Energía gas natural [Mwh/mes]	Energía total [Mwh/mes]
Enero	12	731	743
Febrero	10	630	641
Marzo	10	618	628
Abril	17	1.025	1.042
Mayo	16	993	1.009
Junio	19	1.191	1.210
Julio	25	1.533	1.558
Agosto	22	1.379	1.401
Septiembre	23	1.407	1.430
Octubre	18	1.104	1.122
Noviembre	16	991	1.007
Diciembre	12	726	738
Total [Mwh/año]	200	12.329	12.529

Tabla 5.28: Datos generales de la generación de energía del hidrógeno y gas natural necesario para abastecer de energía térmica al Hospital Regional de Concepción.

Energía	Hidrógeno	Gas natural	Total
Máxima [Mwh/mes]	25	1.533	1.558
Promedio [Mwh/mes]	17	1.027	1.044
Mínima [Mwh/mes]	10	618	628

DISTRIBUCIÓN DEL CONSUMO TÉRMICO TOTAL ANUAL [%]

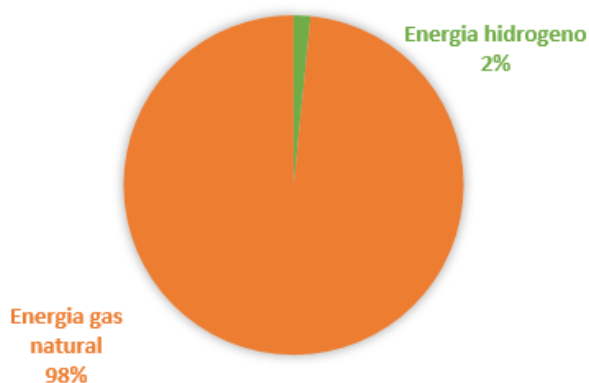


Figura 5.15: Comparación generación de energía anual Hospital Regional de Concepción.

Dentro de los efectos positivos que tiene la inyección de hidrógeno en las redes de gas natural

se encuentra la reducción de emisiones de CO_2 a la atmósfera, debido a que la combustión del hidrógeno solamente emite vapor de agua [19]. Las emisiones de CO_2 evitadas para cada mes al inyectar hidrógeno se pueden obtener mediante la Ecuación 5.40.

$$GEI = F_e \cdot (E_i - E_f) \quad (5.40)$$

Donde:

- $GEI [kgCO_2/mes]$: Emisiones de gases de efecto invernadero (CO_2) evitadas.
- $F_e [kgCO_2/kwh]$: Factor de emisiones de gases de efecto invernadero (CO_2) del gas natural.
- $E_i [kwh/mes]$: Energía generada por el gas natural sin hidrógeno verde.
- $E_f [kwh/mes]$: Energía generada por el gas natural con hidrógeno verde.

Tomando el factor de emisiones del gas natural de $0,2 kgCO_2/kWh$ según el Grupo Intergubernamental de Expertos sobre el Cambio Climático (IPCC) y en base a las Tablas 4.21 y 5.27, se obtienen la emisiones de gases de efecto invernadero evitadas a nivel mensual como se ve en la Tabla 5.29.

Tabla 5.29: Emisiones de gases de efecto invernadero GEI (CO_2) evitadas con la inyección de un 5 % de hidrógeno en el Hospital Regional de Concepción.

Mes	Emisiones evitadas [$kgCO_2/mes$]
Enero	2.396
Febrero	2.067
Marzo	2.027
Abril	3.360
Mayo	3.255
Junio	3.903
Julio	5.026
Agosto	4.520
Septiembre	4.613
Octubre	3.619
Noviembre	3.247
Diciembre	2.381
Total [$kgCO_2/año$]	40.414

Las Tablas 5.30 y 5.31, así como la Figura 5.16 y 5.17 muestran la demanda de hidrógeno a nivel mensual de los diferentes usos de energía para el Hospital Regional de Concepción.

Tabla 5.30: Comparación demanda de hidrógeno verde para los diferentes usos en el Hospital Regional de Concepción.

Mes	Demanda hidrógeno red de gas [kg/mes]	Demanda hidrógeno electricidad [kg/mes]	Demanda total [kg/mes]
Enero	321	46.296	46.617
Febrero	277	41.140	41.417
Marzo	272	46.901	47.173
Abril	451	46.104	46.554
Mayo	436	46.916	47.353
Junio	523	45.839	46.362
Julio	674	46.508	47.182
Agosto	606	46.360	46.966
Septiembre	619	43.241	43.860
Octubre	485	44.472	44.957
Noviembre	435	42.821	43.257
Diciembre	319	45.290	45.609
Total [kg/año]	5.419	541.888	547.307

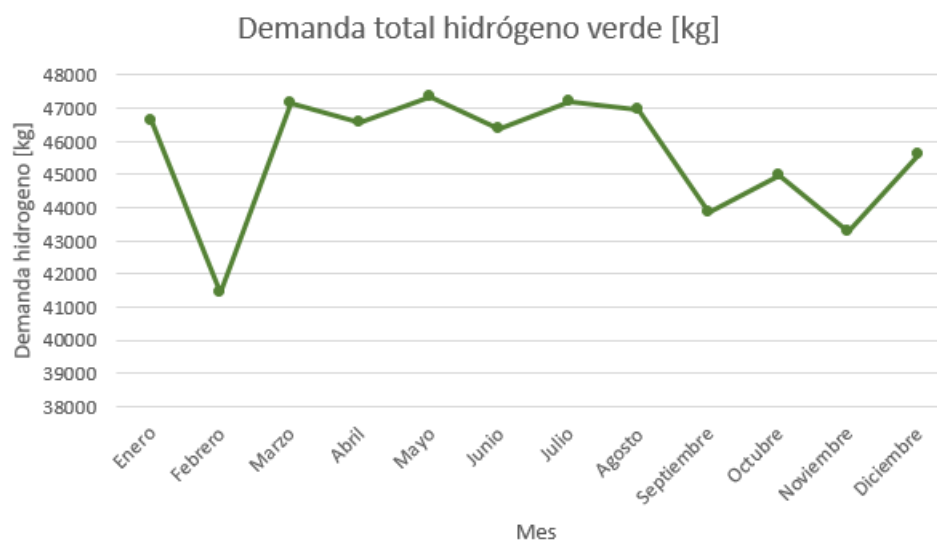


Figura 5.16: Demanda de hidrógeno mensual para el abastecimiento de energía eléctrica y térmica al Hospital Regional de Concepción.

Tabla 5.31: Datos generales de la demanda de hidrógeno en kg necesarios para abastecer de energía eléctrica y térmica al Hospital Regional de Concepción.

Demanda	Gas	Electricidad	Total
Máxima [kg/mes]	674	46.916	47.353
Promedio [kg/mes]	452	45.157	45.609
Mínima [kg/mes]	272	41.140	41.417

COMPARACIÓN DEMANDA HIDRÓGENO [%]

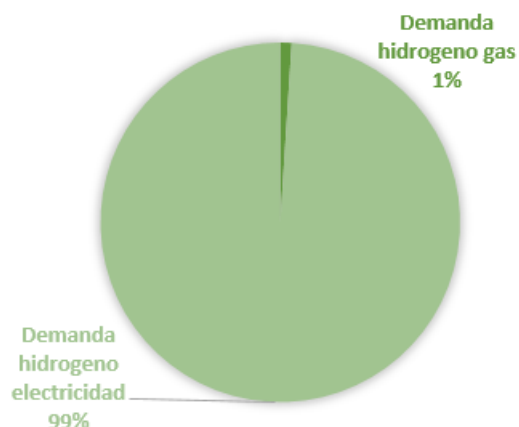


Figura 5.17: Comparación distribución de demanda de hidrógeno para energía eléctrica y térmica al Hospital Regional de Concepción.

5.2. Dimensionamiento del sistema de transporte de hidrógeno y oxígeno para su uso final

Se busca el transporte, mediante estanques en camiones que funcionen con celdas de combustible del hidrógeno gaseoso, oxígeno criogénico y cilindros de oxígeno gaseoso de la planta de producción hacia el Hospital, y del agua que generan las celdas de combustibles hacia la planta de producción.

En general, los modelos de camiones con celdas de combustible a hidrógeno están aún en fase piloto y no en el mercado como producción a gran escala, pero debido a todas las cualidades que esta tecnología brinda, se avista un gran futuro para descarbonizar esta categoría vehicular. Dada la Plataforma de Electromovilidad del Ministerio de Energía, y realizando una revisión con las principales marcas que están incursionado en camiones a hidrógeno se escoge el camión XCIENT Fuel Cell de la marca Hyundai [42].

En un acuerdo entre Hyundai Motor Company y H2 Energy, se confirmó que durante 5 cinco años (desde 2019 a 2023) se suministrará una flota de 1.000 camiones con celdas de combustible a hidrógeno al mercado suizo. El camión presenta un diseño que lo hace aerodinámicamente eficiente, además de estéticamente atractivo para el consumidor, y se espera su llegada a Chile en pocos años mas [42]. Actualmente los consumidores operan el camión en la modalidad de “pago por uso”, este plan de pago por uso incluye el reabastecimiento de combustible, cargo por servicio, garantía de dos años y reemplazo a los seis años (solo para la batería de alto voltaje de la celda de combustible). Las características técnicas del camión se pueden ver en la Tabla 5.32 y Figura 5.18 [43].

Tabla 5.32: Especificaciones técnicas camión XCIENT Fuel Cell de la marca Hyundai [43].

Fabricante	Hyundai
Modelo	Xcient Fuel Cell
Año	2019
Clase	8
Configuración de ejes	4x2
Máxima velocidad [km/h]	85
Potencia celdas de combustible [kW]	190 (95 kWx2EA)
Voltaje batería respaldo [V]	661
Energía batería respaldo [kwh]	73,2
Potencia de motor impulsor [kW]	350
Torque motor impulsor [Nm]	2.237
Rango de manejo [km]	400
Presión del estanque hidrógeno [bar]	350
Capacidad del estanque hidrógeno [kgH ₂]	32,09
Tiempo de carga [min]	8 a 20
Peso cabina [ton]	9
Máximo peso remolque trasero [ton]	10
Máxima carga de transporte [ton]	17
Máximo peso con remolque trasero [ton]	36

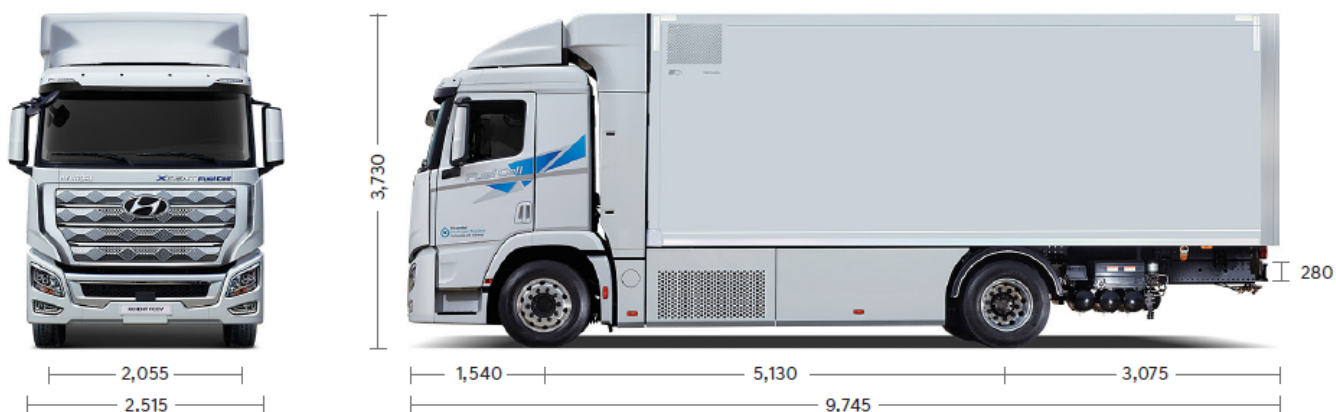


Figura 5.18: Dimensiones en mm del camión XCIENT Fuel Cell de la marca Hyundai [43].

Dado que se busca maximizar la masa de los compuestos transportada en los camiones, en especial la del hidrógeno, se escoge un remolque o trailer abierto de 3 ejes del fabricante DSV, cuyas especificaciones técnicas se dan en la Tabla 5.33 y Figura 5.19 [44].

Tabla 5.33: Especificaciones técnicas del remolque o trailer abierto del fabricante DSV [44].

Fabricante	DSV
Ejes	3
Masa del remolque [ton]	6,5
Capacidad de carga [ton]	31,9
Longitud interior [m]	13,92
Ancho [m]	2,55

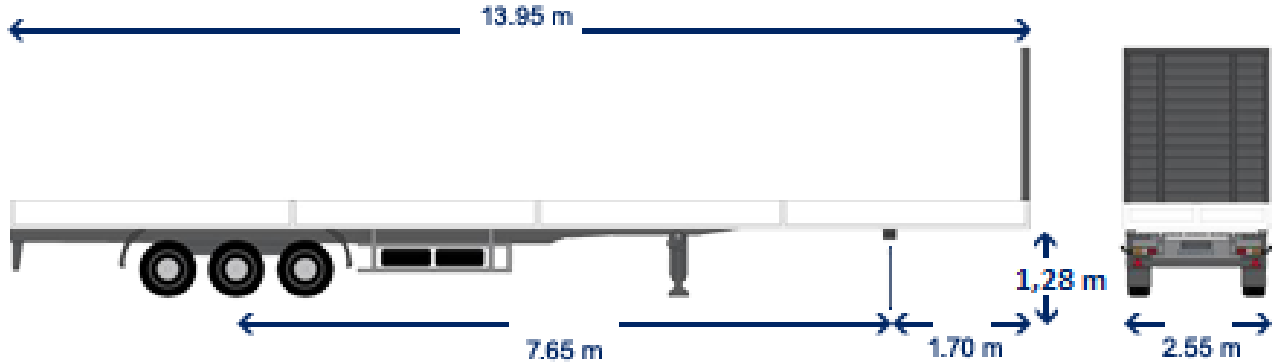


Figura 5.19: Dimensiones en m del remolque o trailer abierto del fabricante DSV [44].

Aplicando la teoría matemática para la forma del estanque, una forma esférica será capaz de soportar la presión interna de los gases utilizando el mínimo material posible, sin embargo, un recipiente con forma esférica es muy difícil de fabricar. Una forma cilíndrica es también una forma óptima para un recipiente a presión, además de ser mucho más fácil de fabricar e instalar. Normalmente los depósitos utilizados en automoción tienen un diseño cilíndrico, y en los extremos o cabezas, están rematados con una forma de casquete hemisférico, o de semiesfera [45].

Para el transporte de los compuestos en estanques a través de camiones se tienen dos limitaciones fundamentales dadas por el camión a utilizar. En primer lugar la carga máxima que puede transportar (masa del estanque mas la masa del compuesto), y en segundo lugar las dimensiones del estanque dadas por el camión y el tipo de tráiler a utilizar.

La masa máxima (masa del estanque mas la masa del compuesto) que puede transportar se fija en $m_{cmax}=17$ ton, dadas las especificaciones técnicas del camión en la Tabla 5.32, el limite de la masa del compuesto a transportar queda dada por la Ecuación 5.41.

$$m_{Tmax} = m_{cmax} - m_t \quad (5.41)$$

donde:

- m_{Tmax} [kg]: Máxima masa del compuesto a transportar.
- m_{cmax} [kg]: Máxima carga que puede transportar el camión.
- m_t [kg]: Masa del estanque de almacenamiento.

Notar que en dicha ecuación no se incluye la masa del tráiler, lo anterior pues la máxima masa del tráiler que puede soportar el camión es de 10 ton, siendo el tráiler escogió de 6,5 ton. De este modo se posee una holgura de 3,5 ton destinada a los elementos de montaje del estanque en el tráiler.

Las dimensiones máximas que puede tener el contenedor que transporta los cilindros de oxígeno gaseoso, así como los estanques cilíndricos de almacenamiento de los compuestos, se ven las Tablas 5.34 y 5.35, junto con las y Figuras 5.20 y 5.21. Siendo obtenidas en base a las especificaciones técnicas del camión y tráiler de las Figuras 5.18 y 5.19.

Tabla 5.34: Máximas dimensiones del contenedor para el transporte de los cilindros de oxígeno gaseosos.

Largo L [m]	13
Ancho w [m]	2,5
Alto h [m]	2,4



Figura 5.20: Máximas dimensiones del contenedor para el transporte de los cilindros de oxígeno gaseoso.

Tabla 5.35: Máximas dimensiones de los estanques cilíndricos para el transporte de los compuestos.

Largo L [m]	13
Radio interior r [m]	1,1
Espesor t [mm]	100



Figura 5.21: Máximas dimensiones de los estanques cilíndricos para el transporte de los compuestos.

5.2.1. Diseño de estanques de almacenamiento camiones

5.2.1.1. Estanque de almacenamiento agua camiones

El agua no presenta mayores dificultades en su almacenamiento dado que es un fluido con una alta densidad. Los materiales típicos para el transporte de agua son aceros inoxidable o polímeros como el polietileno. Para esta aplicación se escoge el Acero inoxidable AISI 410 [46] como material del estanco, teniendo los parámetros iniciales para el calculo del mismo en la Tabla 5.36, donde las propiedades del agua se obtienen del programa Engineering Equation Solver (EES).

Tabla 5.36: Parámetros iniciales para el calculo del estanco de almacenamiento de agua de los camiones.

Temperatura operación T [K]	298,15
Presión de operación P [kPa]	100
Densidad del agua ρ_{H_2O} [kg/Nm ³]	997,1
Radio cilindro r [m]	1,10
Largo estanco L [m]	5
Factor de seguridad n	1,5
Material estanco	Acero inoxidable AISI 410
Limite de fluencia σ_f [MPa]	480
Densidad del material estanco ρ_t [kg/m ³]	7.730

El volumen y la masa de agua contenida en el estanco se obtiene mediante las Ecuaciones 5.42 y 5.43.

$$V_t = \pi \cdot r^2 \cdot L \quad (5.42)$$

$$m_T = \rho_{H_2O} \cdot V_t \quad (5.43)$$

donde:

- V_t [m³]: Volumen contenido en el estanco.

- r [m]: Radio interno del estanque.
- L [m]: Largo interno del estanque.
- m_T [kg]: Masa contenida en el estanque.
- ρ_{H_2O} [kg/m³]: Densidad del agua a la presión y temperatura de operación.

El espesor del estanque se obtiene mediante la Ecuación 5.44, donde se usa el criterio de Von Misses para un material isotropico, mas detalles Anexo B. La masa del estanque se obtiene mediante la Ecuación 5.45.

$$t_w = \frac{P \cdot r \cdot n \cdot \sqrt{3}}{2 \cdot \sigma_f} \quad (5.44)$$

$$m_t = \rho_t \cdot (\pi \cdot (r + t_w)^2 \cdot L - \pi \cdot r^2 \cdot L) \quad (5.45)$$

donde:

- t_w [m]: Espesor de pared del estanque.
- P [kPa]: Presión de operación del estanque.
- r [m]: Radio interior del estanque.
- n : Factor de seguridad.
- σ_f [kPa]: Limite de fluencia del material de construcción del estanque.
- m_t [kg]: Masa del estanque.
- ρ_t [kg/m³]: Densidad del material de construcción del estanque.
- L [m]: Largo interior del estanque.

Evaluando las Ecuaciones 5.42, 5.43, 5.44, 5.45 y 5.41 en la Tabla 5.36, se obtienen los resultados para el estanque de agua de los camiones presentes en la Tabla 5.37.

Tabla 5.37: Resultados para el estanque de almacenamiento de agua camiones.

Volumen agua contenido cilindro V_t [m ³]	15,71
Masa agua contenida en cilindro m_T [kg]	15.662
Espesor pared cilindro Von Misses t_w [mm]	0,30
Masa estanque cilíndrico m_t [kg]	80
Carga máxima de agua transportar m_{Tmax} [kg]	16.920

5.2.1.2. Estanque de almacenamiento hidrógeno camiones

El hidrógeno como se ha establecido tiene dificultades en sus almacenamiento dada su baja densidad en estado gaseoso, además que presenta problemas en cuanto a fugas en ciertos materiales. Para el presente proyecto se utiliza un estanque Tipo IV donde se tiene una primera capa de una aleación de aluminio 2048 (t_p) [47] para evitar las fugas de hidrógeno, una segunda capa de un

material compuesto de Fibra de carbono continua HexTow IM 10 12K [48] en una matriz de Resina HexPly 8552 [49] (t_w), la cual le confiere resistencia mecánica, y por ultimo una capa protectora para resistir las condiciones climáticas durante el traslado de Acero inoxidable AISI 410 (t_c) [46], tal como se ve en la Figura 5.22.

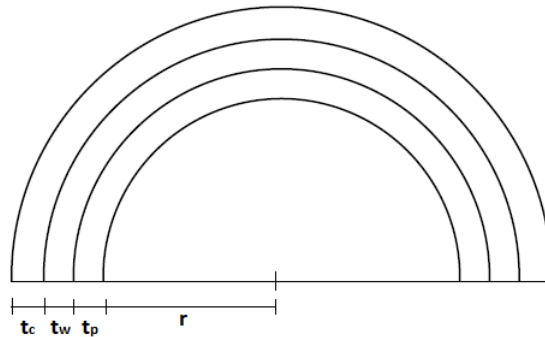


Figura 5.22: Vista en detalle de los diferentes espesores de los materiales que conforman el estanco de hidrógeno camiones.

La capa mas importante es la del material compuesto, pues es la que resiste la alta presión a la cual se almacena el hidrógeno. Las configuraciones de fibras largas, o incluso continuas y unidireccionales, producen propiedades anisotrópicas, con una resistencia y rigidez particularmente buenas en la dirección paralela a las fibras. Estas fibras se conocen como capas a 0° , lo cual muestra que todas las fibras están alineadas en la dirección del esfuerzo aplicado (condición de isoesfuerzo). Sin embargo, las orientaciones unidireccionales originan malas propiedades si la carga es perpendicular a dichas fibras, lo que se conoce como capas a 90° (isodeformación), como se puede ver en la Figura 5.23 [50].

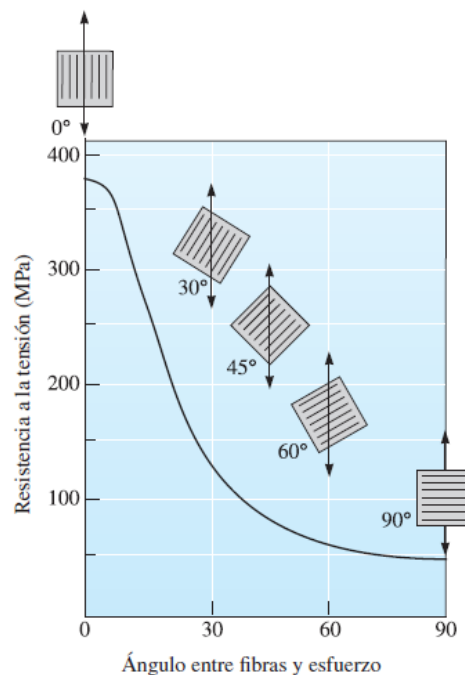


Figura 5.23: Efecto de la orientación de la fibra sobre la resistencia a la tensión de compuestos epóxicos reforzados con fibras de vidrio E [50].

Una de las características únicas de los compuestos reforzados con fibra es que pueden adaptar sus propiedades para cubrir diferentes tipos de condiciones de carga. Se pueden introducir, en varias direcciones dentro de la matriz, fibras largas y continuas; en configuraciones ortogonales (capas $0^\circ/90^\circ$) se pueden obtener buenas resistencias en dos direcciones perpendiculares. Las configuraciones más complejas (como capas $0^\circ/\pm 45^\circ/90^\circ$) proporcionan refuerzo en múltiples direcciones, tal como se ve en la Figura 5.24 [50].

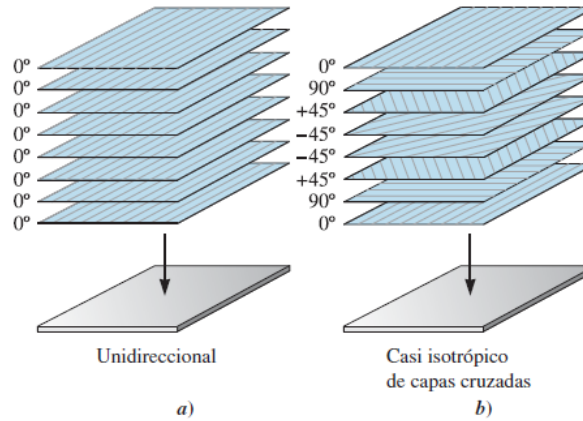


Figura 5.24: a) Se pueden unir cintas con fibras alineadas para producir una estructura compuesta unidireccional de varias capas. b) Se pueden unir cintas con fibras alineadas en varias orientaciones para producir un compuesto casi isotrópico. En este caso se ha formado un compuesto $0^\circ/\pm 45^\circ/90^\circ$ [50].

En base al Anexo B se puede ver que el estanque posee un esfuerzo longitudinal (σ_x), y un esfuerzo circunferencial (σ_y), siendo el esfuerzo circunferencial el doble que el longitudinal, tal como se ve en la Figura 5.25. El fabricante entrega laminas de fibras de carbono en una matriz epoxica con espesores de 0,2 mm, de este modo se escoge una configuración de laminas de fibras de carbono $0^\circ/90^\circ$, teniendo fibras paralelas al esfuerzo longitudinal con una fracción en volumen de laminas f_x (0° respecto a σ_x y 90° respecto a σ_y), y laminas de fibras paralelas al esfuerzo circunferencial con una fracción en volumen de laminas f_y (0° respecto a σ_y y 90° respecto a σ_x), tal como se ve en la Figura 5.25.

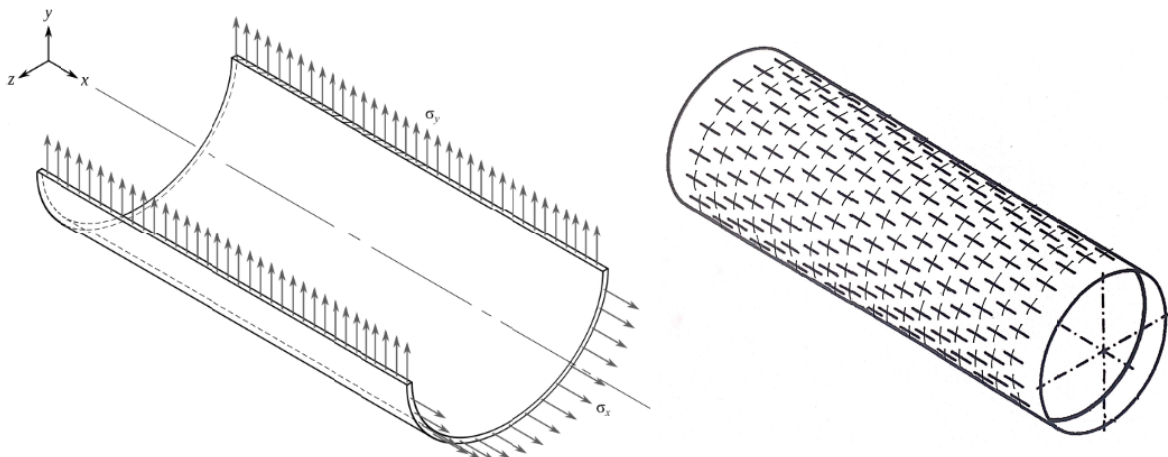


Figura 5.25: Disposición de las laminas de fibras de carbono dispuestas paralelas a los esfuerzos longitudinales σ_x y circunferenciales σ_y .

Dado que el esfuerzo es mayor en la zona circunferencial, se refuerza de mayor forma el aro, de este modo $f_y > f_x$. Es así que existe un comportamiento anisótropo del material. Para determinar los límites de fluencia en el eje x e y se utiliza la Tabla 5.38 dada por el fabricante de laminas, donde la densidad de la lamina del material compuesto se obtiene con la regla de las mezclas dada por la Ecuación 5.46 [50].

$$\rho_c = f_f \cdot \rho_f + f_m \cdot \rho_m \quad (5.46)$$

donde:

- $\rho_c [kg/m^3]$: Densidad de las laminas del material compuesto.
- $\rho_f [kg/m^3]$: Densidad de las fibras.
- $\rho_m [kg/m^3]$: Densidad de la matriz de resina.
- f_f : Fracción en volumen de las fibras.
- f_m : Fracción en volumen de la matriz de resina.

Tabla 5.38: Especificaciones técnicas laminas de fibra de carbono HexTow 10 12K con resina de HexPly 8552 [48] [49].

Fracción volumen fibra f_f [%]	60
Fracción volumen resina f_m [%]	40
Densidad fibra $\rho_f [kg/m^3]$	1.299
Densidad resina $\rho_m [kg/m^3]$	1.790
Densidad de lamina compuesto $\rho_c [kg/m^3]$	1.594
Límite fluencia fibra $\sigma_f [MPa]$	6.826
Límite fluencia resina $\sigma_m [MPa]$	121
Límite fluencia lamina compuesto (0°) $\sigma_{c0^\circ} [MPa]$	3.310
Límite fluencia lamina compuesto (90°) $\sigma_{c90^\circ} [MPa]$	80
Espesor de lamina $t_l [mm]$	0,2

El límite de fluencia en cada dirección se determina mediante las Ecuaciones 5.47 y 5.48 que corresponden a la regla de las mezclas para las laminas con el esfuerzo paralelo a cada dirección como se ve en la Figura 5.26 [50].

$$\sigma_{fx} = f_x \cdot \sigma_{c0^\circ} + f_y \cdot \sigma_{c90^\circ} \quad (5.47)$$

$$\sigma_{fy} = f_y \cdot \sigma_{c0^\circ} + f_x \cdot \sigma_{c90^\circ} \quad (5.48)$$

donde:

- $\sigma_{fx} [MPa]$: Límite de fluencia del conjunto de laminas en la dirección longitudinal.
- $\sigma_{fy} [MPa]$: Límite de fluencia del conjunto de laminas en la dirección circunferencial.
- f_x : Fracción en volumen de laminas con orientación de las fibras paralelas al esfuerzo longitudinal.

- f_y : Fracción en volumen de laminas con orientación de las fibras paralelas al esfuerzo circunferencial.
- $\sigma_{c0^\circ} [MPa]$: Esfuerzo de fluencia de la lamina con las fibras paralelas al esfuerzo.
- $\sigma_{c90^\circ} [MPa]$: Esfuerzo de fluencia de la lamina con las fibras perpendiculares al esfuerzo.

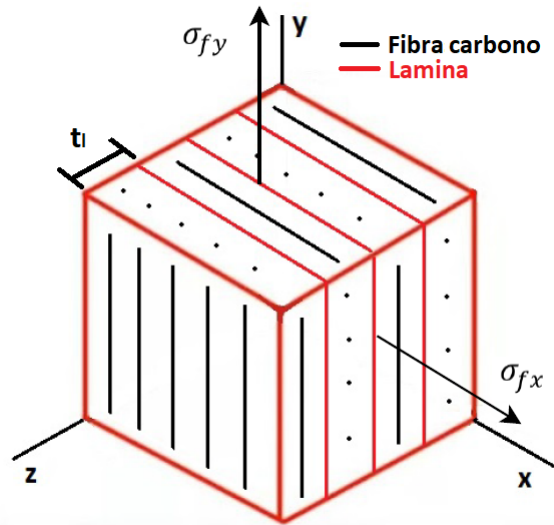


Figura 5.26: Elemento diferencial de la pared del estanque de almacenamiento de hidrógeno.

De este modo mediante la Tabla 5.38, las Ecuaciones 5.47 y 5.48, y fijando las fracciones $f_x = 0,3$ y $f_y = 0,7$ se obtiene la Tabla 5.39 con los límites de fluencia en cada dirección.

Tabla 5.39: Resultados para los límites de fluencia en la dirección longitudinal y circunferencial.

Fracción laminas longitudinales f_x [%]	30
Fracción laminas circunferenciales f_y [%]	70
Límite de fluencia longitudinal $\sigma_{fx} [MPa]$	1.049
Límite de fluencia circunferencial $\sigma_{fy} [MPa]$	2.341

De este modo se tienen los parámetros iniciales para el cálculo del estanque de almacenamiento de hidrógeno de los camiones en la Tabla 5.40, donde las propiedades del hidrógeno se obtienen del programa Engineering Equation Solver (EES), y la constante de los gases ideales para el hidrógeno mediante la Ecuación 5.34.

Tabla 5.40: Parámetros iniciales para el calculo del estanque de almacenamiento de hidrógeno de los camiones.

Constante de los gases ideales R_{H_2} [kJ/kgK]	4,125
Temperatura operación T [K]	308,15
Presión de operación P [kPa]	70.000
Factor de compresión Z	1,437
Radio cilindro r [m]	1,10
Largo estanque L [m]	13
Factor de seguridad n	1,5
Material para impermeabilización	Aluminio 2048
Espesor del material impermeabilización t_p [mm]	2
Densidad del material impermeabilización ρ_p [kg/m ³]	2.750
Material resistencia mecánica	Laminas de fibra de carbono continua HexTow IM 10 12K con Resina HexPly 8552
Espesor laminas material resistencia mecánica t_l [mm]	0,2
Limite de fluencia longitudinal σ_{fx} [MPa]	1.049
Limite de fluencia circunferencial σ_{fy} [MPa]	2.341
Densidad del material de resistencia mecánica ρ_w [kg/m ³]	1.594
Material cubierta protectora	Acero inoxidable AISI 410
Espesor de la cubierta protectora t_c [mm]	2
Densidad de la cubierta protectora ρ_c [kg/m ³]	7.730

El volumen y la masa de hidrógeno contenido en el estanque se obtiene mediante las Ecuaciones 5.49 y 5.50.

$$V_t = \pi \cdot r^2 \cdot L \quad (5.49)$$

$$m_T = \frac{V_t \cdot P}{Z \cdot R_{H_2} \cdot T} \quad (5.50)$$

donde:

- V_t [m³]: Volumen contenido en el estanque.
- r [m]: Radio interno del estanque.
- L [m]: Largo interno del estanque.
- m_T [kg]: Masa contenida en el estanque.
- P [kPa]: Presión de operación del estanque.
- T [K]: Temperatura de operación del estanque.
- R_{H_2} [kJ/Kgk]: Constante de los gases ideales para el hidrógeno.
- Z : Factor de compresión a la presión y temperatura de operación del estanque.

El espesor de resistencia mecánica del estanque se obtiene mediante la Ecuación 5.53, donde se usa el criterio del espesor máximo para un material anisótropico, mas detalles Anexo B. El número total de laminas longitudinales y circunferenciales se obtiene mediante las Ecuaciones 5.55 y 5.56.

$$t_{wx} = \frac{P \cdot (r + t_p) \cdot n}{2 \cdot \sigma_{fx}} \quad (5.51)$$

$$t_{wy} = \frac{P \cdot (r + t_p) \cdot n}{\sigma_{fy}} \quad (5.52)$$

$$t_w = \max\{t_{wx}, t_{wy}\} \quad (5.53)$$

$$N_l = \frac{t_w}{t_l} \quad (5.54)$$

$$N_x = f_x \cdot N_l \quad (5.55)$$

$$N_y = f_y \cdot N_l \quad (5.56)$$

donde:

- $t_{wx}[m]$: Espesor de pared del estanque longitudinal.
- $t_{wy}[m]$: Espesor de pared del estanque circunferencial.
- $t_w[m]$: Espesor de pared del estanque de resistencia mecánica.
- P [kPa]: Presión de operación del estanque.
- r [m]: Radio interior del estanque.
- $t_p[m]$: Espesor del material de impermeabilización.
- n : Factor de seguridad.
- $\sigma_{fx}[kPa]$: Limite de fluencia longitudinal del material de construcción del estanque.
- $\sigma_{fy}[kPa]$: Limite de fluencia circunferencial del material de construcción del estanque.
- N_l : Número total de laminas del material compuesto.
- N_x : Número de laminas orientadas en la dirección longitudinal.
- N_y : Número de laminas orientadas en la dirección circunferencial.
- f_x : Fracción en volumen de laminas con orientación de las fibras paralelas al esfuerzo longitudinal.
- f_y : Fracción en volumen de laminas con orientación de las fibras paralelas al esfuerzo circunferencial.

La masa del estanque se obtiene mediante la Ecuación 5.57.

$$\begin{aligned}
 m_t = & \rho_p \cdot (\pi \cdot (r + t_p)^2 \cdot L - \pi \cdot r^2 \cdot L) \\
 & + \rho_w \cdot (\pi \cdot (r + t_p + t_w)^2 \cdot L - \pi \cdot (r + t_p)^2 \cdot L) \\
 & + \rho_c \cdot (\pi \cdot (r + t_p + t_w + t_c)^2 \cdot L - \pi \cdot (r + t_p + t_w)^2 \cdot L)
 \end{aligned}
 \tag{5.57}$$

- m_t [kg]: Masa del estanque.
- L [m]: Largo interior del estanque.
- r [m]: Radio interior del estanque.
- ρ_p [kg/m³]: Densidad del material impermeabilización.
- ρ_w [kg/m³]: Densidad del material de resistencia mecánica.
- ρ_c [kg/m³]: Densidad del material de cubierta protectora.
- t_p [m]: Espesor del material de impermeabilización.
- t_w [m]: Espesor de pared del estanque de resistencia mecánica.
- t_c [m]: Espesor del material de cubierta protectora.

Evaluando las Ecuaciones 5.49, 5.50, 5.53, 5.55, 5.56, 5.57 y 5.41 en la Tabla 5.40, se obtienen los resultados para el estanque de hidrógeno de los camiones presentes en la Tabla 5.41.

Tabla 5.41: Resultados obtenidos para el estanque de almacenamiento de hidrógeno camiones.

Volumen hidrógeno contenido cilindro V_t [m ³]	49,42
Masa hidrógeno contenida cilindro m_T [kg]	1.894
Espesor pared longitudinal t_{wx} [mm]	55,05
Espesor pared circunferencial t_{wy} [mm]	50,34
Espesor pared cilindro resistencia t_w [mm]	56
Número total de laminas N_l	280
Número de laminas longitudinales N_x	84
Número de laminas circunferenciales N_y	196
Proporción de laminas N_y/N_x	7/3
Masa estanque cilíndrico m_t [kg]	10.196
Carga máxima de hidrógeno a transportar m_{Tmax} [kg]	6.804
Espesor total de pared t [mm]	60

5.2.1.3. Estanque de almacenamiento oxígeno criogénico camiones

Para el almacenamiento del oxígeno líquido se toma como referencia el Manual de Gases de la empresa Indura S.A [32], donde los estanques estacionarios constan de un recipiente interior de acero inoxidable para soportar bajas temperaturas, y uno exterior de acero al carbono, aislados entre sí por una combinación de alto vacío y material aislante. Siguiendo la misma línea se tiene una primera capa de Acero inoxidable AISI 410 (t_w) [46] que le confiere resistencia mecánica, una

segunda capa de Poliuretano expandido (R-11 expandido) (t_a) [51], el cual es un material aislante térmicamente, y por ultimo una capa protectora para resistir las condiciones climáticas durante el traslado de Acero inoxidable AISI 410 (t_c) [46], tal como se ve en la Figura 5.27.

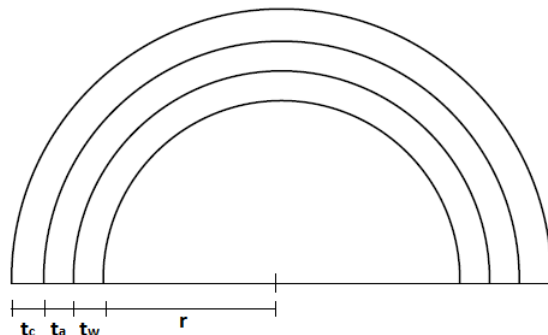


Figura 5.27: Vista de detalle de los diferentes espesores de los materiales que conforman el estanco de oxígeno líquido camiones.

Los parámetros iniciales para el cálculo del estanco de oxígeno criogénico de los camiones se ven en la Tabla 5.42, donde las propiedades del oxígeno se obtienen del programa Engineering Equation Solver (EES).

Tabla 5.42: Parámetros iniciales para el cálculo del estanco de almacenamiento de oxígeno líquido de los camiones.

Temperatura operación T [K]	90
Presión de operación P [kPa]	1.200
Densidad del oxígeno ρ_{O_2} [kg/m^3]	1.145
Radio cilindro r [m]	1
Largo estanco L [m]	4
Factor de seguridad n	1,5
Material resistencia mecánica	Acero inoxidable AISI 410
Límite de fluencia material resistencia σ_f [MPa]	480
Densidad del material de resistencia mecánica ρ_w [kg/m^3]	7.730
Material aislante	Poliuretano expandido (R-11 expandido)
Densidad del material aislante ρ_a [kg/m^3]	24
Material de cubierta protectora	Acero inoxidable AISI 410
Espesor de la cubierta t_c [mm]	2
Densidad de la cubierta ρ_c [kg/m^3]	7.730

El volumen y la masa de oxígeno contenida en el estanco se obtiene mediante las Ecuaciones 5.58 y 5.59.

$$V_t = \pi \cdot r^2 \cdot L \quad (5.58)$$

$$m_T = \rho_{O_2} \cdot V_t \quad (5.59)$$

donde:

- $V_t[m^3]$: Volumen contenido en el estanque.
- $r [m]$: Radio interno del estanque.
- $L [m]$: Largo interno del estanque.
- $m_T [kg]$: Masa contenida en el estanque.
- $\rho_{O_2}[kg/m^3]$: Densidad del oxígeno a la presión y temperatura de operación.

El espesor del estanque se obtiene mediante la Ecuación 5.60, donde se usa el criterio de Von Misses para un material isotropico, mas detalles Anexo B. La masa del estanque se obtiene mediante la Ecuación 5.61.

$$t_w = \frac{P \cdot r \cdot n \cdot \sqrt{3}}{2 \cdot \sigma_f} \quad (5.60)$$

$$\begin{aligned} m_t = & \rho_w \cdot (\pi \cdot (r + t_w)^2 \cdot L - \pi \cdot r^2 \cdot L) \\ & + \rho_a \cdot (\pi \cdot (r + t_w + t_a)^2 \cdot L - \pi \cdot (r + t_w)^2 \cdot L) \\ & + \rho_c \cdot (\pi \cdot (r + t_w + t_a + t_c)^2 \cdot L - \pi \cdot (r + t_w + t_a)^2 \cdot L) \end{aligned} \quad (5.61)$$

donde:

- $t_w [m]$: Espesor de pared del estanque de resistencia mecánica.
- $P [kPa]$: Presión de operación del estanque.
- $r [m]$: Radio interior del estanque.
- n : Factor de seguridad.
- $\sigma_f [kPa]$: Limite de fluencia del material de construcción del estanque.
- $m_t [kg]$: Masa del estanque.
- $L [m]$: Largo interior del estanque.
- $\rho_w [kg/m^3]$: Densidad del material de resistencia mecánica.
- $\rho_a [kg/m^3]$: Densidad del material aislante.
- $\rho_c [kg/m^3]$: Densidad del material de cubierta protectora.
- $t_a [m]$: Espesor del material aislante.
- $t_c [m]$: Espesor del material de cubierta protectora.

Fijando el espesor de pared del material aislante de tal manera de no sobrepasar la carga máxima que puede transportar el camión y evaluando las Ecuaciones 5.58, 5.59, 5.60, 5.61 y 5.41 en la Tabla 5.42, se obtienen los resultados para el estanque de oxígeno liquido de los camiones presentes en la Tabla 5.43.

Tabla 5.43: Resultados obtenidos para el estanque de almacenamiento de oxígeno liquido camiones.

Volumen oxígeno liquido contenido cilindro $V_l [m^3]$	12,57
Masa oxígeno liquido contenida cilindro $m_T [kg]$	14.388
Espesor pared cilindro Von Misses $t_w [mm]$	3,25
Espesor del material aislante $t_a [mm]$	20
Masa estanque cilíndrico $m_l [kg]$	2.431
Carga máxima de oxígeno liquido a transportar $m_{Tmax} [kg]$	14.569
Espesor total $t [mm]$	25

Notar que el espesor del material aislante se fija tal de no sobrepasar la carga máxima que puede transportar el camión, sin embargo como es de esperarse a mayor espesor menores serán las ganancias térmicas. Para cuantificar la ganancia de calor se utiliza la Figura 5.28. Para el calculo se asume que el estanque cilíndrico esta en el exterior sometido a las corrientes de aire de la zona, se desprecia el calor transferido por radiación, aproximando las temperaturas de pared interior a las del entorno $T_1 \approx T_{\infty 1}$ y $T_4 \approx T_{\infty 2}$, y utilizando la máxima velocidad del viento presente en la zona de $U_{\infty 2} = 11,8 m/s$. De este modo los parámetros iniciales se pueden ver en la Tabla 5.44 donde las propiedades del aire se determinan del programa Engineering Equation Solver (EES).

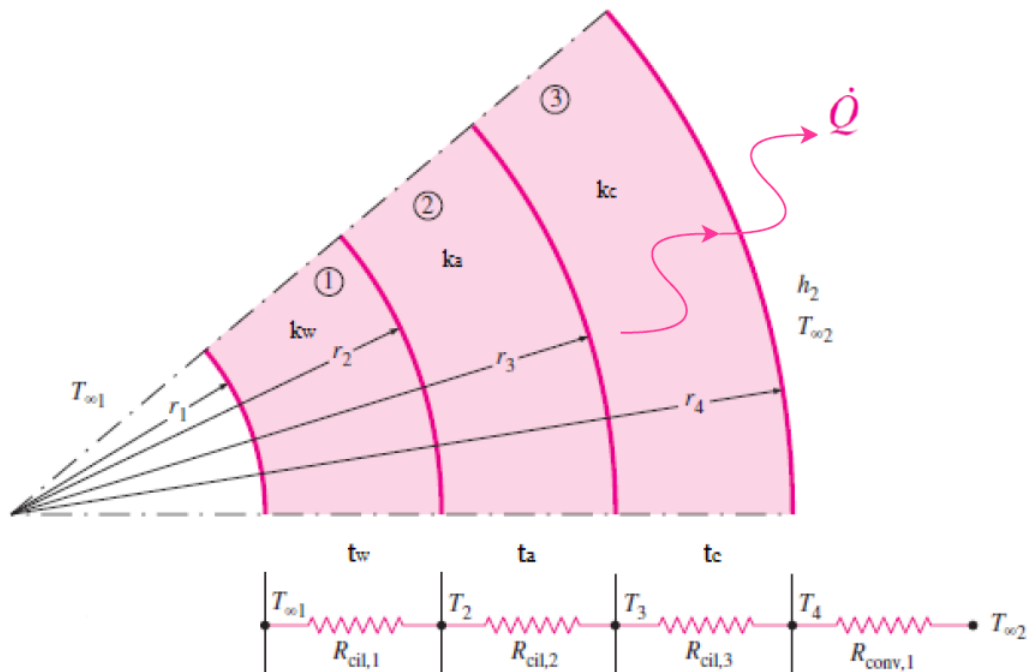


Figura 5.28: Red de resistencias térmicas para la transferencia de calor a través de un cilindro compuesto de tres capas sujeto a convección en el exterior [51].

Tabla 5.44: Parámetros iniciales para el calculo de las ganancias térmicas del estanque de almacenamiento de oxígeno liquido camiones [51].

Presión del aire P_{∞_2} [kPa]	100
Temperatura del aire T_{∞_2} [K]	298,15
Velocidad del aire U_{∞_2} [m/s]	11,8
Densidad del aire ρ_{∞_2} [kg/m ³]	1
Viscosidad del aire μ_{∞_2} [Pa · s]	$1,845 \cdot 10^{-5}$
Conductividad del aire k_{∞_2} [W/mK]	0,063
Número de Prandtl del aire Pr	0,7075
Temperatura del oxígeno liquido T_{∞_1} [K]	90
Conductividad del material de resistencia y cubierta k_w, k_c [W/mK]	21
Conductividad del material aislante k_a [W/mK]	0,023
Radio interno r_1 [m]	1
Radio intermedio r_2 [m]	1,003
Radio intermedio r_3 [m]	1,023
Radio externo r_4 [m]	1,025

El Número de Reynolds se determina mediante la Ecuación 5.62, con lo cual se puede determina el coeficiente de convección exterior para un cilindro mediante la Ecuación 5.63 de Churchill y Bernstein valida para $Re_D \cdot Pr > 0.2$. Finalmente la ganancia de calor esta dada la Ecuación 5.64 [51].

$$Re_D = \frac{\rho_{\infty_2} \cdot U_{\infty_2} \cdot 2r_4}{\mu_{\infty_2}} \quad (5.62)$$

$$\bar{h}_2 = \frac{k_{\infty_2}}{2r_4} \cdot \left[0,3 + \frac{0,62 Re_D^{\frac{1}{2}} Pr^{\frac{1}{3}}}{\left[1 + \left(\frac{0,4}{Pr} \right)^{\frac{2}{3}} \right]^{\frac{1}{4}}} \cdot \left[1 + \left(\frac{Re_D}{282.000} \right)^{\frac{5}{8}} \right]^{\frac{4}{5}} \right] \quad (5.63)$$

donde:

- Re_D : Número de Reynolds para un cilindro.
- ρ_{∞_2} [kg/m³]: Densidad del aire a la presión y temperatura exterior.
- U_{∞_2} [m/s]: Velocidad del aire exterior.
- μ_{∞_2} [Pa · s]: Viscosidad del aire a la presión y temperatura exterior.
- r_4 [mm]: Radio externo cilindro.
- \bar{h}_2 [W/m²K]: Coeficiente de convección cilindro exterior.
- k_{∞_2} [W/mK]: Conductividad térmica del aire a la presión y temperatura exterior.
- Pr: Número de Prandtl del aire a la presión y temperatura exterior.

$$\dot{Q} = \frac{T_{\infty_1} - T_{\infty_2}}{\frac{\ln(\frac{r_2}{r_1})}{2\pi L k_w} + \frac{\ln(\frac{r_3}{r_2})}{2\pi L k_a} + \frac{\ln(\frac{r_4}{r_3})}{2\pi L k_c} + \frac{1}{\bar{h}_2 2\pi L r_4}} \quad (5.64)$$

donde:

- \dot{Q} [W]: Ganancia de calor del estanque de almacenamiento oxígeno líquido.
- r_1 [mm]: Radio interno cilindro.
- r_2 [mm]: Radio intermedio cilindro.
- r_3 [mm]: Radio intermedio cilindro.
- r_4 [mm]: Radio externo cilindro.
- L [m]: Largo del cilindro.
- $k_w = k_c$ [W/mK]: Conductividad térmica del material de resistencia y cubierta.
- k_a [W/mK]: Conductividad térmica del material aislante.
- T_{∞_1} [K]: Temperatura del oxígeno líquido.
- T_{∞_2} [K]: Temperatura del aire exterior.

Evaluando las Ecuaciones 5.62, 5.63 y 5.64 en la Tabla 5.44, se obtiene la Tabla 5.45 con los resultados de la ganancia de calor del estanque de oxígeno líquido con el aislante térmico.

Tabla 5.45: Resultados para la ganancia de calor del estanque de almacenamiento de oxígeno líquido camiones

Número de Reynolds cilindro Re_D	$1,533 \cdot 10^6$
$Re_D \cdot Pr$	$1,084 \cdot 10^6$
Coefficiente de convección \bar{h}_2 [W/m ² K]	22,74
Calor ganado \dot{Q} [kW]	5,8

Realizando el mismo procedimiento anterior para un espesor del aislante nulo ($t_a = 0$ mm), el calor ganado es de 119,2 kW, con lo cual el aislante logra disminuir 20 veces la ganancia de calor del recipiente de transporte.

5.2.2. Diseño contenedor de traslado cilindros oxígeno gaseoso

Para dimensionar el contenedor de traslado de los cilindros de oxígeno gaseoso medicinal se considera el contenedor con las dimensiones mostradas en la Tabla 5.46.

Tabla 5.46: Dimensiones del contenedor para trasladar los cilindros de oxígeno gaseoso medicinal.

Alto h_t [m]	2
Largo L_t [m]	5
Ancho w_t [m]	2,5
Número de pisos N_p	2
Área horizontal contenedor por piso A_t [m ²]	12,5

De la Figura 4.25 el cilindro de mayor consumo es el de $1 Nm^3$ de oxígeno mediliev. Según datos de la empresa Linde Gas y el Manual de Gases de la empresa Indura, el cual establece que en el caso del oxígeno, se deben mover 5 kg de envase por kg de gas [32], se obtiene la Tabla 5.47. Donde las propiedades del oxígeno se obtienen del programa Engineering Equation Solver (EES), la constante de los gases ideales para el oxígeno de la Ecuación 5.34, y la masa de oxígeno contenida en el cilindro de la Ecuación 5.39.

Tabla 5.47: Características técnicas de los cilindros de oxígeno gaseoso medicinal enviados al Hospital Regional de Concepción [32].

Presión P [bar]	200
Diámetro d_c [mm]	111
Alto h_c [mm]	730
Volumen cilindro V_c [Nm^3] (25°C y 1 atm)	1
Factor de compresión Z (25°C y 1 atm)	0,9994
Masa molar oxígeno MM_{O_2} [kg/kmol]	32
Constante de los gases ideales \bar{R} [kJ/kmolK]	8,314
Constante de los gases ideales para el oxígeno R_{O_2} [kJ/kgK]	0,260
Masa oxígeno contenida m_{cO_2} [kg]	1,292
Material cilindro	DOT 3AA Acero cromo - molibdeno, de pared delgada
Masa cilindro vacío m_v [kg]	6,46
Masa total conjunto m_c [kg]	7,75
Área horizontal utilizada por cilindro A_c [m^2]	0,012

El número de cilindros que son transportados por el camión se obtiene de la Ecuación 5.65, la masa de oxígeno transportada por los camiones se obtiene de la Ecuación 5.66, la masa de los cilindros vacíos de la Ecuación 5.67.

$$N_c = N_p \cdot \frac{A_t}{A_c} \quad (5.65)$$

$$m_T = N_c \cdot m_{cO_2} \quad (5.66)$$

$$m_t = N_c \cdot m_v \quad (5.67)$$

donde:

- N_c : Número de cilindros transportados por el camión.
- N_p : Número de pisos de cilindros.
- A_t [m^2]: Área horizontal del contenedor por piso.
- A_c [m^2]: Área horizontal utilizada por cilindro.
- m_T [kg]: Masa de oxígeno gaseoso contenida en el camión.
- m_{cO_2} [kg]: Masa de oxígeno contenida por cilindro.

- $m_r[kg]$: Masa de los cilindros vacíos en el camión.
- $m_v[kg]$: Masa del cilindro vacío.

Evaluando las Ecuaciones 5.65, 5.66, 5.67 y 5.41 en las Tablas 5.46 y 5.47, se obtienen los resultados para el traslado de los cilindros de oxígeno gaseoso medicinal al Hospital Regional de Concepción presentes en la Tabla 5.48.

Tabla 5.48: Resultados obtenidos para los cilindros de oxígeno gaseoso camiones.

Número cilindros transportados N_c	2.028
Masa de oxígeno contenida camión $m_T[kg]$	2.620
Masa cilindros vacíos $m_r[kg]$	13.098
Carga máxima de oxígeno gaseoso a transportar $m_{Tmax}[kg]$	3.902

5.2.3. Cálculo de demanda de hidrógeno para transporte

Para el cálculo de la demanda de hidrógeno se tienen los parámetros iniciales presentes en la Tabla 5.49 donde el consumo específico de hidrógeno de los camiones se obtiene mediante la Ecuación 5.68, y la distancia que recorren los camiones se obtiene mediante la Ecuación 5.69.

Tabla 5.49: Parámetros iniciales para el cálculo de la demanda de hidrógeno.

Capacidad del estanque hidrógeno camión $C_{H_2}[kgH_2]$	32,09
Distancia de autonomía $d_a[km]$	400
Consumo específico camión $C_t[kgH_2/km]$	0,0802
Distancia separación $d_s[km]$	52
Distancia a recorrer $d_r[km]$	104
Factor de sobreconsumo combustible $f_c[\%]$	30

$$C_t = \frac{C_{H_2}}{d_a} \quad (5.68)$$

$$d_r = 2 \cdot d_s \quad (5.69)$$

donde:

- $C_t[kgH_2/km]$: Consumo específico de hidrógeno camión de transporte.
- $C_{H_2}[kgH_2]$: Carga de hidrógeno en el estanque de combustible del camión.
- $d_a[km]$: Distancia de autonomía del camión.
- $d_r[km]$: Distancia a recorrer por el camión desde planta-Hospital.
- $d_s[km]$: Distancia de separación planta-Hospital.

Para el cálculo de la demanda de hidrógeno que poseen los camiones se plantea para el transporte de agua líquida, hidrógeno gaseoso y oxígeno gaseoso, un abastecimiento planta-Hospital cada 2

semanas, lo que contribuye a disminuir el volumen de los estanques de almacenamiento estacionarios. La masa por viaje a transportar de agua, hidrógeno gaseoso y oxígeno gaseoso se puede ver en la Tabla 5.50, en base a la generación de agua de las celdas de combustible de la Tabla 5.19, la demanda de hidrógeno total del Hospital Tabla 5.30, y la demanda de oxígeno gaseoso del Hospital, que se obtiene evaluando la Ecuación 5.39 en las Tablas 5.47 y 4.30.

Tabla 5.50: Masa de agua líquida, hidrógeno gaseoso y oxígeno gaseoso a transportar por los camiones en cada viaje.

Viaje	Masa de agua transportar [kg/viaje]	Masa de hidrógeno transportar [kg/viaje]	Masa de oxígeno gaseoso transportar [kg/viaje]
15-ene	206.868	23.309	965
31-ene	206.868	23.309	965
14-feb	183.828	20.708	737
28-feb	183.828	20.708	737
15-mar	209.573	23.587	1.247
31-mar	209.573	23.587	1.247
15-abr	206.009	23.277	1.014
30-abr	206.009	23.277	1.014
15-may	209.638	23.676	973
31-may	209.638	23.676	973
15-jun	204.824	23.181	1.238
30-jun	204.824	23.181	1.238
15-jul	204.824	23.591	1.122
31-jul	204.824	23.591	1.122
15-ago	207.153	23.483	809
31-ago	207.153	23.483	809
15-sept	193.217	21.930	694
30-sept	193.217	21.930	694
15-oct	198.718	22.479	803
31-oct	198.718	22.479	803
15-nov	191.342	21.628	566
30-nov	191.342	21.628	566
15-dic	202.373	22.805	669
31-dic	202.373	22.805	669

El número de camiones necesarios para transportar los compuestos en cada viaje se obtiene mediante la Ecuación 5.70

$$N_t = \frac{m_q}{m_T} \quad (5.70)$$

donde:

- N_t : número de camiones para el transporte del compuesto del viaje.
- m_q [kg]: Masa del compuesto a transportar del viaje.

- m_T [kg]: Masa del compuesto contenida en el camión.

Evaluando la Ecuación 5.70 en las Tablas 5.50, 5.37, 5.41, y 5.48 se obtiene el número de camiones necesarios para el transporte de los compuestos en cada viaje presente en la Tabla 5.51.

Tabla 5.51: Número de camiones necesarios para el transporte de agua, hidrógeno gaseoso y oxígeno gaseoso por viaje.

Viaje	Número de camiones transporte agua	Número de camiones transporte hidrógeno	Número de camiones transporte oxígeno gaseoso
15-ene	14	13	1
31-ene	14	13	1
14-feb	12	11	1
28-feb	12	11	1
15-mar	14	13	1
31-mar	14	13	1
15-abr	14	13	1
30-abr	14	13	1
15-may	14	13	1
31-may	14	13	1
15-jun	14	13	1
30-jun	14	13	1
15-jul	14	13	1
31-jul	14	13	1
15-ago	14	13	1
31-ago	14	13	1
15-sept	13	12	1
30-sept	13	12	1
15-oct	13	12	1
31-oct	13	12	1
15-nov	13	12	1
30-nov	13	12	1
15-dic	13	13	1
31-dic	13	13	1

La masa de hidrógeno para el transporte en cada viaje se obtiene mediante la Ecuación 5.71.

$$m_{d_{H_2}} = N_t \cdot C_t \cdot d_r \cdot (1 + f_c) \quad (5.71)$$

donde:

- $m_{d_{H_2}}$ [kg H_2]: Masa de hidrógeno necesaria para el transporte en el viaje.
- N_t : Número de camiones para el transporte del compuesto del viaje.
- C_t [kg H_2 /km]: Consumo específico de hidrógeno camión de transporte.

- $d_r[km]$: Distancia a recorrer por el camión desde plata-Hospital.
- f_c : Factor de sobre consumo combustible.

Así también evaluando la Ecuación 5.71 en las Tablas 5.49 y 5.51 se obtiene la demanda de hidrógeno necesaria para el transporte en cada viaje presente en la Tabla 5.52.

Tabla 5.52: Demanda de hidrógeno necesaria para el transporte de agua líquida, hidrógeno gaseoso y oxígeno gaseoso por viaje.

Viaje	Demanda para transporte agua [kg/viaje]	Demanda para transporte hidrógeno [kg/viaje]	Demanda para transporte oxígeno gaseoso [kg/viaje]
15-ene	152	141	11
31-ene	152	141	11
14-feb	130	119	11
28-feb	130	119	11
15-mar	152	141	11
31-mar	152	141	11
15-abr	152	141	11
30-abr	152	141	11
15-may	152	141	11
31-may	152	141	11
15-jun	152	141	11
30-jun	152	141	11
15-jul	152	141	11
31-jul	152	141	11
15-ago	152	141	11
31-ago	152	141	11
15-sept	141	130	11
30-sept	141	130	11
15-oct	141	130	11
31-oct	141	130	11
15-nov	141	130	11
30-nov	141	130	11
15-dic	141	141	11
31-dic	141	141	11
Total [kg/año]	3514	3276	260

Para el caso del oxígeno gaseoso el número de cilindros de oxígeno transportados en cada viaje se obtiene mediante la Ecuación 5.72.

$$N_{ct} = \frac{m_q}{m_{cO_2}} \quad (5.72)$$

donde:

- N_{ct} : Número de cilindro de oxígeno gaseoso transportados por viaje.
- $m_q[kg]$: Masa del compuesto oxígeno gaseoso a transportar del viaje.
- $m_{cO_2}[kg]$: Masa de oxígeno contenida en el cilindro.

Evaluando la Ecuación 5.72 en las Tablas 5.50 y 5.47 se obtiene el número de cilindros de oxígeno gaseoso transportados en cada viaje presentes en las Tablas 5.53 y 5.54.

Tabla 5.53: Número de cilindros de oxígeno gaseoso transportados por viaje al Hospital Regional de Concepción.

Viaje	Número de cilindros oxígeno gaseoso
15-ene	747
31-ene	747
14-feb	571
28-feb	571
15-mar	966
31-mar	966
15-abr	785
30-abr	785
15-may	754
31-may	754
15-jun	959
30-jun	959
15-jul	869
31-jul	869
15-ago	627
31-ago	627
15-sept	538
30-sept	538
15-oct	622
31-oct	622
15-nov	438
30-nov	438
15-dic	518
31-dic	518

Tabla 5.54: Datos generales del número de cilindros de oxígeno gaseoso transportados por viaje al Hospital Regional de Concepción.

Máximo	966
Promedio	700
Mínimo	438

Para el oxígeno líquido el número de viajes que se pueden realizar en cada mes queda determinado por la masa que es capaz de contener el estanque del Hospital Regional de Concepción, y la masa de oxígeno líquido demanda en cada mes. La Tabla 5.55 muestra la masa de oxígeno líquido almacenada en el estanque del Hospital Regional de Concepción, obtenida mediante la Ecuación 5.39. Donde las propiedades del oxígeno se obtienen del programa Engineering Equation Solver (EES), y la constante de los gases ideales para el oxígeno mediante la Ecuación 5.34.

Tabla 5.55: Masa de oxígeno líquido almacenada en el estanque del Hospital Regional de Concepción.

Volumen almacenado V_a [Nm^3] (25°C y 1 atm)	19.166
Constante de los gases ideales para el oxígeno R_{O_2} [kJ/kgK]	0,260
Factor de compresión Z (25°C y 1 atm)	0,9994
Masa almacenada estanque oxígeno Hospital m_a [kg]	24.739

El número de viajes a realizar en cada mes se obtiene mediante la Ecuación 5.73.

$$N_v = \frac{m_{dO_2}}{m_a} \quad (5.73)$$

donde:

- N_v : Número de viajes a realizar en el mes.
- m_{dO_2} [kg]: Masa de oxígeno líquido demanda en el mes.
- m_a [kg]: Masa de oxígeno líquido almacenada en el estanque.

Evaluando la Ecuación 5.73, en la Tabla 5.55, así como en la demanda de oxígeno líquido del Hospital, la cual se obtiene evaluando la Ecuación 5.39 en las Tablas 5.55 y 4.27, se tiene el número de viajes que se deben realizar en cada mes mostrada en la Tabla 5.56.

Tabla 5.56: Número de viajes al Hospital Regional de Concepción para la cubrir la demanda de oxígeno líquido.

Mes	Número de viajes
Enero	2
Febrero	2
Marzo	2
Abril	2
Mayo	2
Junio	2
Julio	2
Agosto	2
Septiembre	2
Octubre	3
Noviembre	2
Diciembre	3

De este modo en base a las Tablas 5.56 y evaluando la Ecuación 5.39 en las Tablas 5.55 y 4.27, se obtiene la masa por viaje a transportar por los camiones de oxígeno líquido presente en la Tabla 5.57.

Tabla 5.57: Masa de oxígeno líquido a transportar por los camiones en cada viaje

Viaje	Masa oxígeno líquido transportar [kg/viaje]
15-ene	14.621
31-ene	14.621
14-feb	14.675
28-feb	14.675
15-mar	14.595
31-mar	14.595
15-abr	15.284
30-abr	15.284
15-may	14.176
31-may	14.176
15-jun	21.067
30-jun	21.067
15-jul	19.046
31-jul	19.046
15-ago	17.231
31-ago	17.231
15-sept	13.207
30-sept	13.207
10-oct	18.066
20-oct	18.066
31-oct	18.066
15-nov	19.684
30-nov	19.684
10-dic	22.215
20-dic	22.215
31-dic	22.215

Evaluando las Ecuaciones 5.70, 5.71 en las Tablas 5.49, 5.57 y 5.43 se obtiene el número de camiones necesarios para el transporte de oxígeno líquido en cada viaje, así como la demanda de hidrógeno necesaria para el transporte en cada viaje presentes en la Tabla 5.58.

Tabla 5.58: Número de camiones y demanda de hidrógeno para el transporte de oxígeno líquido por viaje.

Viaje	Número de camiones transporte oxígeno líquido	Demanda para transporte oxígeno líquido [kg/viaje]
15-ene	2	22
31-ene	2	22
14-feb	2	22
28-feb	2	22
15-mar	2	22
31-mar	2	22
15-abr	2	22
30-abr	2	22
15-may	1	11
31-may	1	11
15-jun	2	22
30-jun	2	22
15-jul	2	22
31-jul	2	22
15-ago	2	22
31-ago	2	22
15-sept	1	11
30-sept	1	11
10-oct	2	22
20-oct	2	22
31-oct	2	22
15-nov	2	22
30-nov	2	22
10-dic	2	22
20-dic	2	22
31-dic	2	22

En base a los resultados de las Tablas 5.51, 5.52 y 5.58 se obtiene la flota de camiones capaces de realizar cada viaje y la masa total de hidrógeno demandada para el transporte de los compuestos presente en las Tablas 5.59 y 5.60, así como la Figura 5.29.

Tabla 5.59: Flota de camiones para el traslado de los compuestos planta-Hospital.

Compuesto	Número de camiones
Agua	14
Hidrógeno	13
Oxígeno líquido	2
Oxígeno gaseoso	1
Total	30

Tabla 5.60: Demanda total de hidrógeno para el transporte del agua líquida, hidrógeno gaseoso, oxígeno gaseoso y oxígeno líquido al Hospital Regional de Concepción.

Mes	Demanda de hidrógeno para transporte [kg/mes]
Enero	651
Febrero	564
Marzo	651
Abril	651
Mayo	629
Junio	651
Julio	651
Agosto	651
Septiembre	586
Octubre	629
Noviembre	607
Diciembre	651
Total [kg/año]	7.571



Figura 5.29: Demanda de hidrógeno verde para el transporte de los compuestos desde la planta hasta el Hospital Regional de Concepción.

La demanda global de hidrógeno a producir, considerando la demanda del Hospital Regional de Concepción y el transporte, se puede apreciar en las Tablas 5.61 y 5.62, y Figura 5.30.

Tabla 5.61: Demanda global de hidrógeno verde para energía eléctrica y térmica del Hospital Regional de Concepción y el transporte de los compuestos.

Mes	Demanda hidrógeno total Hospital [kg/mes]	Demanda hidrógeno transporte [kg/mes]	Demanda global hidrógeno [kg/mes]
Enero	46.622	651	47.272
Febrero	41.421	564	41.985
Marzo	47.177	651	47.828
Abril	46.561	651	47.211
Mayo	47.358	629	47.988
Junio	46.369	651	47.020
Julio	47.191	651	47.842
Agosto	46.974	651	47.625
Septiembre	43.868	586	44.454
Octubre	44.964	629	45.593
Noviembre	43.263	607	43.870
Diciembre	45.614	651	46.265
Total [kg/año]	547.381	7.571	554.951

Tabla 5.62: Datos generales de la demanda global de hidrógeno verde para energía eléctrica y térmica del Hospital Regional de Concepción y el transporte de los compuestos

Demanda	Hospital	Transporte	Global
Máxima [kg]	47.358	651	47.988
Promedio [kg]	45.615	631	46.246
Mínima [kg]	41.421	564	41.985

COMPARACIÓN DEMANDA PARA USO Y TRANSPORTE HIDRÓGENO [%]

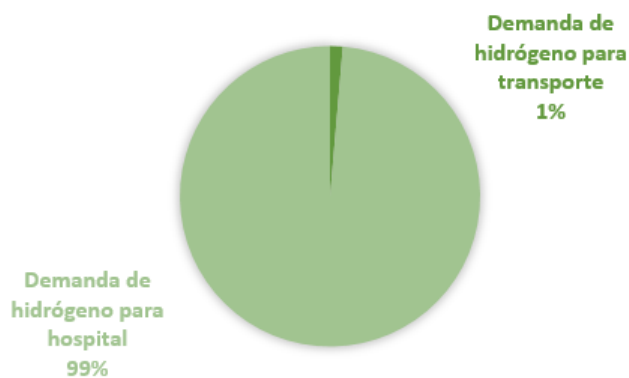


Figura 5.30: Comparación de la demanda de hidrógeno verde anual para el abastecimiento de energía en el Hospital Regional de Concepción y el transporte de los compuestos.

5.3. Dimensionamiento del proceso de producción de hidrógeno y oxígeno

En esta sección se entregan los cálculos principales para dimensionar el sistema de producción de hidrógeno verde dado el aerogenerador y la ubicación de la planta escogidos en la ingeniería conceptual.

5.3.1. Disposición de equipos de producción de hidrógeno y oxígeno

El principal equipo para satisfacer la producción de hidrógeno verde corresponde al electrolizador. Los principales proveedores de electrolizadores tipo PEM a nivel mundial se presentan en la Tabla 5.63. Existe gran oferta de diferentes tipos, tecnologías y capacidades, pero a gran escala el mercado no ofrece muchas opciones [15].

Tabla 5.63: Principales proveedores de electrolizadores **tipo PEM** en el mundo [15].

Proveedor	País
Hydrogenics	Canadá
Proton Onsite	USA
Giner	USA
3M	USA
ITM Power	UK
ArevaH2Gen	Francia
IRD	Dinamarca
Siemens	Alemania
Hydrogenics	Alemania
H-Tec Systems	Alemania
Greenerity	Alemania
Etchemtech	Corea del Sur
Hitachi Zosen	Japón
Kobelco	Japón
Honda	Japón
Toray (Greenerity)	Japón

En base a un testeo de los equipos disponibles en el mercado se escoge el electrolizador del fabricante ArevaH2Gense modelo Elyte 200 el que se ve en la Figura 5.31, cuyas especificaciones dadas por el fabricante se entregan en la Tabla 5.64 [52]. Lo anterior pues esta diseñado exclusivamente para operar con energías renovables para la producción de hidrógeno verde, su alta potencia, la alta pureza del hidrógeno producido, la integración de un sistema de purificación de agua, así como un rectificador de corriente integrado en la entrada de potencia.

Tabla 5.64: Especificaciones técnicas electrolizador ArevaH2Gen Elyte 200 [52]

Fabricante	ArevaH2Gen
Modelo	Elyte 200
País	Francia
Temperatura de operación agua [°C]	5 a 35
Presión operación agua [bar]	2 a 6
Presión de operación H_2 [bar]	30
Presión de operación O_2 [bar]	14
Potencia de entrada CA [kVA]	1.240
Potencia de entrada CA [kW]	1.000
Rango de potencia entrada [%]	2,5-100
Voltaje entrada CA [V]	400 - 150.000, puede incluir transformador
Frecuencia entrada CA [Hz]	50
Consumo de energía sistema CA [kwh/Nm^3H_2]	4,9
Producción [Nm^3H_2/h]	200
Producción [Nm^3O_2/h]	100
Consumo de agua [l_{agua}/Nm^3H_2]	<2
Tratamiento del agua	Sistema de ósmosis inversa integrado además de sistema de electrodesionización
Pureza del H_2 producido sin purificación adicional [%]	>99,9
Sistema de purificación H_2	Se cumple la pureza del hidrógeno según la norma ISO 14687-2 para su uso en vehículos con celdas de combustible de máximo 99,999 %
Pureza del O_2 producido [%]	>97



Figura 5.31: Electrolizador ArevaH2Gen Elyte 200 [52].

De la Tabla 4.52 y la Ecuación 5.2 se obtienen las condiciones de operación de los aerogeneradores Windtec DD 3000- 140., mostradas en la Tabla 5.65.

Tabla 5.65: Parámetros de operación máximos aerogenerador Windtec DD 3000-140.

Potencia activa máxima $P_a[kW]$	3.000
Factor de potencia FP_a	0,95
Voltaje máximo $V_a[V]$	690
Corriente máxima $I_a[A]$	4.576

Para los electrolizadores se busca que su configuración sea en paralelo, lo anterior para facilitar las labores de mantenimiento, así como tener una producción en todo momento. De este modo se establece como voltaje máximo de operación 690 V, igual al del aerogenerador, con lo cual mediante la Tabla 5.64 y Ecuación 5.5 y 5.2 se obtienen las condiciones de operación máximas de los electrolizadores, mostradas en la Tabla 5.66.

Tabla 5.66: Parámetros de operación máximos electrolizador ArevaH2Gen Elyte 200.

Potencia aparente $ S _e[kVA]$	1.240
Potencia activa máxima $P_{e-max}[kW]$	1.000
Factor de potencia FP_e	0,81
Voltaje máximo $V_{e-max}[V]$	690
Corriente máxima $I_{e-max}[A]$	1.797

Se toma como condición de diseño en corriente alterna (CA) que la potencia activa de electrolizadores, sea la misma que la potencia activa del aerogenerador. La cantidad de electrolizadores en serie se obtiene mediante la Ecuación 5.74 y la cantidad en paralelo mediante la Ecuación 5.75. Lo anterior dado que en serie los voltajes se suman y en paralelo las corrientes se suman.

$$N_{es} = \frac{V_a}{V_{e-max}} \quad (5.74)$$

$$N_{ep} = \frac{I_a}{I_{e-max}} \quad (5.75)$$

donde:

- N_{es} : Número de electrolizadores en serie.
- $V_a[V]$: Voltaje máximo aerogenerador.
- $V_{e-max}[V]$: Voltaje máximo electrolizador.
- N_{ep} : Número de electrolizadores en paralelo.
- $I_a[A]$: Corriente máxima aerogenerador.
- $I_{e-max}[A]$: Corriente máxima electrolizador.

El voltaje de operación de los electrolizadores se obtiene mediante la Ecuación 5.76, así también la corriente de operación se obtiene mediante la Ecuación 5.77, y la potencia activa de operación mediante la Ecuación 5.78.

$$V_e = V_{e-max} \quad (5.76)$$

$$I_e = \frac{I_a}{N_{ep}} \quad (5.77)$$

$$P_e = I_e \cdot V_e \cdot FP_e \quad (5.78)$$

donde:

- $V_e[V]$: Voltaje de operación electrolizador.
- $V_{e-max}[V]$: Voltaje de operación máximo electrolizador.
- $I_e[A]$: Corriente de operación electrolizador.
- $I_a[A]$: Corriente de operación máxima aerogenerador.
- N_{ep} : Número de electrolizadores en paralelo.
- $P_e[kW]$: Potencia de operación electrolizador.
- FP_e : Factor de potencia electrolizador.

Dada las Ecuaciones 5.74, 5.75, 5.76, 5.77 y 5.78, así como las Tablas 5.65 y 5.66 se obtiene la Tabla 5.67 que muestra la configuración y los parámetros de operación de los electrolizadores conectados al aerogenerador. Lo anterior se visualiza mejor en la Figura 5.32.

Tabla 5.67: Configuración y condiciones de operación para los electrolizadores ArevaH2Gen Elyte 200 conectados al aerogenerador Windtec DD 3000-140.

Número de electrolizadores en serie N_{es}	1
Número de electrolizadores paralelo N_{ep}	3
Número total de electrolizadores $N_{es}N_{ep}$	3
Potencia operación electrolizadores $P_e[kW]$	848
Voltaje operación electrolizadores $V_e[V]$	690
Corriente operación electrolizadores $I_e[A]$	1.525

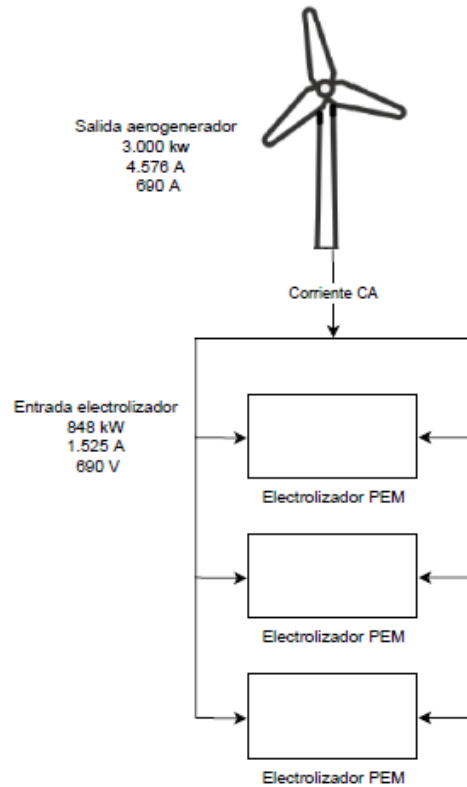


Figura 5.32: Esquema de los electrolizadores por aerogenerador y los parámetros de operación del circuito eléctrico.

5.3.2. Balance de masa proceso de producción de hidrógeno y oxígeno

El consumo de energía para la generación de hidrógeno a nivel másico se obtiene mediante la Ecuación 5.79.

$$C_E = \rho_{H_2} \cdot C_{E_v} \quad (5.79)$$

- $C_E [kwh/kgH_2]$: Consumo de energía electrolizador para la generación de hidrógeno másico.
- $C_{E_v} [kwh/Nm^3 H_2]$: Consumo de energía electrolizador para la generación de hidrógeno volumétrico.
- $\rho_{H_2} [kg/Nm^3 H_2]$: Densidad del hidrógeno en condiciones estándar de presión y temperatura.

De manera análoga a la celda de combustible, para determinar los flujos másicos de entrada de agua y salida de oxígeno nominales se utiliza la Ecuación 5.80 que resumen el proceso global de electrolisis y la Tabla 5.68.



Tabla 5.68: Masa molar de los compuestos presentes en la reacción de electrolisis.

Compuesto	Masa molar [gr/mol]
H	1
O	16
2H ₂ O	36
2H ₂	4
O ₂	32

La proporción de agua y oxígeno en base a la generación de hidrógeno se obtiene mediante la Ecuación 5.81 y 5.82.

$$r_{H_2O} = \frac{MM_{2H_2O}}{MM_{2H_2}} \quad (5.81)$$

$$r_{O_2} = \frac{MM_{O_2}}{MM_{2H_2}} \quad (5.82)$$

donde:

- r_{H_2O} [kgH₂O/kgH₂]: Proporción de consumo de agua en relación al hidrógeno.
- r_{O_2} [kgO₂/kgH₂]: Proporción de consumo de oxígeno en relación al hidrógeno.
- MM_{2H_2} [gr/mol]: Masa molar del hidrógeno en la reacción de electrolisis.
- MM_{O_2} [gr/mol]: Masa molar del oxígeno en la reacción de electrolisis.
- MM_{2H_2O} [gr/mol]: Masa molar del agua en la reacción de electrolisis.

Dadas las Ecuaciones 5.81 y 5.82, así como la Tabla 5.68 se obtiene la Tabla 5.69.

Tabla 5.69: Proporción de consumo agua y oxígeno en relación al hidrógeno generado.

Proporción consumo	Valor
Agua r_{H_2O} [kgH ₂ O/kgH ₂]	9
Oxígeno r_{O_2} [kgO ₂ /kgH ₂]	8

Los flujos máxicos de hidrógeno, agua y oxígeno nominales del electrolizador se obtienen mediante las Ecuaciones 5.83, 5.84 y 5.85.

$$\dot{m}_{eH_2} = \rho_{H_2} \cdot Q_{eH_2} \quad (5.83)$$

$$\dot{m}_{eH_2O} = \dot{m}_{eH_2} \cdot r_{H_2O} \quad (5.84)$$

$$\dot{m}_{eO_2} = \dot{m}_{eH_2} \cdot r_{O_2} \quad (5.85)$$

donde:

- \dot{m}_{eH_2} [kgH₂/h]: Flujo másico del hidrógeno salida del electrolizador nominal.
- ρ_{H_2} [kg/Nm³H₂]: Densidad del hidrógeno en condiciones estándar de presión y temperatura.
- Q_{eH_2} [Nm³H₂/h]: Caudal de hidrógeno de salida del electrolizador nominal.
- \dot{m}_{eH_2O} [kgH₂O/h]: Flujo másico del agua de entrada del electrolizador nominal.
- r_{H_2O} [kgH₂O/kgH₂]: Proporción de consumo de agua en relación al hidrógeno.
- \dot{m}_{eO_2} [kgO₂/h]: Flujo másico del oxígeno de salida del electrolizador nominal.
- r_{O_2} [kgO₂/kgH₂]: Proporción de consumo de oxígeno en relación al hidrógeno.

En base a la Ecuación 5.79, la Tabla 5.64, las Ecuaciones 5.83, 5.84 y 5.85, la Tabla 5.69, y la Tabla 5.70, se completan las especificaciones técnicas del electrolizador con la Tabla 5.71.

Tabla 5.70: Densidad de los gases presentes en la electrolisis en condiciones estándar de presión y temperatura (25°C y 1 atm). Obtenidas del programa Engineering Equation Solver (EES).

Sustancia	Densidad [kg/Nm ³]
Hidrógeno	0,082
oxígeno	1,292

Tabla 5.71: Especificaciones técnicas faltantes del electrolizador ArevaH2Gen Elyte 200.

Consumo de energía electrolizador C_E [kwh/kgH ₂]	60
Flujo de agua entrada nominal \dot{m}_{eH_2O} [kgH ₂ O/h]	147
Flujo de hidrógeno salida nominal \dot{m}_{eH_2} [kgH ₂ /h]	16
Flujo de oxígeno salida nominal \dot{m}_{eO_2} [kgO ₂ /h]	131

La masa de hidrógeno producida, así como la masa de agua necesaria para la electrolisis, y la masa de oxígeno producida por el electrolizador se obtienen mediante las Ecuaciones 5.86, 5.87 y 5.88.

$$m_{pH_2} = \frac{E_m}{C_E N_{es} N_{ep}} \quad (5.86)$$

$$m_{cH_2O} = m_{pH_2} \cdot r_{H_2O} \quad (5.87)$$

$$m_{pO_2} = m_{pH_2} \cdot r_{O_2} \quad (5.88)$$

donde:

- m_{pH_2} [kgH₂/mes]: Masa de hidrógeno producida por el electrolizador.
- E_m [kwh/mes]: Generación de energía aerogenerador mensual.

- $C_E[kwh/kgH_2]$: Consumo de energía eléctrica del electrolizador para la generación de hidrógeno.
- N_{es} : Número de electrolizadores en serie por aerogenerador.
- N_{ep} : Número de electrolizadores en paralelo por aerogenerador.
- $m_{cH_2O}[kgH_2O/mes]$: Masa de agua consumida por el electrolizador.
- $r_{H_2O}[kgH_2O/kgH_2]$: Proporción de consumo de agua en relación al hidrógeno.
- $m_{pO_2}[kgO_2/mes]$: Masa de oxígeno producida electrolizador.
- $r_{O_2}[kgO_2/kgH_2]$: Proporción de consumo de oxígeno en relación al hidrógeno.

En base a la Ecuación 5.86, la generación de energía mensual del aerogenerador Windtec DD 3000-140 en la Ubicación 3 presentada en la Tabla 4.54, y la Tabla 5.71, se obtiene la producción de hidrógeno mensual para un aerogenerador con 3 electrolizadores la cual se puede ver en las Tablas 5.72 y 5.73, así como la Figura 5.33.

Tabla 5.72: Producción de hidrógeno verde para un aerogenerador con 3 electrolizadores.

Mes	Producción unitaria electrolizador [kg/mes]	Producción aerogenerador total [kg/mes]
Enero	7.168	21.504
Febrero	6.309	18.928
Marzo	6.082	18.245
Abril	5.456	16.369
Mayo	4.647	13.941
Junio	4.647	13.941
Julio	4.785	14.354
Agosto	4.684	14.052
Septiembre	4.746	14.239
Octubre	4.853	14.558
Noviembre	5.403	16.209
Diciembre	6.928	20.783
Total [kg/año]	65.707	197.120

Tabla 5.73: Datos generales de la producción de energía de un aerogenerador con 3 electrolizadores.

Equipo	Electrolizador	Aerogenerador
Máxima [kg/mes]	7.168	21.504
Promedio [kg/mes]	5.476	16.427
Mínima [kg/mes]	4.647	13.941

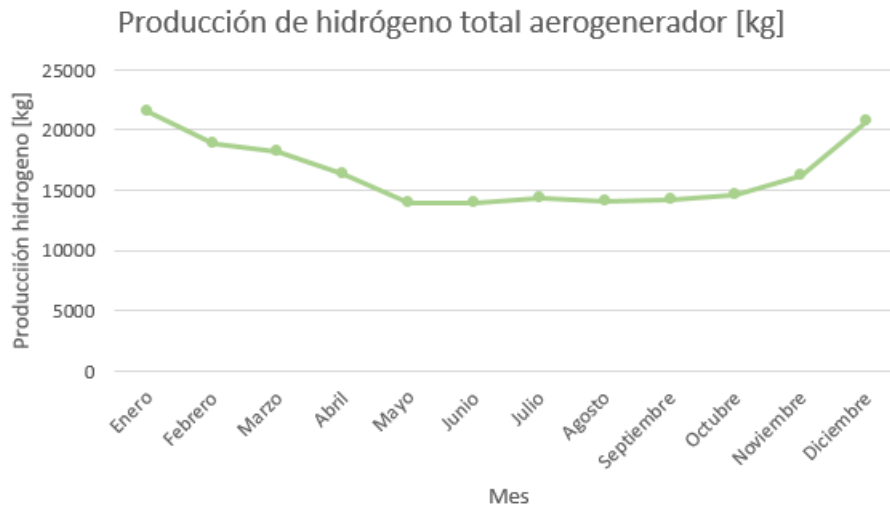


Figura 5.33: Producción de hidrógeno verde de un aerogenerador.

Al comparar la demanda global de hidrógeno verde presente en la Tabla 5.61, con la generación unitaria de un aerogenerador con 3 electrolizadores, presente en la Tabla 5.72, se obtiene la Figura 5.34.

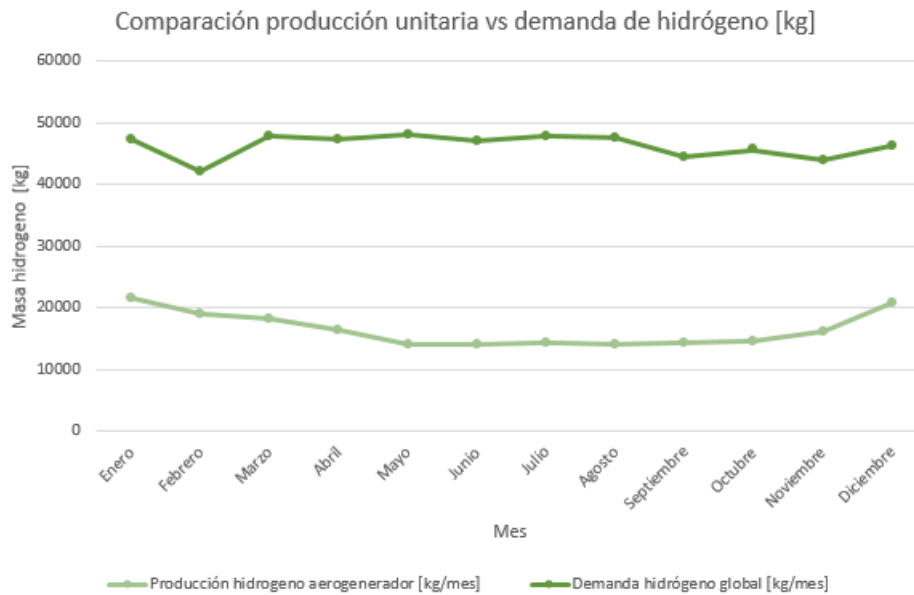


Figura 5.34: Comparación demanda global de hidrógeno con la producción de hidrógeno verde de un aerogenerador con 3 electrolizadores.

De la Figura 5.34 se puede ver que no es factible abastecer con un aerogenerador con 3 electrolizadores, que genera $197 \text{ tonH}_2/\text{año}$, la demanda global de hidrógeno la cual es de $555 \text{ tonH}_2/\text{año}$. Del mismo modo se puede ver que la producción de hidrógeno en invierno es menor en comparación que en verano, teniendo una mayor demanda en invierno por el recinto de salud. Es así que se debe incrementar el número de electrolizadores, y con ello el número de aerogeneradores de tal manera de almacenar la sobreproducción de hidrógeno en el verano para el invierno, logrando cubrir la demanda, sin tener sobreproducción excesiva lo que eleva los costos de equipos.

El número de electrolizadores se puede obtener mediante el promedio de electrolizadores necesarios para abastecer la demanda de hidrógeno en cada mes, Ecuación 5.89. El número de aerogeneradores se obtiene con la Ecuación 5.90.

$$N_e = \frac{1}{12} \cdot \sum_{i=1}^{12} \frac{m_{dH_2i}}{m_{pH_2i}} \quad (5.89)$$

$$N_a = \frac{N_e}{N_{es}N_{ep}} \quad (5.90)$$

- N_e : Número de electrolizadores necesarios para cubrir la demanda.
- m_{dH_2i} [kgH₂/mes]: Masa de hidrógeno global demandada en el mes i.
- m_{pH_2i} [kgH₂/mes]: Masa de hidrógeno producida por el electrolizador en el mes i.
- $\frac{m_{dH_2i}}{m_{pH_2i}}$: Cantidad de electrolizadores necesarios para abastecer la demanda de hidrógeno en el mes i.
- N_a : Número de aerogeneradores necesarios para cubrir la demanda.
- N_{es} : Número de electrolizadores en serie por aerogenerador.
- N_{ep} : Número de electrolizadores en paralelo por aerogenerador.

La separación de los aerogeneradores para evitar el efecto estela en la dirección de los vientos dominantes se puede obtener mediante la Ecuación 5.91 y la separación en la dirección perpendicular a los vientos dominantes mediante la Ecuación 5.92.

$$L_d = 8 \cdot D \quad (5.91)$$

$$L_p = 4 \cdot D \quad (5.92)$$

donde:

- L_d [m]: Separación de los aerogeneradores en la dirección de los vientos dominantes.
- L_p [m]: Separación de los aerogeneradores en la dirección perpendicular a los vientos dominantes.
- D [m]: Diámetro del rotor del aerogenerador.

En base a las Ecuaciones 5.89, 5.90, 5.91 y 5.92, así como las Tablas 5.61, 5.72 y 4.52, se obtiene el dimensionamiento del sistema de electrolisis, presente en la Tabla 5.74. Lo anterior se puede visualizar mejor en la Figura 5.35.

Tabla 5.74: Dimensionamiento sistema de electrolisis del agua para el abastecimiento de hidrógeno verde al Hospital Regional de Concepción y el transporte de los compuestos.

Número de electrolizadores N_e	9
Número de aerogeneradores N_a	3
Separación vientos dominantes L_d [m]	1.120
Separación perpendicular vientos dominantes L_p [m]	560

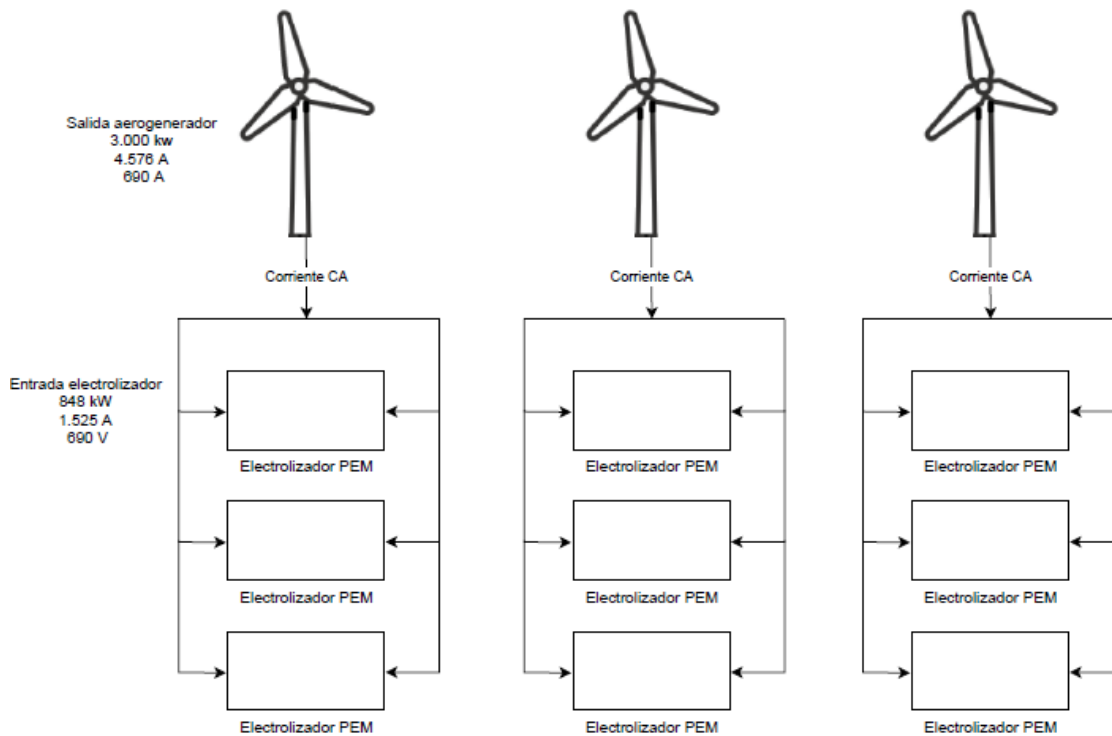


Figura 5.35: Diagrama unilineal del circuito eléctrico de la producción de hidrógeno verde para el Hospital Regional de Concepción y el transporte de los compuestos.

La producción de hidrógeno total de los aerogeneradores se puede apreciar en la Tabla 5.75 y 5.76, así como la Figura 5.36.

Tabla 5.75: Comparación de la producción y la demanda de hidrógeno verde global.

Mes	Producción hidrógeno aerogeneradores [kg/mes]	Demanda hidrógeno global [kg/mes]	Exceso hidrógeno producción [kg/mes]	Falta hidrógeno producción [kg/mes]
Enero	64.511	47.272	17.238	0
Febrero	56.783	41.985	14.798	0
Marzo	54.736	47.828	6.908	0
Abril	49.107	47.211	1.895	0
Mayo	41.822	47.988	0	6.165
Junio	41.822	47.020	0	5.198
Julio	43.061	47.842	0	4.780
Agosto	42.155	47.625	0	5.470
Septiembre	42.716	44.454	0	1.738
Octubre	43.674	45.593	0	1.919
Noviembre	48.626	43.870	4.756	0
Diciembre	62.349	46.265	16.085	0
Total [kg/año]	591.361	554.951	61.680	25.270

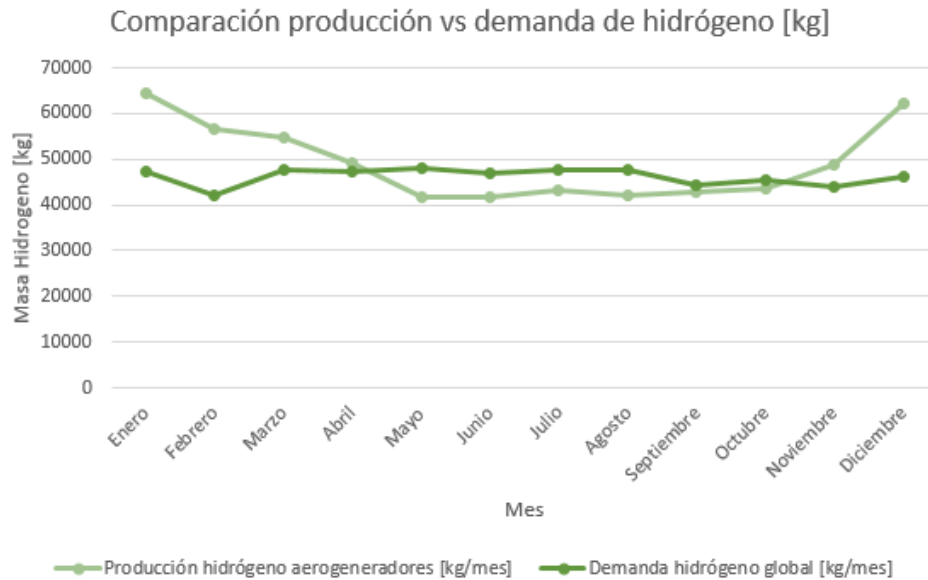


Figura 5.36: Comparación demanda de hidrógeno global con la producción de hidrógeno verde de los aerogeneradores.

Tabla 5.76: Datos generales de la comparación de la producción y la demanda de hidrógeno verde global.

Sistema	Producción hidrógeno	Demanda hidrógeno
Máxima [kg/mes]	64.511	47.988
Promedio [kg/mes]	49.280	46.246
Mínima [kg/mes]	41.822	41.985

De la Tabla 5.75 se puede ver que la producción de hidrógeno es de 591 ton/año, con una demanda de 555 ton/año, de este modo se puede abastecer el 107% del hidrógeno demandado, quedando una reserva de 36 ton en caso de sobre demanda.

Por otro lado dada la Ecuación 5.87, la Tabla 5.75 y la Tabla 5.69 se puede obtener el consumo de agua total mensual para el proceso de electrolisis de los aerogeneradores, el cual se ve en las Tablas 5.77 y 5.78, así como la Figura 5.37.

Tabla 5.77: Consumo de agua total mensual para el proceso de electrolisis de los aerogeneradores.

Mes	Consumo agua [kg/mes]
Enero	576.516
Febrero	507.451
Marzo	489.158
Abril	438.854
Mayo	373.753
Junio	373.753
Julio	384.828
Agosto	376.727
Septiembre	381.742
Octubre	390.304
Noviembre	434.556
Diciembre	557.198
Total [kg/año]	5.284.838

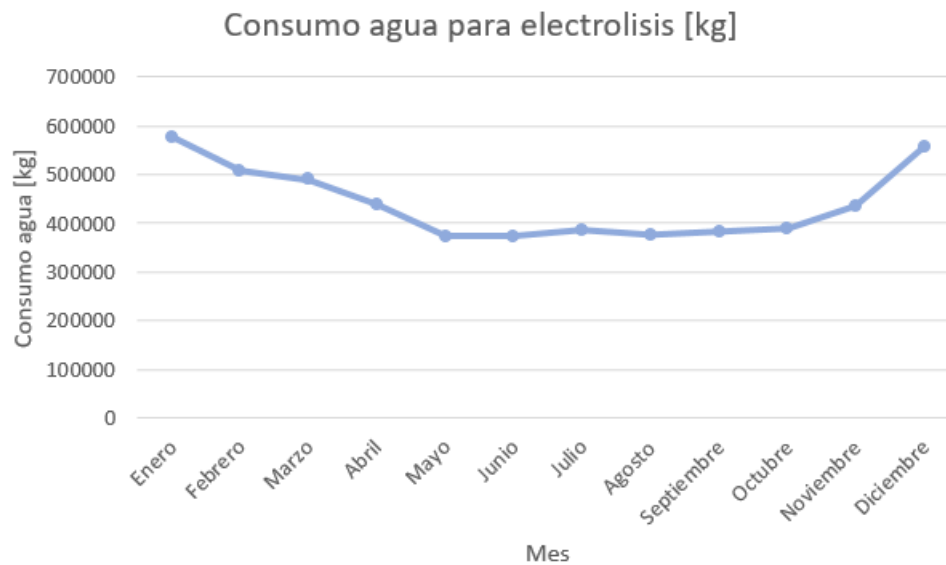


Figura 5.37: Consumo de agua total mensual para el proceso de electrolisis de los aerogeneradores.

Tabla 5.78: Datos generales del consumo de agua total mensual para el proceso de electrolisis de los aerogeneradores.

Consumo	Agua
Máximo [kg/mes]	576.516
Promedio [kg/mes]	440.403
Mínimo [kg/mes]	373.753

Dado que el agua es un recurso limitado se plantea la recuperación del agua generada por las celdas de combustible presentes en el Hospital Regional de Concepción hacia los electrolizadores. La comparación del consumo de agua por los electrolizadores y la generación de agua por las celdas de combustible se puede ver en las Tablas 5.79 y 5.80, así como la Figura 5.38.

Tabla 5.79: Comparación del consumo de agua para el proceso de electrolisis y la generación de agua de las celdas de combustible del Hospital Regional de Concepción.

Mes	Consumo agua electrolisis [kg/mes]	Generación agua celda de combustible [kg/mes]	Exceso de agua generación celdas combustible [kg/mes]	Falta de agua generación celdas combustible [kg/mes]
Enero	576.516	413.735	0	162.781
Febrero	507.451	367.656	0	139.796
Marzo	489.158	419.145	0	70.013
Abril	438.854	412.018	0	26.836
Mayo	373.753	419.276	45.524	0
Junio	373.753	409.648	35.895	0
Julio	384.828	415.627	30.799	0
Agosto	376.727	414.307	37.580	0
Septiembre	381.742	386.433	4.691	0
Octubre	390.304	397.436	7.132	0
Noviembre	434.556	382.684	0	51.872
Diciembre	557.198	404.746	0	152.452
Total [kg/año]	5.284.838	4.842.711	161.621	603.749

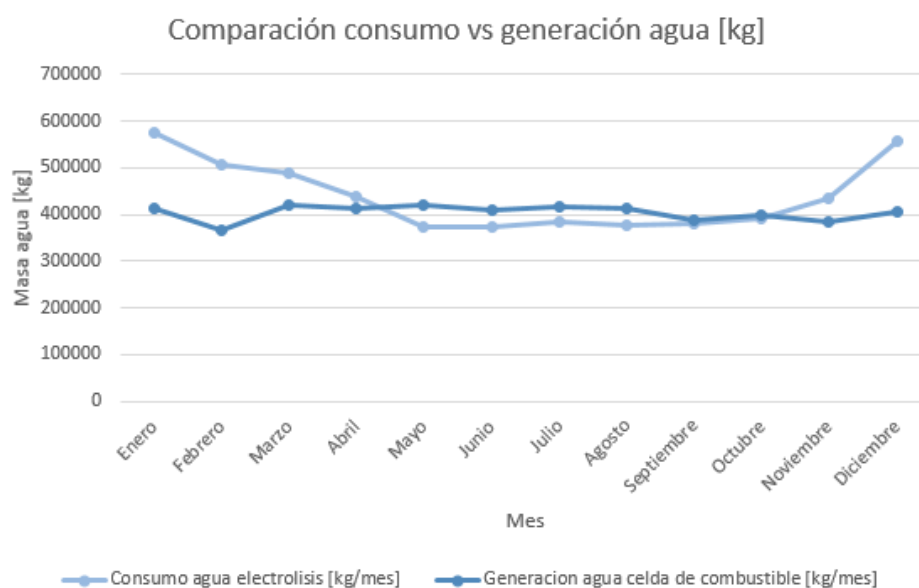


Figura 5.38: Comparación del consumo de agua para el proceso de electrolisis y la generación de agua de las celdas de combustible del Hospital Regional de Concepción.

Tabla 5.80: Datos generales de la comparación del consumo de agua para el proceso de electrolisis y la generación de agua de las celdas de combustible del Hospital Regional de Concepción.

Sistema	Consumo agua electrolisis	Generación agua celdas de combustible
Máximo [kg/mes]	576.516	419.276
Promedio [kg/mes]	440.403	403.559
Mínimo [kg/mes]	373.753	367.656

De la Tabla 5.79 se puede ver que el consumo de agua para electrolisis es de 5.285 ton/año, y la generación de agua por las celdas de combustible es de 4.843 ton/año, por lo que se puede disminuir en un 92% el consumo de agua recuperándola de la generación de las celdas de combustible. Por otro lado de la Figura 5.38 se puede ver que el consumo de agua es mayor en verano pero menor en invierno, sin embargo, la generación de agua es mayor en invierno. De este modo se debe almacenar el exceso de agua del invierno para utilizarlo en verano donde se consume mayormente.

Por ultimo de la Ecuación 5.88, la Tabla 5.75 y la Tabla 5.69 se puede obtener la generación de oxígeno total mensual para del proceso de electrolisis de los aerogeneradores, el cual se ve en las Tablas 5.81 y 5.82, así como la Figura 5.39.

Tabla 5.81: Producción de oxígeno total mensual del proceso de electrolisis de los aerogeneradores.

Mes	Producción oxígeno [kg/mes]
Enero	512.005
Febrero	450.669
Marzo	434.422
Abril	389.747
Mayo	331.931
Junio	331.931
Julio	341.767
Agosto	334.572
Septiembre	339.026
Octubre	346.630
Noviembre	385.930
Diciembre	494.849
Total [kg/año]	4.693.478

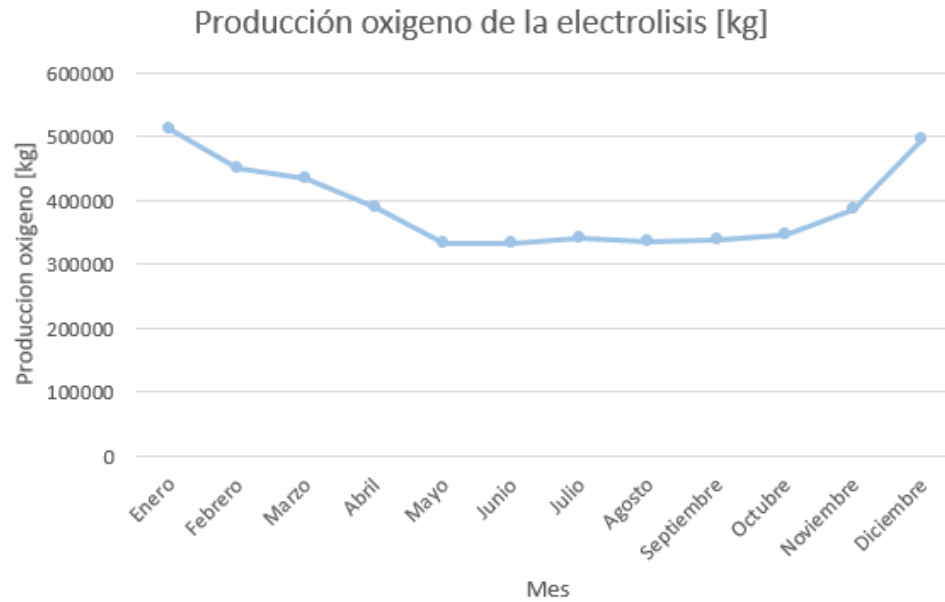


Figura 5.39: Producción de oxígeno total mensual del proceso de electrolisis de los aerogeneradores.

Tabla 5.82: Datos generales de la producción de oxígeno total mensual del proceso de electrolisis de los aerogeneradores.

Generación	Oxígeno
Máximo [kg/mes]	512.005
Promedio [kg/mes]	391.123
Mínimo [kg/mes]	331.931

Al comparar la demanda de oxígeno del Hospital Regional de Concepción con la producción de oxígeno del proceso de electrolisis se obtiene la Tabla 5.83 y 5.84, así como la Figura 5.40.

Donde la demanda de oxígeno total del Hospital Regional de Concepción se obtiene evaluando la Ecuación 5.39 en las Tablas 5.47, 4.30 y 4.27.

Tabla 5.83: Comparación de la producción y la demanda de oxígeno para el Hospital Regional de Concepción.

Mes	Producción oxígeno [kg/mes]	Demanda oxígeno gaseoso [kg/mes]	Demanda de oxígeno criogénico [kg/mes]	Demanda de oxígeno total [kg/mes]
Enero	512.005	1.930	29.243	31172
Febrero	450.669	1.474	29.350	30824
Marzo	434.422	2.494	29.191	31.685
Abril	389.747	2.028	30.568	32.596
Mayo	331.931	1.946	28.351	30.297
Junio	331.931	2.477	42.133	44.610
Julio	34.1767	2.244	38.093	40.336
Agosto	334.572	1.618	34.462	36.080
Septiembre	339.026	1.389	26.414	27.802
Octubre	346.630	1.607	54.198	55.805
Noviembre	385.930	1.131	39.368	40.499
Diciembre	494.849	1.338	66.644	67.982
Total [kg/año]	4.693.478	21.676	448.014	469.690

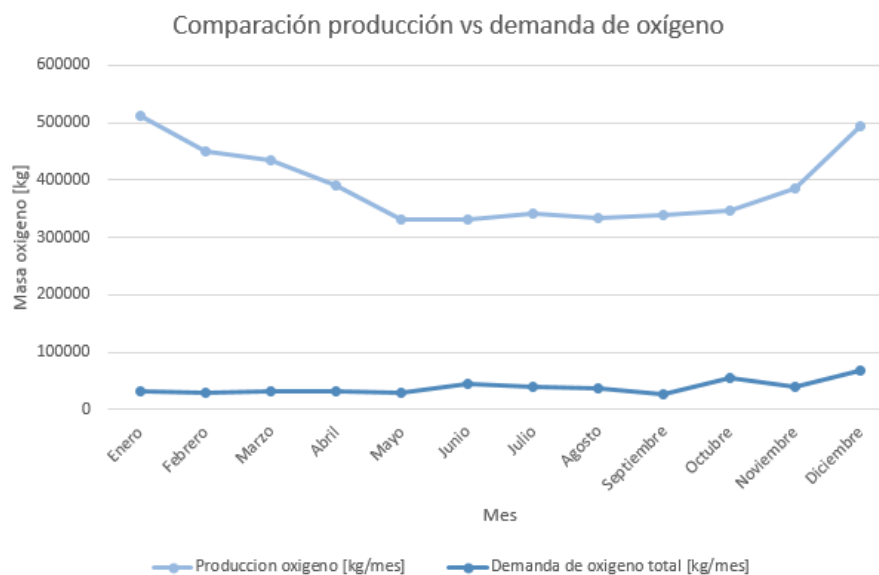


Figura 5.40: Comparación de la producción y la demanda de oxígeno para el Hospital Regional de Concepción.

Tabla 5.84: Datos generales de la comparación de la producción y la demanda de oxígeno para el Hospital Regional de Concepción

Sistema	Producción oxígeno	Demanda oxígeno
Máxima [kg/mes]	512.005	67.982
Promedio [kg/mes]	391.123	39.141
Mínima [kg/mes]	331.931	27.802

De la Tabla 5.83 se puede ver que la demanda de oxígeno del Hospital Regional de Concepción es de 470 ton/año, teniendo una producción de oxígeno del proceso de electrolisis de 4.693 ton/año. De este modo, en una primera instancia, se puede abastecer completamente el oxígeno tanto criogénico como gaseoso, teniendo 4.223 ton/año como reserva tanto para su venta al hospital como para la venta a otros recintos o servicios que lo requieran.

La Tabla 5.85 y Figura 5.41 muestran el balance total de masa para la producción de hidrógeno verde y oxígeno para el Hospital Regional de Concepción y el transporte de los compuestos.

Tabla 5.85: Balance de masa total mensual del proceso de electrolisis para el abastecimiento del Hospital Regional de Concepción y el transporte de los compuestos.

Mes	Masa agua consumida [kg/mes]	Masa hidrógeno producida [kg/mes]	Masa oxígeno producida [kg/mes]
Enero	576.516	64.511	512.005
Febrero	507.451	56.783	450.669
Marzo	489.158	54.736	434.422
Abril	438.854	49.107	389.747
Mayo	373.753	41.822	331.931
Junio	373.753	41.822	331.931
Julio	384.828	43.061	341.767
Agosto	376.727	42.155	334.572
Septiembre	381.742	42.716	339.026
Octubre	390.304	43.674	346.630
Noviembre	434.556	48.626	385.930
Diciembre	557.198	62.349	494.849
Total [kg/año]	5.284.838	591.361	4.693.478

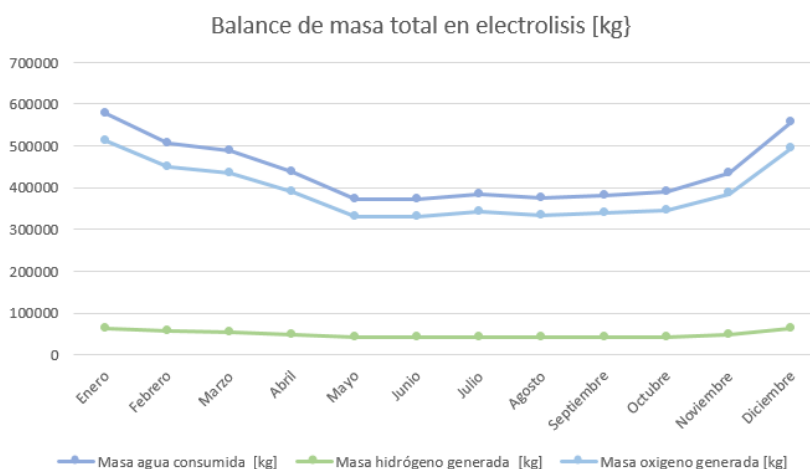


Figura 5.41: Balance de masa total mensual del proceso de electrolisis para el abastecimiento del Hospital Regional de Concepción y el transporte de los compuestos.

5.4. Dimensionamiento del sistema de almacenamiento

A continuación se presenta el almacenamiento del agua, hidrógeno, así como el oxígeno gaseoso y criogénico de la planta de producción y el Hospital Regional de Concepción.

5.4.1. Sistema de almacenamiento agua planta electrolisis y Hospital Regional de Concepción

La Tabla 5.86 muestra el consumo de agua real máximo de la planta de electrolisis obtenido de la Tabla 5.79, así como el consumo de agua nominal de la planta de electrolisis, operando los electrolizadores a su máxima potencia. Así también se muestra la generación de agua máxima de las celdas de combustible obtenida de la Tabla 5.79, como la generación de agua nominal de las celdas de combustible operando a su máxima potencia. El consumo de agua nominal de la planta de electrolisis se obtiene mediante la Ecuación 5.93, y la generación de agua nominal de las celdas mediante la Ecuación 5.94.

$$m_{eH_2O_n} = N_e \cdot \dot{m}_{eH_2O} \cdot 24 \cdot 31 \quad (5.93)$$

$$m_{cH_2O_n} = N_{ct} \cdot \dot{m}_{cH_2O} \cdot 24 \cdot 31 \quad (5.94)$$

donde:

- $m_{eH_2O_n}$ [kgH₂O/mes]: Masa de agua consumida nominal planta de electrolisis.
- N_e : Número total de electrolizadores necesarios para cubrir la demanda.
- \dot{m}_{eH_2O} [kgH₂O/h]: Flujo másico del agua de entrada nominal del electrolizador.
- $m_{cH_2O_n}$ [kgH₂O/mes]: Masa de agua generada nominal celdas de combustible.
- \dot{m}_{cH_2O} [kgH₂O/h]: Flujo másico de agua nominal en la celda.
- N_{ct} : Número total de celdas de ambos empalmes eléctricos.

Tabla 5.86: Comparación de la masa de agua real máxima, así como nominal consumida y generada.

Tipo	Real máximo [kg/mes]	Nominal [kg/mes]
Consumo	576.516	985.572
Generación	419.276	1.480.851

De la Tabla 5.86 se puede ver que tanto el consumo como la generación de agua esta bajo el punto nominal. Para el consumo se debe a la variabilidad del recurso viento durante el transcurso del día, por lo cual el aerogenerador no funciona a su máxima potencia, y así el electrolizador no consume el agua nominal en todo momento. Para el caso de la generación de agua se debe a las fluctuaciones de la carga a lo largo de día, por lo cual las celdas de combustible no operan a su máxima potencia en todo momento por lo que no generan el agua nominal.

Para el dimensionamiento del sistema de almacenamiento de agua para la planta de electrolisis y el sistema de celdas de combustible se utiliza el flujo másico nominal de tal manera de considerar una condición crítica del sistema, y garantizar una operación continua.

5.4.1.1. Sistema de almacenamiento agua planta de electrolisis

Para dimensionar el almacenamiento de agua para la planta de electrolisis se utiliza la Figura 5.42. El electrolizador posee un purificador de agua y un rectificador por lo que no se contemplan en el calculo.

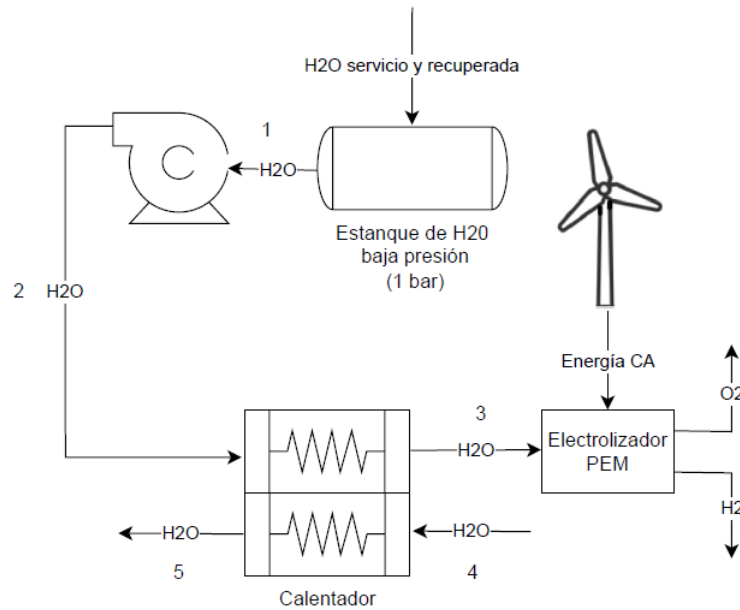


Figura 5.42: Diagrama para el calculo del almacenamiento del agua planta de electrolisis.

Se contempla que el agua generada por las celdas de combustible sea enviada a la planta de producción dos veces por mes, es decir, el periodo de recarga de los estanques es cada 15 días aproximadamente.

El régimen de operación del estanque de agua de la planta se observa en la Tabla 5.87, la cual se obtiene en base a la Tabla 5.79, asumiendo que la generación de agua de la celdas en una quincena es utilizada para la producción de hidrógeno en la quincena siguiente. Destacar que al comenzar la operación de la planta en Enero el aporte de agua externo es mayor en un comienzo producto que aun no se envía agua de las celdas a la planta hasta comienzos de Febrero. De este modo la Tabla 5.87 corresponde al segundo año de operación de la planta.

Tabla 5.87: Aporte de agua para el consumo de la planta de electrolisis en base a la generación de agua de las celdas de combustible para un estado estacionario.

Mes	Consumo agua electrolisis [kg/viaje]	Generación agua celdas [kg/viaje]	Agua enviada a la planta del Hospital [kg/viaje]	Aporte agua del Hospital [kg/viaje]	Aporte agua externo [kg/viaje]	Aporte almacenamiento de invierno [kg/viaje]	Exceso agua en estanque [kg/viaje]
15-ene	288.258	206.868	202.373	202.373	85.885	0	0
31-ene	288.258	206.868	206.868	206.868	81.390	0	0
14-feb	253.726	183.828	206.868	206.868	46.858	0	0
28-feb	253.726	183.828	183.828	183.828	69.898	0	0
15-mar	244.579	209.573	183.828	183.828	60.751	0	0
31-mar	244.579	209.573	209.573	209.573	35.006	0	0
15-abr	219.427	206.009	209.573	209.573	9.855	0	0
30-abr	219.427	206.009	206.009	206.009	13.418	0	0
15-may	186.876	209.638	206.009	186.876	0	0	19.133
31-may	18.6876	209.638	209.638	186.876	0	0	41.894
15-jun	186.876	204.824	209.638	186.876	0	0	64.656
30-jun	186.876	204.824	204.824	186.876	0	0	82.604
15-jul	192.414	207.814	204.824	192.414	0	0	95.014
31-jul	192.414	207.814	207.814	192.414	0	0	110.413
15-ago	188.363	207.153	207.814	188.363	0	0	129.864
31-ago	188.363	207.153	207.153	188.363	0	0	148.654
15-sept	190.871	193.217	207.153	190.871	0	0	164.936
30-sept	190.871	193.217	193.217	190.871	0	0	167.282
15-oct	195.152	198.718	193.217	193.217	0	0	165.347
31-oct	195.152	198.718	198.718	195.152	0	0	168.913
15-nov	217.278	191.342	198.718	198.718	0	18.560	150.353
30-nov	217.278	191.342	191.342	191.342	0	25.936	124.417
15-dic	278.599	202.373	191.342	191.342	0	87.257	37.159
31-dic	278.599	202.373	202.373	202.373	39.066	37.159	0

La masa de agua contenida en el estanque de almacenamiento es la suma del aporte de agua a la producción del Hospital, el aporte de agua externo, el aporte de agua del almacenamiento de invierno y el exceso de agua en el estanque. Lo anterior se ve en la Tabla 5.88 y Figura 5.43.

Tabla 5.88: Masa de agua contenida en el estanque de la planta de producción en estado estacionario.

Mes	Masa agua en estanque [kg/quincena]
15-ene	288.258
31-ene	288.258
14-feb	253.726
28-feb	253.726
15-mar	244.579
31-mar	244.579
15-abr	219.427
30-abr	219.427
15-may	206.009
31-may	228.771
15-jun	251.533
30-jun	269.480
15-jul	287.428
31-jul	302.827
15-ago	318.227
31-ago	337.017
15-sept	355.807
30-sept	358.153
15-oct	358.563
31-oct	364.064
15-nov	367.630
30-nov	341.694
15-dic	315.758
31-dic	278.599

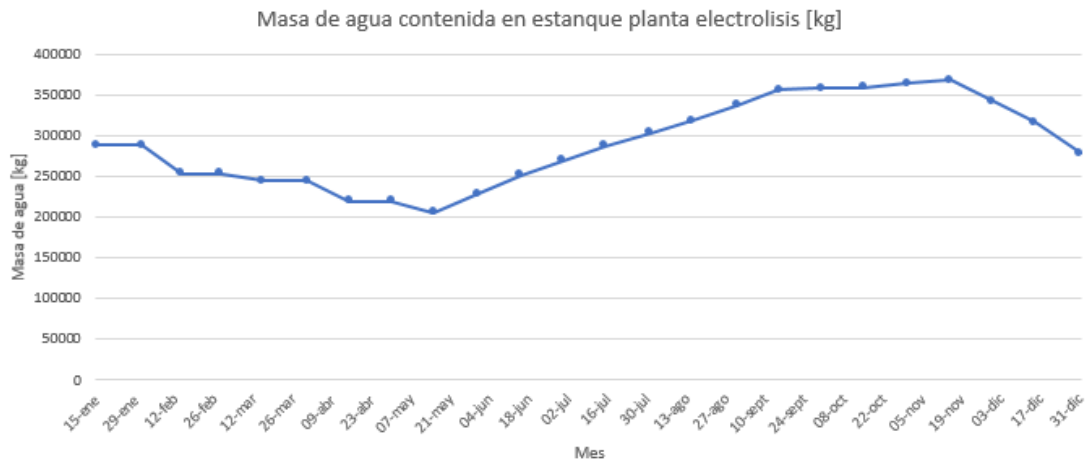


Figura 5.43: Régimen de operación estanque de agua planta de electrolisis en estado estacionario.

De la Tabla 5.87 se ve que, dado que el consumo de la planta es menor en invierno (Mayo-Octubre), pero la generación de agua de las celdas es mayor en invierno, existe un exceso de agua acumulada en la planta de 169 ton en el mes de Octubre. Este exceso se consume completamente en los meses de verano, existiendo una falta de agua en estado estacionario de 442 ton/año, por lo que debe existir un agente externo que la surta a la planta. El máximo de agua contenida en el estanque para la producción en verano se da en Noviembre, donde se ha acumulado toda el agua del invierno, siendo de 367.630 kg, como se ve en la Tabla 5.88. Este máximo de agua acumulada se utiliza para dimensionar el estanque de la planta de electrolisis.

Al igual que en el caso de los estanques para los camiones, en la planta y el Hospital se utilizan estanques cilíndricos. Para el estanque de agua se escoge el Acero Inoxidable AISI 410 [46] como material del estanque, teniendo los parámetros iniciales para el calculo del mismo en la Tabla 5.89, donde las propiedades del agua se obtienen del programa Engineering Equation Solver (EES).

Tabla 5.89: Parámetros iniciales para el calculo del estanque de almacenamiento de agua planta de electrolisis.

Masa almacenar m_{H_2O} [kg]	367.630
Factor de sobre dimensionamiento estanque f_t [%]	10
Temperatura operación T [K]	298,15
Presión de operación P [kPa]	100
Densidad del agua ρ_{H_2O} [kg/m ³]	997,1
Largo estanque L [m]	10
Factor de seguridad n	1,5
Material estanque	Acero inoxidable AISI 410
Número de estanques N_t	1
Limite de fluencia σ_f [MPa]	480
Densidad del material del estanque ρ_t [kg/m ³]	7.730

El volumen del estanque se obtiene de la Ecuación 5.95 y el radio interior de la Ecuación 5.96.

$$V_t = \frac{m_{H_2O} \cdot (1 + f_t)}{\rho_{H_2O} \cdot N_t} \quad (5.95)$$

$$r = \sqrt{\frac{V_t}{\pi \cdot L}} \quad (5.96)$$

donde:

- V_t [m³]: Volumen contenido en el estanque.
- m_{H_2O} [kg]: Masa de agua contenida en el estanque.
- f_t : Factor de sobre dimensionamiento estanque.
- ρ_{H_2O} [kg/m³]: Densidad del agua a la temperatura y presión de operación.
- N_t : Número de estanques.

- r [m]: Radio interno del estanque.
- L [m]: Largo interno del estanque.

El espesor del estanque se obtiene mediante la Ecuación 5.44, donde se usa el criterio de Von Misses para un material isotropico, mas detalles Anexo B. La masa del estanque se obtiene mediante la Ecuación 5.45.

Evaluando las Ecuaciones 5.95, 5.96, 5.44 y 5.45 en la Tabla 5.89 se obtienen los resultados para el estanque de agua de la planta de electrolisis presentes en la Tabla 5.90.

Tabla 5.90: Resultados obtenidos para el estanque de almacenamiento de agua planta electrolisis.

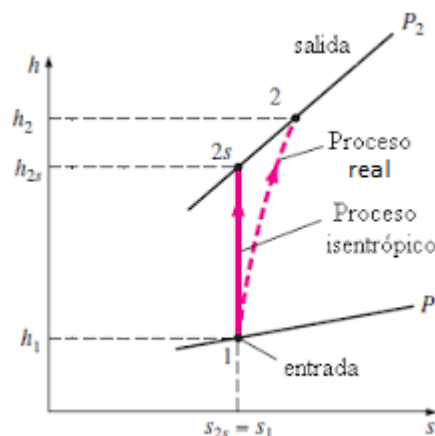
Volumen de agua contenido cilindro V_t [m^3]	406
Radio cilindro r [m]	3,6
Espesor pared cilindro Von Misses t_w [mm]	1,12
Masa estanque cilíndrico m_t [kg]	1.697

Pasando al sistema de impulsión del agua hacia los electrolizadores Figura 5.42 (puntos 1-5), se establecen parámetros iniciales presentes en la Tabla 5.91. EL agua se encuentra en el estanque de almacenamiento a temperatura y presión ambientes, y dada la Tabla 5.64 se escoge una temperatura de operación de 35°C y presión de operación de 6 bar para la entrada al electrolizador.

Tabla 5.91: Parámetros iniciales sistema de impulsión de agua planta electrolisis.

Flujo agua nominal electrolizadores \dot{m}_{eH_2On} [kg/s]	0,368
Eficiencia bomba η_b [%]	80
Temperatura salida estanque T_1 [K]	298,15
Presión salida estanque P_1 [kPa]	100
Temperatura entrada electrolizador T_3 [K]	308,15
Presión entrada electrolizador P_3 [kPa]	600

Se asume un proceso isentropico para la bomba de impulsión, donde la entalpía real de salida se puede obtener de las Ecuaciones 5.97 y 5.98, y el trabajo de la bomba con la Ecuación 5.99 [53].



$$s_1 = s_{2s} \quad (5.97)$$

$$h_2 = h_1 + \frac{h_{2s} - h_1}{\eta_b} \quad (5.98)$$

$$\dot{W}_b = \dot{m}_{eH_2O_n} \cdot (h_1 - h_2) \quad (5.99)$$

donde:

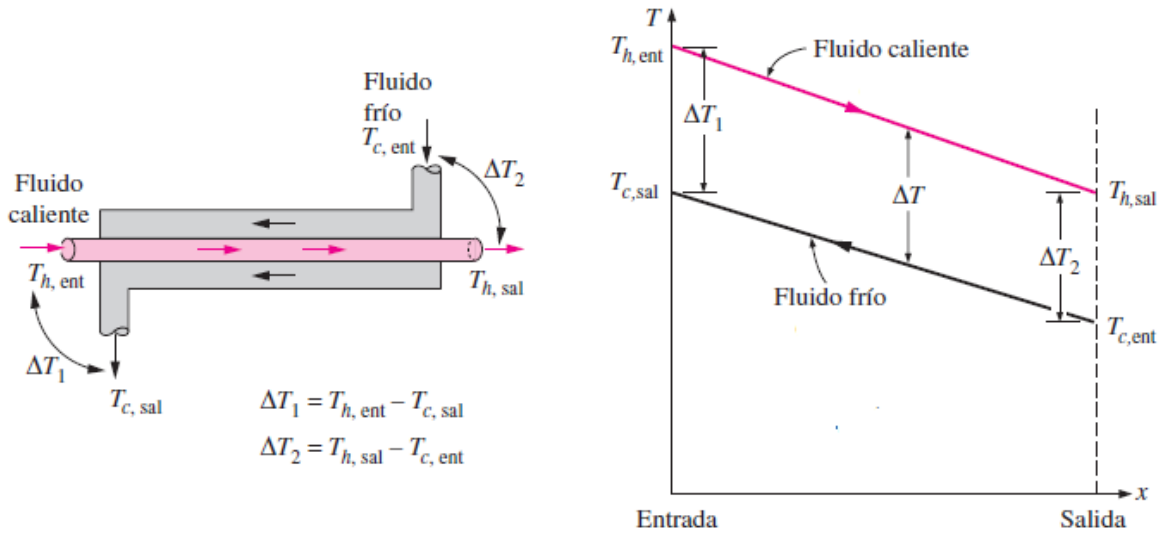
- $s_1 [kJ/kgK]$: Entropía entrada bomba.
- $s_{2s} [kJ/kgK]$: Entropía salida isentropica bomba.
- $h_1 [kJ/kg]$: Entalpía entrada bomba.
- $h_{2s} [kJ/kg]$: Entalpía salida isentropica bomba.
- $h_2 [kJ/kg]$: Entalpía salida real bomba.
- η_b : Eficiencia de la bomba.
- $\dot{W}_b [kW]$: Trabajo de la bomba de agua.
- $\dot{m}_{eH_2O_n} [kgH_2O/s]$: Flujo másico de agua consumida nominal planta de electrolisis.

Dada la Tabla 5.91 y las Ecuaciones 5.97-5.99, se obtiene la Tabla 5.92 que muestra los resultados para la bomba de impulsión de agua. Donde las propiedades termodinámicas se obtienen del programa Engineering Equation Solver (EES).

Tabla 5.92: Resultados dimensionamiento bomba de impulsión planta de electrolisis.

Punto	Presión P [kPa]	Temperatura T [K]	Entalpía h [kJ/kg]	Entropía s [kJ/kgK]	Trabajo \dot{W}_b [kW]
1	100	298,15	104,8	0,367	-0,23
2s	600	298,2	105,3	0,367	
2	600	298,2	105,4	0,367	

Se utiliza un intercambiador de calor de tubos concéntricos a contraflujo, definidas las temperaturas de entrada y salida del fluido caliente y frío se poseen las Ecuaciones 5.100-5.106 [51].



$$\dot{Q} = \dot{m}_h \cdot c_{ph} \cdot (T_{he} - T_{hs}) \quad (5.100)$$

$$\dot{m}_c = \frac{\dot{Q}}{c_{pc} \cdot (T_{cs} - T_{ce})} \quad (5.101)$$

$$\frac{1}{U_m} = \frac{1}{h_{ph}} + \frac{1}{h_{pc}} \quad (5.102)$$

$$\Delta T_1 = T_{he} - T_{cs} \quad (5.103)$$

$$\Delta T_2 = T_{hs} - T_{ce} \quad (5.104)$$

$$\Delta T_{ml} = \frac{\Delta T_2 - \Delta T_1}{\ln\left(\frac{\Delta T_2}{\Delta T_1}\right)} \quad (5.105)$$

$$A = \frac{\dot{Q} \cdot 1000}{U_m \cdot \Delta T_{ml}} \quad (5.106)$$

donde:

- \dot{Q} [kW]: Calor intercambiado.
- \dot{m}_h [kg/s]: Flujo másico del fluido caliente
- c_{ph} [kJ/kgK]: Calor específico del fluido caliente a la temperatura media entre la entrada y salida, y presión de operación.
- T_{he} [K]: Temperatura entrada fluido caliente.
- T_{hs} [K]: Temperatura salida fluido caliente.
- \dot{m}_c [kg/s]: Flujo másico del fluido frío.

- $c_{pc}[kJ/kgK]$: Calor específico del fluido frío a la temperatura media entre la entrada y salida, y presión de operación.
- $T_{ce}[K]$: Temperatura entrada fluido frío.
- $T_{cs}[K]$: Temperatura salida fluido frío.
- $U_m[W/m^2K]$: Coeficiente total de transferencia de calor.
- $h_h[W/m^2K]$: Coeficiente de convección fluido caliente.
- $h_c[W/m^2K]$: Coeficiente de convección fluido frío.
- $\Delta T_{ml}[K]$: Diferencia de temperatura media logarítmica.
- $A[m^2]$: Área de transferencia de calor.

Teniendo como fluido caliente agua (puntos 4 y 5) y fluido frío el agua en dirección al electroizador (puntos 2 y 3), dadas las Tablas 5.91 y 5.92, y las Ecuaciones 5.100-5.106, se obtienen los resultados de las Tablas 5.94, 5.95 y 5.96, así como la Figura 5.44. Donde el coeficiente de convección del agua se obtiene de la Tabla 5.93[54], los calores específicos del programa Engineering Equation Solver (EES), y la presión junto con las temperaturas del fluido caliente se fijan de tal manera que las curvas de temperatura no se intersecten.

Tabla 5.93: Coeficientes típicos de transferencia de calor del agua para intercambiadores de calor [54].

Presión P [bar]	ΔT [K]	h_{agua} [W/m^2K]	$h_{agua-promedio}$ [W/m^2K]
1-5	25	5.000-10.000	7.500
5-100	20	3.000-5.000	4.000

Tabla 5.94: Resultados para el agua de entrada electrolizadores (fluido frío).

Punto	Temperatura T [K]	Presión P [kPa]	Calor específico C_p [kJ/kgK]	Calor \dot{Q} [kW]
2	298,2	600	4,182	15,31
3	308,15			

Tabla 5.95: Resultados para el agua caliente (fluido caliente).

Punto	Temperatura T [K]	Presión P [kPa]	Calor específico C_p [kJ/kgK]	Flujo másico caliente \dot{m}_h [kg/s]
4	333,15	400	4,181	0,146
5	308,15			

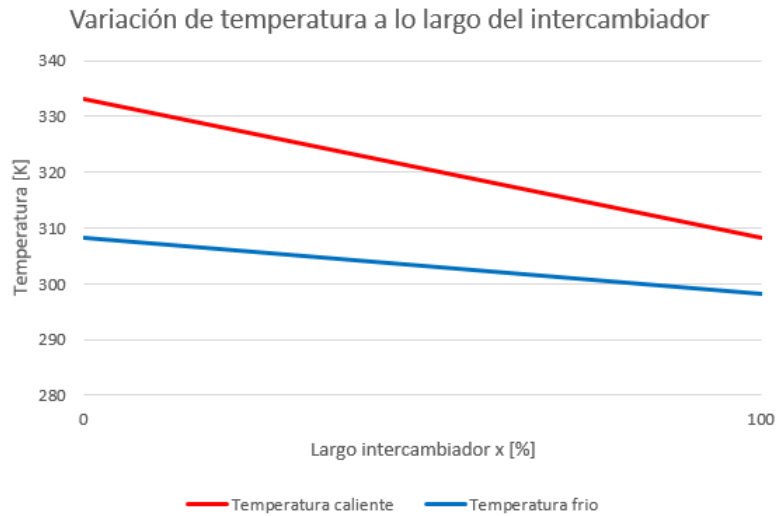


Figura 5.44: Variación de la temperatura a lo largo del intercambiador para el agua de la planta de electrolisis.

Tabla 5.96: Resultados para el área de transferencia de calor intercambiador.

Coeficiente de convección frío h_c [W/m^2K]	4.000
Coeficiente de convección caliente h_h [W/m^2K]	7.500
Coeficiente total U_m [W/m^2K]	2.609
ΔT_1 [K]	25
ΔT_2 [K]	10
Variación media logarítmica ΔT_{ml} [K]	16,34
Área intercambio A [m^2]	0,359

5.4.1.2. Sistema de almacenamiento agua celdas de combustible Hospital de Concepción

Para dimensionar el almacenamiento de agua de las celdas de combustible se usa la Figura 5.45.

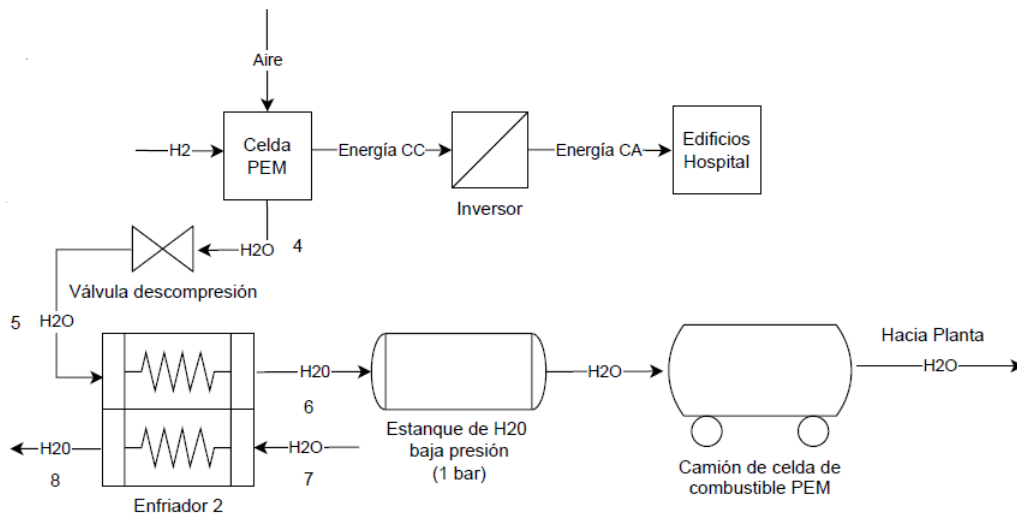


Figura 5.45: Diagrama para el cálculo del almacenamiento del agua celdas de combustible.

Se contempla una estación de celdas de combustible para el edificio Monoblock (MB) y Torre de Pacientes Críticos (TPC) (por simplicidad edificio 1), así como para el Centro de Atención Ambulatorio (CAA) (por simplicidad edificio 2). Para dimensionar los estanques de almacenamiento de agua se toma la mitad de la máxima masa mensual de agua almacenada por los edificios presente en la Tabla 5.19. Se escoge el Acero Inoxidable AISI 410 [46] como material del estanque, teniendo los parámetros iniciales para el calculo del mismo en la Tabla 5.97, donde las propiedades del agua se obtienen del programa Engineering Equation Solver (EES).

Tabla 5.97: Parámetros iniciales para el calculo del estanque de almacenamiento de agua de los edificios del Hospital Regional de Concepción.

Masa almacenar MB-TPC $m_{H_2O_1} [kg]$	128.121
Masa almacenar CAA $m_{H_2O_2} [kg]$	85.490
Factor de sobre dimensionamiento $f_t [\%]$	10
Temperatura operación T [K]	298,15
Presion de operación P [kPa]	100
Densidad del agua $\rho_{H_2O} [kg/m^3]$	997,1
Largo estanque L [m]	8
Factor de seguridad n	1,5
Material estanque	Acero inoxidable AISI 410
Número de estanques N_t	1
Limite de fluencia $\sigma_f [MPa]$	480
Densidad del material del estanque $\rho_t [kg/m^3]$	7.730

El volumen del estanque se obtiene de la Ecuación 5.95 y el radio interior de la Ecuación 5.96. El espesor del estanque se obtiene mediante la Ecuación 5.44, donde se usa el criterio de Von Misses para un material isotropico, mas detalles Anexo B. La masa del estanque se obtiene mediante la Ecuación 5.45.

Evaluando las Ecuaciones 5.95, 5.96, 5.44 y 5.45 en la Tabla 5.97, se obtienen los resultados para los estanques de agua de los edificios del Hospital Regional de Concepción presentes en la Tabla 5.98.

Tabla 5.98: Resultados obtenidos para los estanques de agua de los edificios del Hospital Regional de Concepción.

Edificio	MB-TPC	CAA
Volumen de agua contenido cilindro $V_t [m^3]$	141	94
Radio cilindro r [m]	2,37	1,94
Espesor pared cilindro Von Misses $t_w [mm]$	0,64	0,52
Masa estanque cilíndrico $m_t [kg]$	591	395

Pasando al sistema de descompresión de agua hacia los estanques Figura 5.45 (puntos 4-6), se establecen parámetros iniciales presentes en la Tabla 5.99. Dada la Tabla 5.2 se escoge una temperatura de operación de 40°C y presión de operación de 8 bar para la salida del agua de las celdas de combustible. El agua se encuentra en el estanque de almacenamiento a temperatura y presión ambientes.

Tabla 5.99: Parámetros iniciales para el calculo del sistema de descompresión agua salida celdas de combustible

Flujo agua nominal celdas MB-TPC \dot{m}_{cH_2On1} [kg/s]	0,323
Flujo agua nominal celdas CAA \dot{m}_{cH_2On2} [kg/s]	0,230
Temperatura salida celdas T_4 [K]	313,15
Presión salida celdas P_4 [kPa]	800
Temperatura entrada estanque T_6 [K]	298,15
Presión entrada estanque P_6 [kPa]	100

Para la válvula se asume isoentalpica [53], teniendo la Ecuación 5.107.

$$h_4 = h_5 \quad (5.107)$$

Dada la Tabla 5.99 y la Ecuación 5.107, se tienen las condiciones de operación de la válvula de expansión del agua en la Tabla 5.100, donde las propiedades se obtienen del programa Engineering Equation Solver (EES).

Tabla 5.100: Resultados para las condiciones de operación de la válvula de expansión del agua de los edificios del Hospital Regional de Concepción.

Punto	Presión P [kPa]	Temperatura T [K]	Entalpía h [kJ/kg]
4	800	313,15	168,2
5	100	313,3	168,2

Se utiliza un intercambiador de calor de tubos concéntricos a contraflujo. Teniendo como fluido caliente el agua de salida de celdas de combustible (puntos 4 y 5) y fluido frío agua de refrigeración (puntos 7 y 8). Dada las Tablas 5.99 y 5.100, y las Ecuaciones 5.100-5.106, se obtienen los resultados de las Tablas 5.101, 5.102 y 5.103, así como la Figura 5.46. Donde el coeficiente de convección del agua se obtiene de la Tabla 5.93[54], los calores específicos del programa Engineering Equation Solver (EES), y la presión junto con las temperaturas del fluido frío se fijan de tal manera que las curvas de temperatura no se intersecten.

Tabla 5.101: Resultados para el agua caliente de salida celdas (fluido caliente) y agua de refrigeración (fluido frío).

Punto	Temperatura T [K]	Presión P [kPa]	Calor específico C_p [kJ/kgK]
5	313,3	100	4,183
6	298,15		
7	288,15	400	4,182
8	298,15		

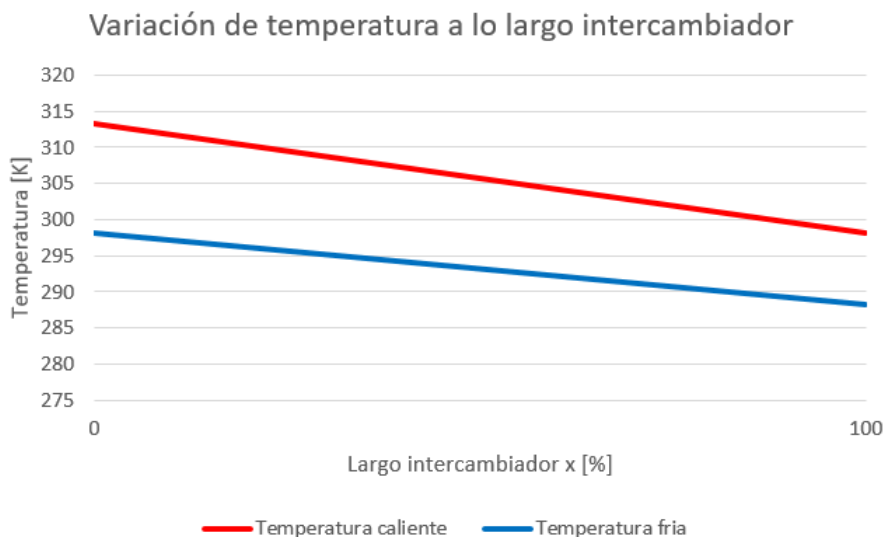


Figura 5.46: Variación de la temperatura a lo largo del intercambiador para el agua de salida de las celdas de combustible del Hospital Regional de Concepción.

Tabla 5.102: Resultados para el calculo del área de intercambio térmico para el agua salida celdas.

Coefficiente de convección fluido caliente $h_h [W/m^2K]$	7.500
Coefficiente de convección fluido frío $h_c [W/m^2K]$	7.500
Coefficiente total $U_m [W/m^2K]$	3.750
$\Delta T_1 [K]$	15,2
$\Delta T_2 [K]$	10
Variación media logarítmica $\Delta T_{ml} [K]$	12,40

Tabla 5.103: Resultados de los parámetros de operación de los intercambiadores de calor para el agua de salida de las celdas de combustible de los edificios del Hospital Regional de Concepción.

Edificio	Calor $\dot{Q} [kW]$	Flujo másico frío $\dot{m}_c [kg/s]$	Área de intercambio $A [m^2]$
MB y TPC	20,4	0,489	0,440
CAA	14,6	0,349	0,314

5.4.2. Sistema de almacenamiento de hidrógeno planta de electrolisis y Hospital Regional de Concepción

La Tabla 5.104 muestra la producción de hidrógeno real máximo de la planta de electrolisis obtenido de la Tabla 5.75, así como la producción de hidrógeno nominal de la planta de electrolisis, operando los electrolizadores a su máxima potencia. Así también se muestra la demanda de hidrógeno máxima de las celdas de combustible obtenida de la Tabla 5.30, como la demanda de hidrógeno nominal de las celdas de combustible operando a su máxima potencia. La producción de hidrógeno nominal de la planta de electrolisis se obtiene mediante la Ecuación 5.108, y la demanda

de hidrógeno nominal de las celdas mediante la Ecuación 5.109.

$$m_{eH_2n} = N_e \cdot \dot{m}_{eH_2} \cdot 24 \cdot 31 \quad (5.108)$$

$$m_{cH_2n} = N_{ct} \cdot \dot{m}_{cH_2} \cdot 24 \cdot 31 \quad (5.109)$$

donde:

- m_{eH_2n} [kgH₂/mes]: Masa de hidrógeno producida nominal planta de electrolisis.
- N_e : Número total de electrolizadores necesarios para cubrir la demanda.
- \dot{m}_{eH_2} [kgH₂/h]: Flujo másico de hidrógeno de salida nominal del electrolizador.
- m_{cH_2n} [kgH₂/mes]: Masa de hidrógeno demanda nominal celdas de combustible.
- \dot{m}_{cH_2} [kgH₂]: Flujo másico de hidrógeno nominal en la celda.
- N_{ct} : Número total de celdas de ambos empalmes eléctricos.

Tabla 5.104: Comparación de la masa de hidrógeno real máxima, así como nominal producida y demanda.

Tipo	Real máximo [kg/mes}	Nominal [kg/mes]
Producción	64.511	110.283
Demanda celdas	46.916	165.704

De la Tabla 5.104 se puede ver que tanto la producción como la demanda de hidrógeno esta bajo el punto nominal. Para la producción se debe a la variabilidad del recurso viento durante el transcurso del día, por lo cual el aerogenerador no funciona a su máxima potencia, y así el electrolizador no produce el hidrógeno nominal en todo momento. Para el caso de la demanda de hidrógeno se debe a las fluctuaciones de la carga a lo largo de día, de este modo las celdas de combustible no operan a su máxima potencia en todo momento por lo que no consumen el hidrógeno nominal.

Para el dimensionamiento del sistema de almacenamiento de hidrógeno para la planta de electrolisis y el sistema de celdas de combustible se utiliza el flujo másico nominal de tal manera de considerar una condición critica del sistema, y garantizar una operación continua. Para la red de gas se considera el máximo flujo mensual presente en la Tabla 5.30.

5.4.2.1. Sistema de almacenamiento hidrógeno planta de electrolisis

A continuación, se define el ciclo de compresión del hidrógeno gaseoso el cual consta de 5 etapas, tal como se ve en la Figura 5.47. La presión final se fija en 700 bar dados los valores entregados por la literatura.

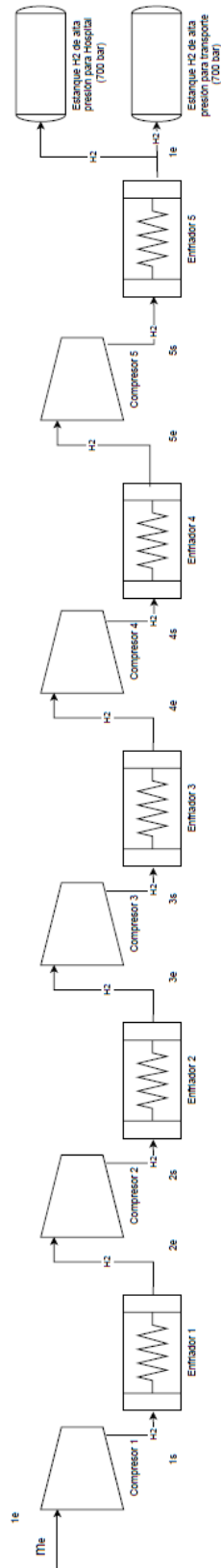


Figura 5.47: Ciclo de compresión del hidrógeno gaseoso en 5 etapas. Figura rotada en 90°.

Se contempla que el hidrógeno generado sea enviado al Hospital dos veces por mes, es decir, el

periodo de recarga de los estanques es cada 15 días aproximadamente. El régimen de operación de los estanques de hidrógeno de la planta se observa en la Tabla 5.105, la cual se obtiene en base a la Tabla 5.75, asumiendo que la producción de hidrógeno de una quincena es utilizada en la demanda de hidrógeno de la quincena siguiente. Destacar que al comenzar la operación de la planta en Enero no es posible abastecer de hidrógeno al Hospital la primera quincena, pues se está produciendo, el hidrógeno se envía hasta la segunda quincena de Enero. De este modo la Tabla 5.105 corresponde al segundo año de operación de la planta.

Tabla 5.105: Variación de la masa de hidrógeno global contenida en los estanques de almacenamiento de la planta de electrolisis.

Mes	Demanda hidrógeno global [kg/viaje]	Producción electrolisis total [kg/viaje]	Aporte producción hidrógeno [kg/viaje]	Aporte externo hidrógeno [kg/viaje]	Aporte almacenamiento verano hidrógeno [kg/viaje]	Exceso hidrógeno en estanques [kg/viaje]
15-ene	23.634	32.255	23.634	0	0	8.621
31-ene	23.634	32.255	20.990	0	0	19.886
14-feb	20.990	28.391	20.990	0	0	27.287
28-feb	20.990	28.391	23.912	0	0	31.766
15-mar	23.912	27.368	23.912	0	0	35.222
31-mar	23.912	27.368	23.603	0	0	38.987
15-abr	23.603	24.553	23.603	0	0	39.938
30-abr	23.603	24.553	23.991	0	0	40.501
15-may	23.991	20.911	20.911	0	3.080	37.421
31-may	23.991	20.911	20.911	0	2.595	34.826
15-jun	23.506	20.911	20.911	0	2.595	32.230
30-jun	23.506	20.911	20.911	0	3.005	29.225
15-jul	23.916	21.531	21.531	0	2.386	26.839
31-jul	23.916	21.531	21.531	0	2.278	24.562
15-ago	23.808	21.077	21.077	0	2.731	21.831
31-ago	23.808	21.077	21.077	0	1.145	20.685
15-sept	22.223	21.358	21.358	0	865	19.821
30-sept	22.223	21.358	21.358	0	1.435	18.386
15-oct	22.793	21.837	21.837	0	956	17.429
31-oct	22.793	21.837	21.837	0	95	17.334
15-nov	21.932	24.313	21.932	0	0	19.715
30-nov	21.932	24.313	23.130	0	0	20.898
15-dic	23.130	31.175	23.130	0	0	28.942
31-dic	23.130	31.175	23.634	0	0	36.483

La masa de hidrógeno en los estanques de almacenamiento es la suma del aporte de la producción, aporte externo, el aporte del almacenamiento invierno y el exceso de hidrógeno en los estanques. Lo anterior se ve en la Tabla 5.105 y Figura 5.48.

Tabla 5.106: Masa de hidrógeno contenida en los estanques planta electrolisis en estado estacionario.

Mes	Masa hidrógeno en estanques [kg/quincena]
15-ene	32.255
31-ene	40.877
14-feb	48.278
28-feb	55.678
15-mar	59.134
31-mar	62.590
15-abr	63.541
30-abr	64.492
15-may	61.412
31-may	58.332
15-jun	55.737
30-jun	53.141
15-jul	50.756
31-jul	48.370
15-ago	45.639
31-ago	42.908
15-sept	42.043
30-sept	41.179
15-oct	40.223
31-oct	39.266
15-nov	41.647
30-nov	44.028
15-dic	52.072
31-dic	60.117

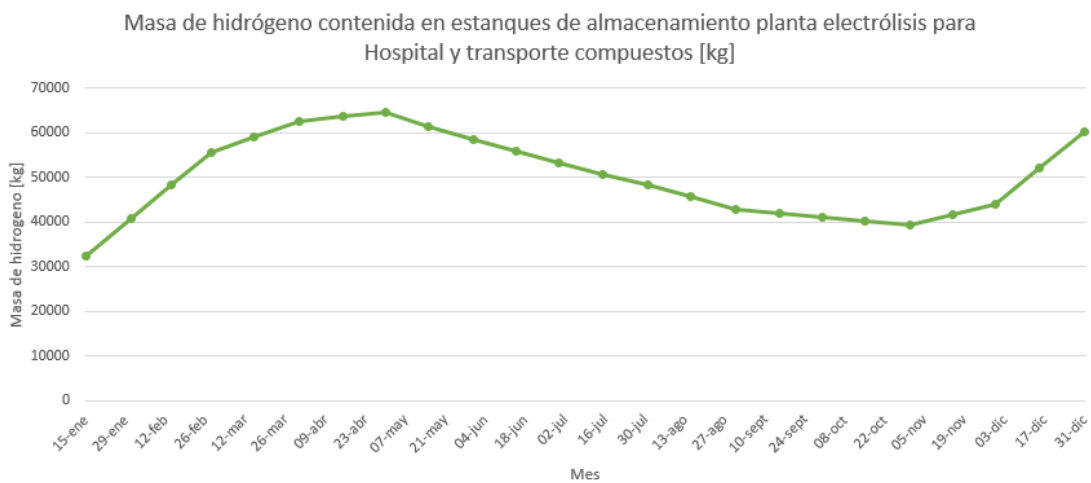


Figura 5.48: Régimen de operación estanques de hidrógeno planta de electrolisis para Hospital y transporte de compuestos.

De la Tabla 5.105 se ve que, dado que la producción de la planta es mayor en verano (Noviembre a Enero), pero la demanda de hidrógeno es menor en verano, existe un exceso de hidrógeno acumulado en verano de 40 ton en el mes de Abril. Este exceso se consume en los meses de invierno (Mayo a Octubre), existiendo una falta de hidrógeno en invierno de 23 ton, por lo que la planta es capaz de abastecer totalmente al hospital y el transporte de compuestos, teniendo un exceso de 36 ton en el mes de Diciembre, que se puede destinar en caso de sobre consumo, o para el transporte del oxígeno en exceso a otros recintos hospitalarios o servicios que lo requieran.

Los estanques de almacenamiento de la planta deben ser capaces de almacenar el exceso de hidrógeno acumulado en verano. La condición crítica del hidrógeno almacenado del verano es en el mes de Abril, donde se ha acumulado todo el hidrógeno, y los estanques tienen una masa de 64.492 kg, tal como se ve en las Tablas 5.105 y 5.106. Es importante destacar que en el mes de Diciembre se debe vaciar el exceso de hidrógeno para comenzar un nuevo ciclo de llenado de forma vacía.

Al igual que en el caso de los estanques para los camiones, en la planta se utilizan estanques cilíndricos. Para el estanque de hidrógeno se utiliza un estanque Tipo IV donde se tiene una primera capa de una aleación de aluminio 2048 (t_p) [47] para evitar las fugas de hidrógeno, una segunda capa de un material compuesto de Fibra de carbono continua HexTow IM 10 12K [48] en una matriz de Resina HexPly 8552 [49] (t_w), la cual le confiere resistencia mecánica, y por último una capa protectora para resistir las condiciones climáticas de Acero inoxidable AISI 410 (t_c) [46], tal como se ve en la Figura 5.56.

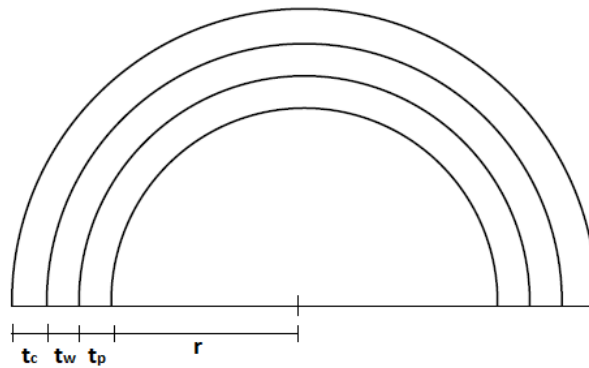


Figura 5.49: Vista de detalle de los diferentes espesores de los materiales que conforman los estanques de hidrógeno planta de electrolisis.

Los parámetros iniciales para el cálculo de los estanques de hidrógeno en la planta se ven en la Tabla 5.107, donde las propiedades del hidrógeno se obtienen del programa Engineering Equation Solver (EES), y los límites de fluencia en la dirección longitudinal y circunferencial del material de resistencia se obtienen de evaluar las Ecuaciones 5.47 y 5.48 en la Tabla 5.38, fijando las fracciones $f_x = 0,3$ y $f_y = 0,7$.

Tabla 5.107: Parámetros iniciales para el calculo de los estanques de almacenamiento de hidrógeno planta de electrolisis.

Masa almacenar m_{H_2} [kg]	64.492
Factor de sobredimensionamiento estanque f_t [%]	10
Constante de los gases ideales para el hidrógeno R_{H_2} [kJ/kgK]	4,125
Temperatura operación T [K]	308,15
Presión de operación P [kPa]	70.000
Factor de compresión Z	1,437
Largo estanque L [m]	10
Factor de seguridad n	1,5
Número de estanques N_t	10
Material impermeabilización	Aluminio 2048
Espesor del material impermeabilización t_p [mm]	2
Densidad del material impermeabilización ρ_p [kg/m ³]	2.750
Material resistencia mecánica	Laminas de fibra de carbono continua HexTow IM 10 12K con Resina HexPly 8552
Espesor laminas material resistencia mecánica t_l [mm]	0,2
Fracción laminas longitudinales f_x [%]	30
Fracción de laminas circunferenciales f_y [%]	70
Limite de fluencia longitudinal σ_{fx} [MPa]	1.049
Limite de fluencia circunferencial σ_{fy} [MPa]	2.341
Densidad del material de resistencia mecánica ρ_w [kg/m ³]	1.594
Material cubierta protectora	Acero inoxidable AISI 410
Espesor de la cubierta t_c [mm]	2
Densidad de la cubierta ρ_c [kg/m ³]	7.730

El volumen del estanque se obtiene de la Ecuación 5.110 y el radio interior de la Ecuación 5.111.

$$V_t = \frac{m_{H_2} \cdot Z \cdot R_{H_2} \cdot T \cdot (1 + f_t)}{P \cdot N_t} \quad (5.110)$$

$$r = \sqrt{\frac{V_t}{\pi \cdot L}} \quad (5.111)$$

donde:

- V_t [m³]: Volumen contenido en el estanque.
- m_{H_2} [kg]: Masa de hidrógeno contenida en el estanque.
- f_t : Factor de sobre dimensionamiento estanque.
- P [kPa]: Presión de operación del estanque.
- T [K]: Temperatura de operación del estanque.

- Z : Factor de compresión del hidrógeno a la temperatura y presión de operación.
- $R_{H_2}[kJ/kgK]$: Constante de los gases ideales para el hidrógeno.
- N_t : Número de estanques.
- r [m]: Radio interno del estanque.
- L [m]: Largo interno del estanque.

El espesor del estanque se obtiene mediante la Ecuación 5.53, donde se usa el criterio del espesor máximo para un material anisotropico, mas detalles Anexo B. El número total de laminas longitudinales y circunferenciales se obtiene mediante las Ecuaciones 5.55 y 5.56. La masa del estanque se obtiene mediante la Ecuación 5.57.

Evaluando las Ecuaciones 5.110, 5.111, 5.53, 5.55, 5.56 y 5.57 en la Tabla 5.107, se obtienen los resultados para los estanques de hidrógeno de la planta de electrolisis presentes en la Tabla 5.108.

Tabla 5.108: Resultados obtenidos para los estanques de almacenamiento de hidrógeno planta electrolisis.

Volumen de hidrógeno contenido cilindro $V_t[m_3]$	185,1
Radio cilindro r [m]	2,43
Espesor pared longitudinal $t_{wx}[mm]$	121,58
Espesor pared circunferencial $t_{wy}[mm]$	108,96
Espesor pared cilindro $t_w[mm]$	122
Número total de laminas N_l	610
Número de laminas longitudinales N_x	183
Número de laminas circunferenciales N_y	427
Proporción de laminas N_y/N_x	7/3
Masa estanque cilíndrico $m_t[kg]$	33.751
Espesor total de pared t [mm]	126

Para el calculo de los compresores se utiliza el esquema mostrado en la Figura 5.50. En las secciones anteriores se menciona la conveniencia de utilizar una aproximación politrópica para un proceso reversible, además de incluir varias etapas de compresión con enfriamiento en cada una, así como enfriar el gas a su temperatura inicial después de cada etapa, y utilizar una alta presión inicial. Lo anterior contribuye a disminuir el trabajo mecánico requerido para el proceso. Dada la Tabla 5.64 se escoge una temperatura de operación del hidrógeno de salida del proceso de electrolisis de 35°C y presión de operación de 30 bar.

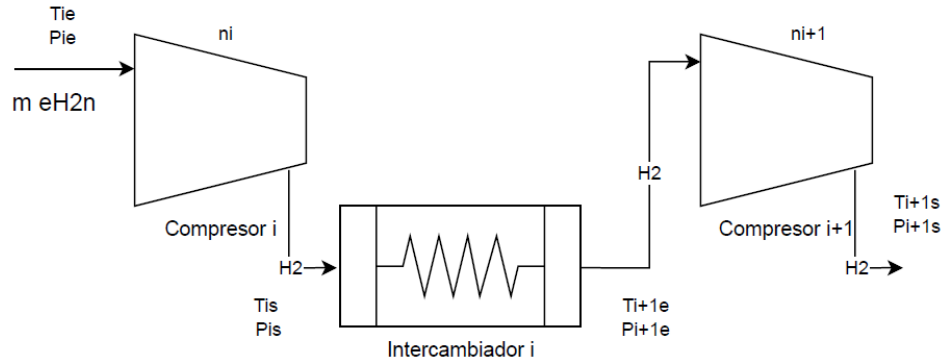


Figura 5.50: Esquema para el cálculo del proceso de compresión del hidrógeno gaseoso.

Para comenzar los cálculos se necesitan parámetros iniciales que definan el ciclo, los cuales se ven en la Tabla 5.109. La constante de los gases ideales para el hidrógeno se obtiene mediante la Ecuación 5.34. Se utiliza el flujo másico nominal para el hidrógeno gaseoso obtenido mediante la Ecuación 5.108, así como las Tablas 5.67 y 5.71. Este flujo se mantiene constante durante las 5 etapas de compresión (se asume que no hay pérdidas).

Tabla 5.109: Parámetros iniciales para el cálculo del ciclo de compresión del hidrógeno gaseoso.

Flujo de hidrógeno nominal electrolizadores \dot{m}_{eH_2n} [kgH ₂ /s]	0,040
Constante de los gases del hidrógeno R_{H_2} [kJ/kgK]	4,125
Eficiencia politrópica η_p [%]	90
Temperatura entrada 1 etapa T_{1e} [K]	308,15
Presión entrada 1 etapa P_{1e} [kPa]	3.000
Presión salida 5 etapa P_{5s} [kPa]	70.000
Número de etapas m	5

La relación de calores específicos se obtiene de mediante la Ecuación 5.112 y el exponente politrópico mediante la Ecuación 5.113. Dado que la temperatura y presión varían a lo largo de las etapas el exponente politrópico también lo hace, por lo que se obtiene de manera iterativa [15] [53].

$$k_i = \frac{c_{pi}}{c_{vi}} \quad (5.112)$$

$$\frac{n_i}{n_i - 1} = \frac{k_i}{k_i - 1} \cdot \eta_p \quad (5.113)$$

donde:

- k_i : Relación de calores específicos de la etapa i.
- c_{pi} [kJ/kgK]: Calor específico del hidrógeno a la presión y temperatura medias de la etapa i.
- c_{vi} [kJ/kgK]: Calor específico del hidrógeno a la presión y temperatura medias de la etapa i.
- n_i : Exponente politrópico del hidrógeno de la etapa i.
- η_i : Eficiencia politrópica.

Utilizando un mismo compresor con una relación de presiones constante se tienen las Ecuaciones 5.114, 5.115 y 5.116. Para un proceso politrópico reversible de gas real las temperaturas se obtienen mediante las Ecuaciones 5.117 y 5.118 [53]. Por ultimo las densidades del hidrógeno se obtienen mediante la Ecuación 5.119.

$$P_{i+1e} = P_{is} \quad (5.114)$$

$$P_{is} = r_p^i \cdot P_{1e} \quad (5.115)$$

$$r_p = \frac{P_{is}}{P_{ie}} \quad (5.116)$$

$$T_{ie} = T_{i+1e} \quad (5.117)$$

$$T_{is} = r_p^{\frac{n_i-1}{n_i}} \cdot T_{ie} \quad (5.118)$$

$$\rho_{is} = \frac{P_{is}}{Z_{is} \cdot R_{H_2} \cdot T_{is}} \quad (5.119)$$

donde:

- $P_{ie}[kPa]$: Presión de entrada hidrógeno de la etapa i.
- $P_{is}[kPa]$: Presión de salida hidrógeno de la etapa i.
- $P_{1e}[kPa]$: Presión de entrada hidrógeno de la etapa 1.
- r_p : Relación de presiones.
- $T_{ie}[K]$: Temperatura de entrada hidrógeno de la etapa i.
- $T_{is}[K]$: Temperatura de salida hidrógeno de la etapa i.
- n_i : Exponente politrópico de la etapa i.
- $\rho_{is}[kg/m^3]$: Densidad de salida del hidrógeno en la etapa i (análogo para la entrada).
- Z_{is} : Factor de compresión del hidrógeno a la temperatura y presión de salida de la etapa i (análogo para la entrada).
- R_{H_2} [kJ/kg K]: Constante de los gases ideales para el hidrógeno.
- i: Número de etapa $i=1,2,3,\dots,m$.

Por ultimo mediante la Ecuación 5.120 se obtiene el trabajo mecánico por etapa para un proceso politrópico reversible de gas real, así también mediante la Ecuación 5.121 se obtiene el trabajo neto del proceso de compresión del hidrógeno. El trabajo ideal de un proceso de compresión isoterma se obtiene con la Ecuación 5.122 y la eficiencia del proceso de compresión mediante la Ecuación 5.123 [15] [53].

$$\dot{W}_i = \dot{m}_{eH_2n} \cdot \frac{n_i \cdot Z_{ie} \cdot R_{H_2} \cdot T_{ie}}{\eta_p \cdot (1 - n_i)} \cdot \left(r_p^{\frac{n_i-1}{n_i}} - 1 \right) \quad (5.120)$$

$$\dot{W}_n = \sum_{i=1}^m \dot{W}_i \quad (5.121)$$

$$\dot{W}_c = -\dot{m}_{eH_2n} \cdot R_{H_2} \cdot T_{1e} \cdot \ln\left(\frac{P_{5s}}{P_{1e}}\right) \quad (5.122)$$

$$\eta_c = \frac{W_c}{W_n} \quad (5.123)$$

donde:

- $\dot{W}_i[kW]$: Trabajo mecánico de la etapa i.
- $\dot{m}_{eH_2n}[kg/s]$: Flujo másico nominal hidrógeno electrolizadores.
- n_i : Exponente politrópico de la etapa i.
- Z_{ie} : Factor de compresión del hidrógeno a la presión y temperatura de entrada de la etapa i.
- R_{H_2} [kJ/kg K]: Constante de los gases ideales para el hidrógeno.
- $T_{ie}[K]$: Temperatura de entrada hidrógeno de la etapa i.
- η_p : Eficiencia politrópica.
- r_p : Relación de presiones.
- i: Número de etapa i=1,2,3,...,m.
- $\dot{W}_n[kW]$: Trabajo mecánico neto proceso de compresión.
- $\dot{W}_c[kW]$: Trabajo mecánico compresión isotérmica de gas ideal.
- $P_{1e}[kPa]$: Presión de entrada hidrógeno proceso de compresión.
- $P_{5s}[kPa]$: Presión de salida hidrógeno proceso de compresión.
- η_c : Eficiencia proceso de compresión.

Evaluando la Ecuación 5.115 en la presión de salida de la etapa 5 se obtiene la relación de presiones (r_p) necesaria para el proceso de compresión de 1,878.

En base a las Ecuaciones 5.114, 5.115, 5.117 y 5.118, así como la Tabla 5.109 y una relación de presión $r_p=1,878$ se realiza un proceso recursivo para cada etapa obteniendo los estados termodinámicos del ciclo de compresión. De este modo se tiene la Tabla 5.110, donde los calores específicos se obtienen mediante el programa Engineering Equation Solver (EES). El exponente politrópico y las temperaturas de salida de cada etapa se obtienen de manera iterativa, mas detalles en el Anexo C.

Tabla 5.110: Estados termodinámicos del ciclo de compresión del hidrógeno gaseoso.

Etapa de compresión	Estado	Presión P [kPa]	Temperatura T [K]	Calor específico c_p [kJ/kgK]	Calor específico c_v [kJ/kgK]	k	n
1	1e	3.000	308,15	14,50	10,32	1,405	1,471
	1s	5.633	377,05				
2	2e	5.633	308,15	14,56	10,35	1,407	1,473
	2s	10.576	377,28				
3	3e	10.576	308,15	14,67	10,40	1,411	1,478
	3s	19.857	377,79				
4	4e	19.857	308,15	14,80	10,49	1,411	1,478
	4s	37.282	377,82				
5	5e	37.282	308,15	14,95	10,65	1,404	1,470
	5s	70.000	376,88				

Dada la Ecuación 5.119 y la Tabla 5.110 se obtiene la densidad real del hidrógeno en cada estado, donde el factor de compresibilidad (Z) se obtiene del programa Engineering Equation Solver (EES). Del mismo modo dadas las Ecuaciones 5.120, 5.121, 5.122 y 5.123, así como la Tabla 5.110 se realiza un proceso recursivo para cada etapa obteniendo los trabajos mecánicos. De este modo se obtienen las Tablas 5.111 y 5.112.

Tabla 5.111: Trabajos mecánicos del ciclo de compresión del hidrógeno gaseoso.

Etapa de compresión	Estado	Densidad real ρ [kg/m ³]	Factor de compresión Z	Trabajo etapa i [kW]
1	1e	2,32	1,017	-40,10
	1s	3,52	1,028	
2	2e	4,29	1,033	-40,75
	2s	6,45	1,053	
3	3e	7,83	1,062	-41,92
	3s	11,57	1,101	
4	4e	13,96	1,119	-44,17
	4s	20,09	1,191	
5	5e	23,87	1,229	-48,45
	5s	33,11	1,36	

Tabla 5.112: Trabajo neto y eficiencia del sistema de compresión de hidrógeno gaseoso planta de electrolisis.

Trabajo isotérmico gas ideal \dot{W}_c [kW]	-160,14
Trabajo neto \dot{W}_n [kW]	-215,39
Eficiencia η_c [%]	74

Se utilizan intercambiadores de tubos concéntricos a contraflujo, teniendo como fluido caliente el

hidrógeno gaseoso y el fluido frío agua de refrigeración. Para estimar los coeficientes de convección del hidrógeno en cada intercambiador se utiliza la Tabla 5.113 [54]. Por otro lado para estimar el coeficiente de convección del agua se utiliza la Tabla 5.93 [54].

Tabla 5.113: Coeficientes típicos de transferencia de calor de gases para intercambiadores de calor [54].

Presión [bar]	$h_{gas} [W/m^2K]$	$h_{promedio-gas} [W/m^2K]$
1	80-125	103
10	250-400	325
100	500-800	650

Dada la Tabla 5.113 se realiza una línea de tendencia potencial obteniendo la Figura 5.51 y la Ecuación 5.124 para el coeficiente convectivo de un gas, obteniendo un coeficiente de determinación de $R^2 = 0,9797$.

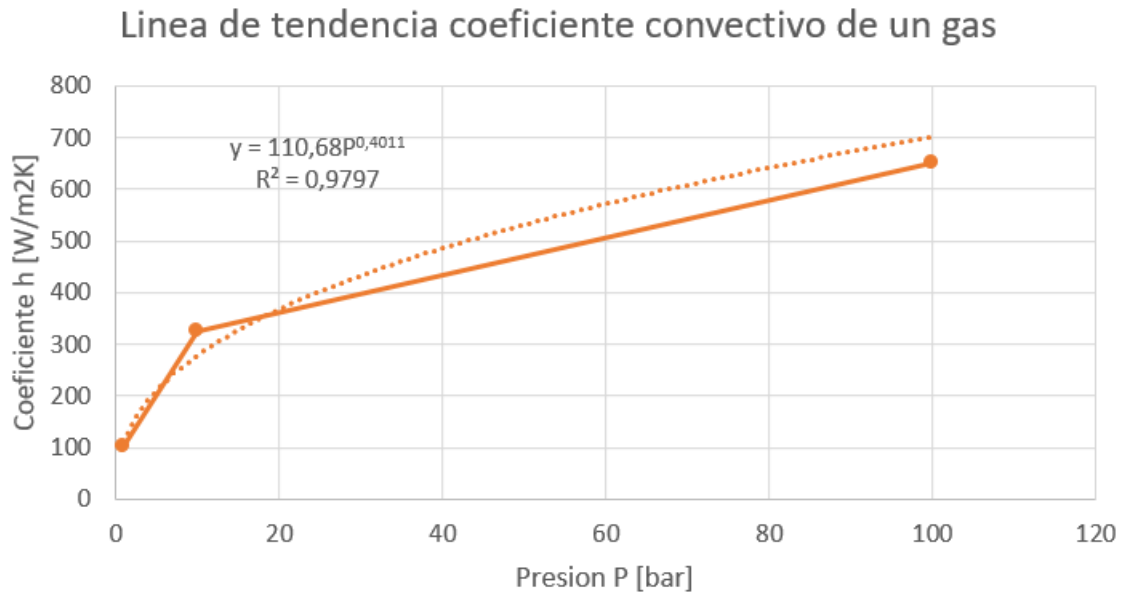


Figura 5.51: Línea de tendencia de potencia para el coeficiente convectivo de un gas en función de la presión.

$$h_{gas} = 110,68 \cdot P_{gas}^{0,4011} \quad (5.124)$$

- $h_{gas} [W/m^2K]$: Coeficiente de convección del gas de estudio.
- P_{gas} [bar]: Presión de operación del gas de estudio.

Dada la Tabla 5.110 y la Ecuaciones 5.100-5.106 se obtienen las Tablas 5.114, 5.115 y 5.116, junto con la Figura 5.52. Donde los calores específicos se obtienen del programa Engineering Equation Solver (EES), y se fija la presión junto con las temperaturas del fluido frío de tal manera que las curvas de temperatura no se intersecten.

Tabla 5.114: Resultados para el hidrógeno gaseoso (fluido caliente) ciclo de compresión hidrógeno gaseoso.

Intercambiador	Estado	Temperatura T [K]	Presión P [kPa]	Calor específico c_p [kJ/kgK]	Calor \dot{Q} [kW]
1	1e	377,05	5.633	14,52	40,02
	1s	308,15			
2	2e	377,28	10.576	14,6	40,37
	2s	308,15			
3	3e	377,79	19.857	14,72	41,00
	3s	308,15			
4	4e	377,82	37.282	14,87	41,44
	4s	308,15			
5	5e	376,88	70.000	15	41,24
	5s	308,15			

Tabla 5.115: Resultados para el agua de refrigeración (fluido frío) ciclo de compresión de hidrógeno gaseoso.

Intercambiador	Estado	Temperatura T [K]	Presión P [kPa]	Calor específico c_p [kJ/kgK]	Flujo másico frío \dot{m}_c [kg/s]
1	1e	298,15	400	4,182	0,383
	1s	323,15			
2	2e	298,15	400	4,182	0,386
	2s	323,15			
3	3e	298,15	400	4,182	0,392
	3s	323,15			
4	4e	298,15	400	4,182	0,396
	4s	323,15			
5	5e	298,15	400	4,182	0,394
	5s	323,15			

Tabla 5.116: Resultados para el área de transferencia de calor intercambiadores ciclo de compresión del hidrógeno gaseoso.

Intercambiador	h_h [W/m ² K]	h_c [W/m ² K]	U_m [W/m ² K]	ΔT_1 [K]	ΔT_2 [K]	ΔT_{mt} [K]	A [m ²]
1	558	7.500	518,97	53,90	10	26,06	2,96
2	718	7.500	655,13	54,13	10	26,13	2,36
3	924	7.500	822,80	54,64	10	26,29	1,90
4	1190	7.500	1026,94	54,67	10	26,30	1,53
5	1532	7.500	1272,09	53,73	10	26,01	1,25

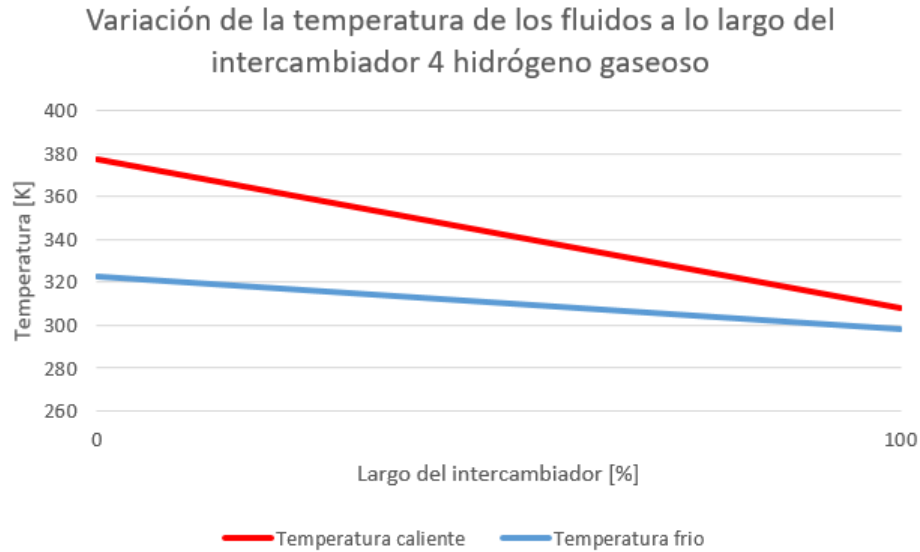


Figura 5.52: Variación de la temperatura de los fluidos de trabajo a lo largo del intercambiador de calor de mayor transferencia térmica para el hidrógeno gaseoso.

Por ultimo se contemplan 3 estaciones de carga para surtir de hidrógeno a los camiones que transportan los compuestos. Una para los camiones que transportan agua, otra para los que transportan hidrógeno gaseoso, y una ultima para los camiones que transportan oxígeno liquido y gaseoso. Para dimensionar las estaciones de carga se utiliza la Figura 5.53.

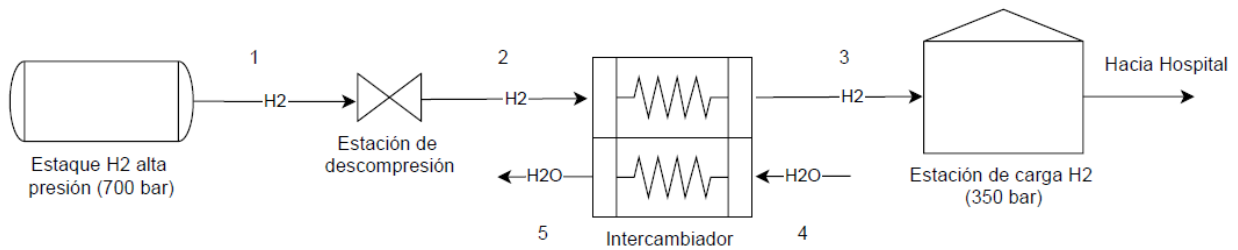


Figura 5.53: Diagrama para el calculo de las estaciones de carga para los camiones que transportan los compuestos.

Dada la Figura 5.53 se establecen parámetros iniciales presentes en la Tabla 5.117. Dada la Tabla 5.114 el hidrógeno se encuentra en los estanques de la planta a una presión 700 bar y temperatura de 35°C, que corresponde a la salida de la etapa 5 de compresión, así también para la entrada a los estanques de hidrógeno de los camiones se escoge una temperatura de operación de 25°C y presión de operación 350 bar dada la Tabla 5.32. El flujo másico se calcula en base a la Ecuación 5.125, que relaciona la capacidad del estanque de hidrógeno del camión con el tiempo de carga.

$$\dot{m}_{H_2} = \frac{m_{cH_2}}{t_l} \tag{5.125}$$

donde:

- $\dot{m}_{H_2} [kg/s]$: Flujo másico de llenado estanque de hidrógeno camiones.

- m_{cH_2} [kg]: Capacidad del estanque hidrógeno camiones.
- t_l [s]: Tiempo de carga estanque hidrógeno camiones.

Tabla 5.117: Parámetros iniciales para el sistema de descompresión de hidrógeno entrada estanques de almacenamiento camiones.

Capacidad del estanque hidrógeno camiones m_{cH_2} [kg]	32,09
Tiempo de carga estanque hidrógeno camiones t_l [min]	8
Flujo másico de llenado estanque hidrógeno camiones \dot{m}_{H_2} [kg/s]	0,0067
Temperatura salida estanque hidrógeno T_1 [K]	308,15
Presión salida estanque hidrógeno P_1 [kPa]	70.000
Temperatura entrada estanque camiones T_3 [K]	298,15
Presión entrada estanque camiones P_3 [kPa]	35.000

Para la válvula se asume isoentalpica [53], teniendo la Ecuación 5.126.

$$h_1 = h_2 \quad (5.126)$$

Dada la Tabla 5.117 y la Ecuación 5.126, se tienen las condiciones de operación de la válvula de expansión de hidrógeno en la Tabla 5.118, donde las propiedades se obtienen del programa Engineering Equation Solver (EES).

Tabla 5.118: Resultados para la válvula de expansión del sistema de descompresión de hidrógeno entrada estanques de almacenamiento camiones.

Punto	Presión P [kPa]	Temperatura T [K]	Entalpía h [kJ/kg]
1	70.000	308,15	4.532
2	35.000	325,2	4.532

De la Tabla 5.118 se ve como el hidrógeno al expandirse tiene un proceso de calentamiento. Se utiliza un intercambiador de calor de tubos concéntricos a contraflujo. Teniendo como fluido caliente el hidrógeno a la entrada del estanque de los camiones Figura 5.53 (puntos 2 y 3) y el fluido frío agua de refrigeración (puntos 4 y 5).

Dadas las Tablas 5.117 y 5.118, y las Ecuaciones 5.100-5.106, se obtienen los resultados de las Tablas 5.119, 5.120 y 5.121, así como la Figura 5.54. Donde el coeficiente de convección del hidrógeno se obtiene de la Ecuación 5.124, y el coeficiente de convección del agua se obtiene de la Tabla 5.93[54], los calores específicos del programa Engineering Equation Solver (EES), y la presión junto con las temperaturas del fluido frío se fijan de tal manera que las curvas de temperatura no se intersecten.

Tabla 5.119: Resultados para el hidrógeno entrada estanque camiones (fluido caliente).

Punto	Temperatura T [K]	Presión P [kPa]	Calor específico c_p [kJ/kgK]	Calor \dot{Q} [kW]
2	325,2	35.000	14,87	26,89
3	298,15			

Tabla 5.120: Resultados para el agua de refrigeración (fluido frío).

Punto	Temperatura T [K]	Presión P [kPa]	Calor específico c_p [kJ/kgK]	Flujo másico frío \dot{m}_c [kg/s]
4	283,15	400	4,183	0,214
5	313,15			

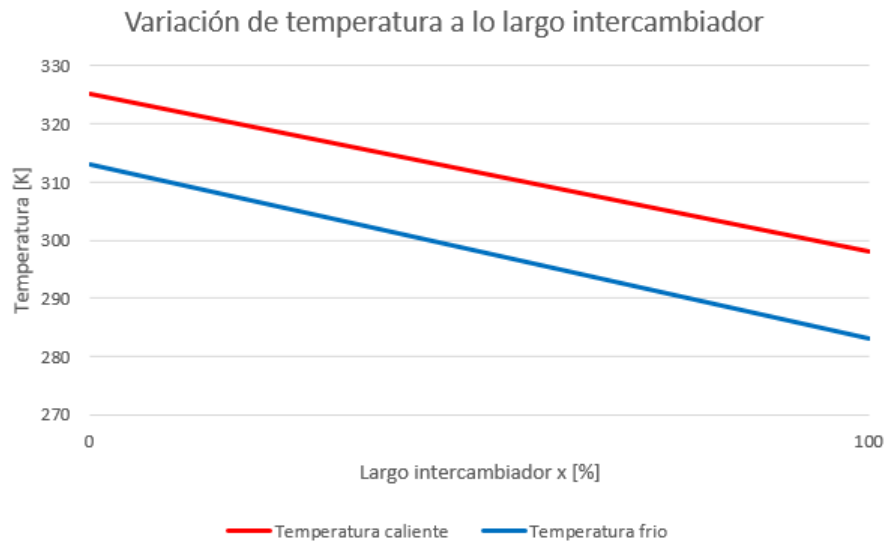


Figura 5.54: Variación de la temperatura a lo largo del intercambiador para el hidrógeno de entrada estanque camiones.

Tabla 5.121: Resultados de los parámetros de operación de los intercambiadores de calor para el hidrógeno de entrada a los estanques de los camiones.

Coefficiente de convección caliente h_h [W/m ² K]	1.160
Coefficiente de convección frío h_c [W/m ² K]	7.500
Coefficiente total U_m [W/m ² K]	1.005
ΔT_1 [K]	12
ΔT_2 [K]	15
Variación media logarítmica ΔT_{ml} [K]	13,5
Área intercambio A [m ²]	2

5.4.2.2. Sistema de almacenamiento hidrógeno celdas de combustible Hospital Regional de Concepción

Para dimensionar el almacenamiento de hidrógeno para las celdas de combustible se usa la Figura 5.55.

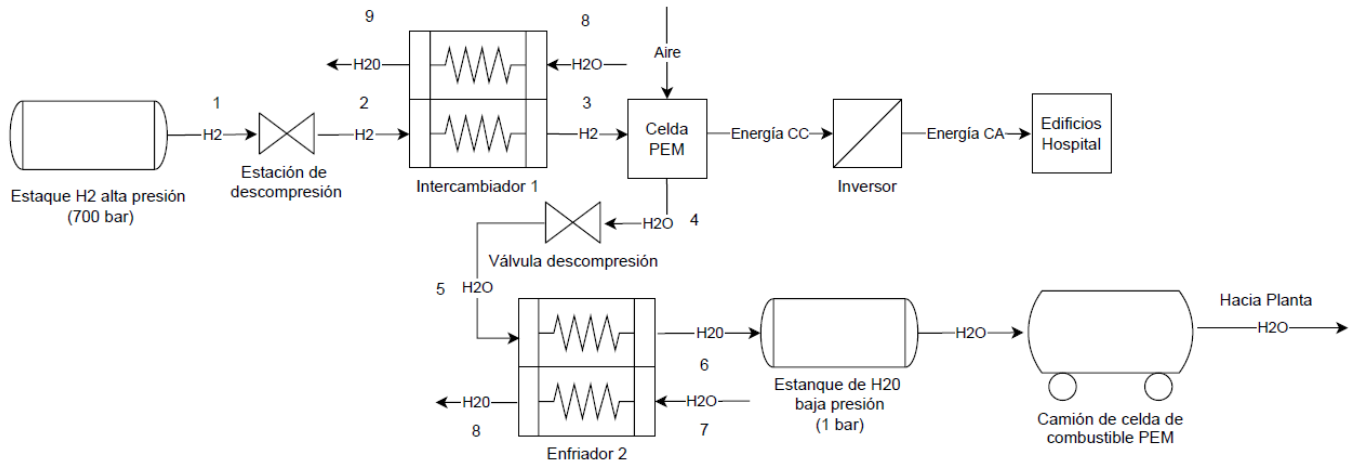


Figura 5.55: Diagrama para el cálculo del almacenamiento de hidrógeno celdas de combustible.

Se contempla una estación de celdas de combustible para el edificio Monoblock (MB) y Torre de Pacientes Críticos (TPC) (por simplicidad edificio 1), así como una para el Centro de Atención Ambulatorio (CAA) (por simplicidad edificio 2). Para dimensionar los estanques de almacenamiento de hidrógeno se toma la mitad de la máxima masa mensual de hidrógeno almacenada por los edificios para la generación de electricidad presente en la Tabla 5.15.

Al igual que en el caso de los estanques para los camiones, en el Hospital se utilizan estanques cilíndricos. Para el estanque de hidrógeno se utiliza un estanque Tipo IV donde se tiene una primera capa de una aleación de aluminio 2048 (t_p) [47] para evitar las fugas de hidrógeno, una segunda capa de un material compuesto de Fibra de carbono continua HexTow IM 10 12K [48] en una matriz de Resina HexPly 8552 [49] (t_w), la cual le confiere resistencia mecánica, y por último una capa protectora para resistir las condiciones climáticas de Acero inoxidable AISI 410 (t_c) [46], tal como se ve en la Figura 5.56.

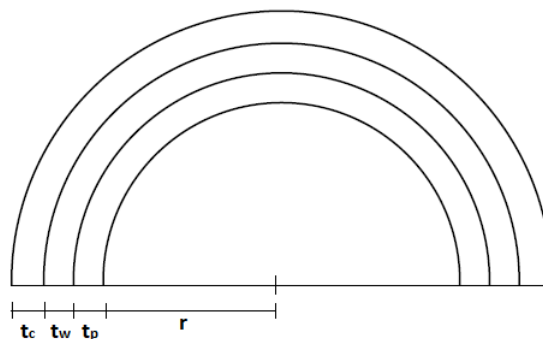


Figura 5.56: Vista de detalle de los espesores de los materiales que conforman el estanque de hidrógeno para la generación eléctrica del Hospital de Concepción.

Los parámetros iniciales para el cálculo de los estanques de hidrógeno para la generación eléctrica del Hospital se ven en la Tabla 5.122, donde las propiedades del hidrógeno se obtienen del programa Engineering Equation Solver (EES), y los límites de fluencia en la dirección longitudinal y circunferencial del material de resistencia se obtienen de evaluar las Ecuaciones 5.47 y 5.48 en la Tabla 5.38, fijando las fracciones $f_x = 0,3$ y $f_y = 0,7$.

Tabla 5.122: Parámetros iniciales para el cálculo de los estanques de almacenamiento de hidrógeno para generación eléctrica Hospital Regional de Concepción.

Masa almacenar MB-TPC $m_{H_{21}} [kg]$	14.336
Masa almacenar CAA $m_{H_{22}} [kg]$	9.566
Factor de sobre dimensionamiento $f_t [\%]$	10
Constante de los gases ideales para el hidrógeno $R_{H_2} [kJ/kgK]$	4,125
Temperatura operación T [K]	308,15
Presión de operación P [kPa]	70.000
Factor de compresión Z	1,437
Largo estanque MB-TPC $L_1 [m]$	8
Largo estanque CAA $L_2 [m]$	8
Factor de seguridad n	1,5
Número de estanques MB-TPC N_{t1}	2
Número de estanques CAA N_{t2}	2
Material impermeabilización	Aluminio 2048
Espesor del material impermeabilización $t_p [mm]$	2
Densidad del material impermeabilización $\rho_p [kg/m^3]$	2.750
Material resistencia mecánica	Laminas de fibra de carbono continua HexTow IM 10 12K con Resina HexPly 8552
Espesor laminas material de resistencia mecánica $t_l [mm]$	0,2
Fracción laminas longitudinales $f_x [\%]$	30
Fracción de laminas circunferenciales $f_y [\%]$	70
Límite de fluencia longitudinal $\sigma_{fx} [MPa]$	1.049
Límite de fluencia circunferencial $\sigma_{fy} [MPa]$	2.341
Densidad del material de resistencia mecánica $\rho_w [kg/m^3]$	1.594
Material cubierta protectora	Acero inoxidable AISI 410
Espesor de la cubierta $t_c [mm]$	2
Densidad de la cubierta $\rho_c [kg/m^3]$	7.730

El volumen del estanque se obtiene de la Ecuación 5.110 y el radio interior de la Ecuación 5.111. El espesor del estanque se obtiene mediante la Ecuación 5.53, donde se usa el criterio del espesor máximo para un material anisotrópico, más detalles Anexo B. El número total de laminas longitudinales y circunferenciales se obtiene mediante las Ecuaciones 5.55 y 5.56. La masa del estanque se obtiene mediante la Ecuación 5.57.

Evaluando las Ecuaciones 5.110, 5.111, 5.53, 5.55, 5.56 y 5.57 en la Tabla 5.122, se obtienen los resultados para los estanques de hidrógeno para la generación eléctrica del Hospital Regional

de Concepción presentes en la Tabla 5.123.

Tabla 5.123: Resultados obtenidos para los estanques de almacenamiento de hidrógeno para la generación eléctrica del Hospital Regional de Concepción.

Edificio	MB-TPC	CAA
Volumen de hidrógeno contenido cilindro $V_t [m^3]$	205,74	137,28
Radio cilindro $r [m]$	2,86	2,34
Espesor pared longitudinal $t_{wx} [mm]$	143,29	117,07
Espesor pared circunferencial $t_{wy} [mm]$	128,42	104,92
Espesor de pared cilindro $t_w [mm]$	144	118
Número total de laminas N_l	720	590
Número de laminas longitudinales N_x	216	177
Número de laminas circunferenciales N_y	504	413
Proporción de laminas N_y/N_x	7/3	7/3
Masa estanque cilíndrico $m_t [kg]$	36.987	25.226
Espesor total de pared $t [mm]$	148	122

Pasando al sistema de descompresión de hidrógeno desde los estanques hacia las celdas de combustible Figura 5.55 (puntos 1-3), se establecen parámetros iniciales presentes en la Tabla 5.124.

Dada la Tabla 5.114 el hidrógeno se encuentra en los estanque del Hospital a una presión 70.000 bar y temperatura de 35°C, que corresponde a la salida de la etapa 5 de compresión, así también dada la Tabla 5.2 se escoge una temperatura de operación de 40°C y presión de operación de 8 bar para la entrada del hidrógeno a las celdas de combustible. Se utiliza el flujo másico nominal para el hidrógeno gaseoso obtenido mediante la Ecuación 5.109, así como las Tablas 5.7 y 5.14.

Tabla 5.124: Parámetros iniciales para el sistema de descompresión hidrógeno entrada celdas de combustible.

Flujo hidrógeno nominal celdas MB-TPC $\dot{m}_{cH_2n1} [kg/s]$	0,036
Flujo hidrógeno nominal celdas CAA $\dot{m}_{cH_2n2} [kg/s]$	0,026
Temperatura salida estanque hidrógeno $T_1 [K]$	308,15
Presión salida estanque hidrógeno $P_1 [kPa]$	70.000
Temperatura entrada celdas $T_3 [K]$	313,15
Presión entrada celdas $P_3 [kPa]$	800

Para la válvula se asume isoentalpica [53], teniendo la Ecuación 5.127.

$$h_1 = h_2 \quad (5.127)$$

Dada la Tabla 5.124 y la Ecuación 5.127, se tienen las condiciones de operación de la válvula de expansión de hidrógeno en la Tabla 5.125, donde las propiedades se obtienen del programa Engineering Equation Solver (EES).

Tabla 5.125: Resultados válvula de expansión hidrógeno edificios Hospital Regional de Concepción.

Punto	Presión P [kPa]	Temperatura T [K]	Entalpía h [kJ/kg]
1	70.000	308,15	4.532
2	800	339,7	4.532

De la Tabla 5.125 se ve como el hidrógeno al expandirse tiene un proceso de calentamiento. Se utiliza un intercambiador de calor de tubos concéntricos a contraflujo. Teniendo como fluido caliente el hidrógeno a la entrada de las celdas de combustible (puntos 2 y 3), y fluido frío agua de refrigeración (puntos 8 y 9). Dada las Tablas 5.124 y 5.125, y las Ecuaciones 5.100-5.106, se obtienen los resultados de las Tablas 5.126, 5.127 y 5.128, así como la Figura 5.57. Donde el coeficiente de convección del hidrógeno se obtiene de la Ecuación 5.124, y el coeficiente de convección del agua se obtiene de la Tabla 5.93[54], los calores específicos del programa Engineering Equation Solver (EES), y la presión junto con las temperaturas del fluido frío se fijan de tal manera que las curvas de temperatura no se intersecten.

Tabla 5.126: Resultados para el hidrógeno entrada celdas de combustible (fluido caliente) y agua de refrigeración (fluido frío).

Punto	Temperatura T [K]	Presión P [kPa]	Calor específico c_p [kJ/kgK]
2	329,3	800	14,4
3	313,15		
8	298,15	400	4,182
9	313,15		

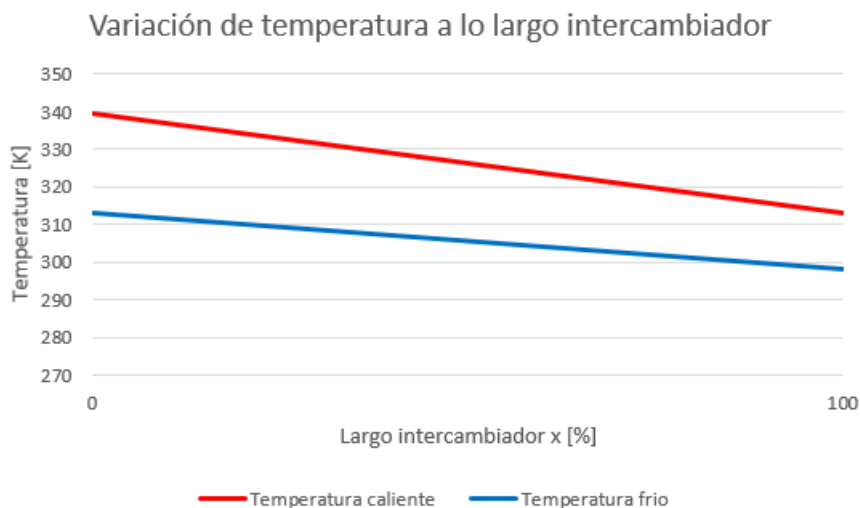


Figura 5.57: Variación de la temperatura a lo largo del intercambiador para el hidrógeno de entrada a las celdas de combustible del Hospital Regional de Concepción.

Tabla 5.127: Resultados para el calculo del área de intercambio térmico hidrógeno entrada celdas de combustible edificios Hospital Regional de Concepción.

Coefficiente de convección fluido caliente $h_h [W/m^2K]$	255
Coefficiente de convección fluido frío $h_c [W/m^2K]$	7.500
Coefficiente total $U_m [W/m^2K]$	246
$\Delta T_1 [K]$	27
$\Delta T_2 [K]$	15
Variación media logarítmica $\Delta T_{ml} [K]$	20

Tabla 5.128: Resultados de los parámetros de operación de los intercambiadores de calor para el hidrógeno de entrada a las celdas de combustible de los edificios del Hospital Regional de Concepción.

Edificio	Calor $\dot{Q} [kW]$	Flujo másico frío $\dot{m}_c [kg/s]$	Área $A [m^2]$
MB y TPC	13,8	0,220	2,767
CAA	9,9	0,157	1,977

5.4.2.3. Sistema de almacenamiento hidrógeno red de gas Hospital Regional de Concepción

Para dimensionar el almacenamiento de hidrógeno para la red de gas se utiliza la Figura 5.58.

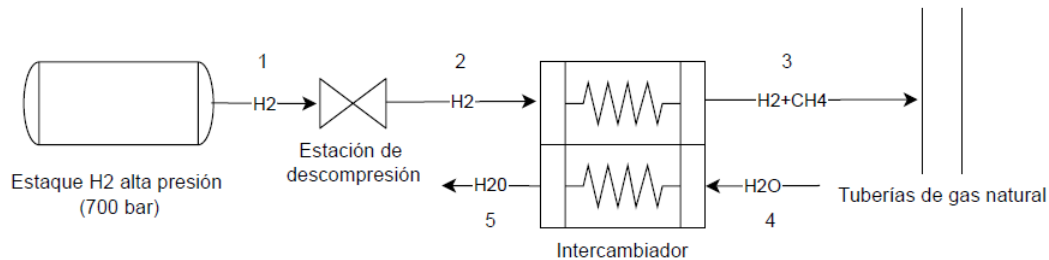


Figura 5.58: Diagrama para el calculo del almacenamiento de hidrógeno red de gas.

Se contempla un estanque de almacenamiento para la Central Térmica del Hospital Regional de Concepción. Para dimensionar el estanque de almacenamiento de hidrógeno se toma la mitad de la máxima masa mensual de hidrógeno almacenada para la red de gas presente en la Tabla 5.25.

Al igual que en el caso de los estanques para los camiones, en el Hospital se utilizan estanques cilíndricos. Para el estanque de hidrógeno se utiliza un estanque Tipo IV donde se tiene una primera capa de una aleación de aluminio 2048 (t_p) [47] para evitar las fugas de hidrógeno, una segunda capa de un material compuesto de Fibra de carbono continua HexTow IM 10 12K [48] en un matriz de Resina HexPly 8552 [49] (t_w), la cual le confiere resistencia mecánica, y por ultimo una capa protectora para resistir las condiciones climáticas de Acero inoxidable AISI 410 (t_c) [46], tal como se ve en la Figura 5.59.

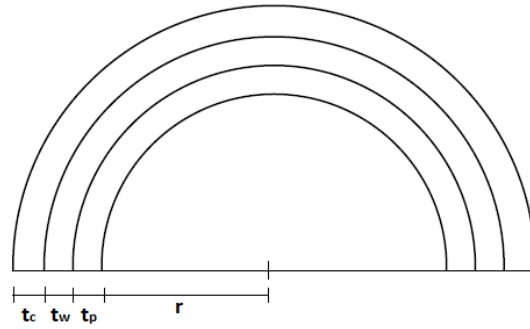


Figura 5.59: Vista de detalle de los espesores de los materiales del estanco de hidrógeno para la Central Térmica del Hospital Regional de Concepción.

Los parámetros iniciales para el cálculo del estanco de hidrógeno de la Central Térmica se observan en la Tabla 5.129. Donde las propiedades del hidrógeno se obtienen del programa Engineering Equation Solver (EES), y los límites de fluencia en la dirección longitudinal y circunferencial del material de resistencia se obtienen de evaluar las Ecuaciones 5.47 y 5.48 en la Tabla 5.38, fijando las fracciones $f_x = 0,3$ y $f_y = 0,7$.

Tabla 5.129: Parámetros iniciales para el cálculo del estanco de almacenamiento de hidrógeno para la Central Térmica del Hospital Regional de Concepción.

Masa almacenar m_{H_2} [kg]	337
Factor de sobre dimensionamiento f_t [%]	10
Constante de los gases ideales para el hidrógeno R_{H_2} [kJ/kgK]	4,125
Temperatura operación T [K]	308,15
Presión de operación P [kPa]	70.000
Factor de compresión Z	1,437
Largo estanco L [m]	6
Factor de seguridad n	1,5
Número de estanques N_t	1
Material impermeabilización	Aluminio 2048
Espesor del material impermeabilización t_p [mm]	2
Densidad del material impermeabilización ρ_p [kg/m ³]	2.750
Material resistencia mecánica	Laminas de fibra de carbono continua HexTow IM 10 12K con Resina HexPly 8552
Espesor laminas material de resistencia mecánica t_l [mm]	0,2
Fracción laminas longitudinales f_x [%]	30
Fracción de laminas circunferenciales f_y [%]	70
Límite de fluencia longitudinal σ_{f_x} [MPa]	1.049
Límite de fluencia circunferencial σ_{f_y} [MPa]	2.341
Densidad del material de resistencia mecánica ρ_w [kg/m ³]	1.594
Material cubierta protectora	Acero inoxidable AISI 410
Espesor de la cubierta t_c [mm]	2
Densidad de la cubierta ρ_c [kg/m ³]	7.730

El volumen del estanque se obtiene de la Ecuación 5.110 y el radio interior de la Ecuación 5.111. El espesor del estanque se obtiene mediante la Ecuación 5.53, donde se usa el criterio del espesor máximo para un material anisotropico, mas detalles Anexo B. El número total de laminas longitudinales y circunferenciales se obtiene mediante las Ecuaciones 5.55 y 5.56. La masa del estanque se obtiene mediante la Ecuación 5.57.

Evaluando las Ecuaciones 5.110, 5.111, 5.53, 5.55, 5.56 y 5.57 en la Tabla 5.129, se obtienen los resultados para el estanque de hidrógeno para la Central Térmica del Hospital Regional de Concepción presentes en la Tabla 5.130.

Tabla 5.130: Resultados obtenidos para el estanque de almacenamiento de hidrógeno de la Central térmica del Hospital Regional de Concepción.

Volumen de hidrógeno contenido cilindro $V_t [m^3]$	9,67
Radio cilindro $r [m]$	0,72
Espesor pared longitudinal $t_{wx} [mm]$	35,95
Espesor pared circunferencial $t_{wy} [mm]$	32,22
Espesor pared cilindro $t_w [mm]$	36
Número total de lamina N_l	180
Número de laminas longitudinales N_x	54
Número de laminas circunferenciales N_y	126
Proporción de laminas N_y/N_x	7/3
Masa estanque cilíndrico $m_t [kg]$	2.182
Espesor total de pared $t [mm]$	40

Pasando al sistema de descompresión de hidrógeno desde los estanques hacia la red de gas Figura 5.58 (puntos 1-3), se establecen parámetros iniciales en la Tabla 5.131. Dada la Tabla 5.114 el hidrógeno se encuentra en los estanque del Hospital a una presión 700 bar y temperatura de 35°C, que corresponde a la salida de la etapa 5 de compresión, así también para la red de gas se escoge una presión de operación 50 mbar y temperatura de operación de 15°C y para la entrada del hidrógeno. El flujo másico nominal se escoge como la mitad del máximo flujo mensual de la Tabla 5.25.

Tabla 5.131: Parámetros iniciales sistema de descompresión hidrógeno entrada red de gas del Hospital Regional de Concepción.

Flujo hidrógeno nominal red de gas $\dot{m}_{gH2n} [kg/s]$	0,00026
Temperatura salida estanque hidrógeno $T_1 [K]$	308,15
Presión salida estanque hidrógeno $P_1 [kPa]$	70.000
Temperatura entrada red de gas $T_3 [K]$	288,15
Presión entrada red de gas $P_3 [kPa]$	5

Para la válvula se asume isoentalpica [53], teniendo la Ecuación 5.128.

$$h_1 = h_2 \quad (5.128)$$

Dada la Tabla 5.131 y la Ecuación 5.128, se tienen las condiciones de operación de la válvula de expansión de hidrógeno en la Tabla 5.132, donde las propiedades se obtienen del programa Engineering Equation Solver (EES).

Tabla 5.132: Resultados válvula de expansión hidrógeno entrada red de gas Hospital Regional de Concepción.

Punto	Presión P [kPa]	Temperatura T [K]	Entalpía h [kJ/kg]
1	70.000	308,15	4.532
2	5	340	4.532

De la Tabla 5.132 se ve como el hidrógeno al expandirse tiene un proceso de calentamiento. Se utiliza un intercambiador de calor de tubos concéntricos a contraflujo. Teniendo como fluido caliente el hidrógeno a la entrada de la red de gas (puntos 2 y 3) y fluido frío agua de refrigeración (puntos 4 y 5). Dada las Tablas 5.131 y 5.132, y las Ecuaciones 5.100-5.106, se obtienen los resultados de las Tablas 5.133, 5.134 y 5.135, así como la Figura 5.60. Donde el coeficiente de convección del hidrógeno se obtiene de la Ecuación 5.124, y el coeficiente de convección del agua se obtiene de la Tabla 5.93 [54], los calores específicos del programa Engineering Equation Solver (EES), y la presión junto con las temperaturas del fluido frío se fijan de tal manera que las curvas de temperatura no se intersecten.

Tabla 5.133: Resultados para el hidrógeno entrada red de gas (fluido caliente).

Punto	Temperatura T [K]	Presión P [kPa]	Calor específico C_p [kJ/kgK]	Calor \dot{Q} [kW]
2	340	5	14,35	0,193
3	288,15			

Tabla 5.134: Resultados para el agua de refrigeración (fluido frío).

Punto	Temperatura T [K]	Presión P [kPa]	Calor específico C_p [kJ/kgK]	Flujo másico frío \dot{m}_c [kg/s]
4	283,15	400	4,187	0,0015
5	313,15			

Tabla 5.135: Resultados de los parámetros de operación de los intercambiadores de calor para el hidrógeno de entrada a la red de gas del Hospital Regional de Concepción.

Coeficiente de convección caliente h_h [W/m^2K]	33,28
Coeficiente de convección frío h_c [W/m^2K]	7.500
Coeficiente total U_m [W/m^2K]	33,14
ΔT_1 [K]	27
ΔT_2 [K]	5
Variación media logarítmica ΔT_{ml} [K]	13
Área intercambio A [m^2]	0,449

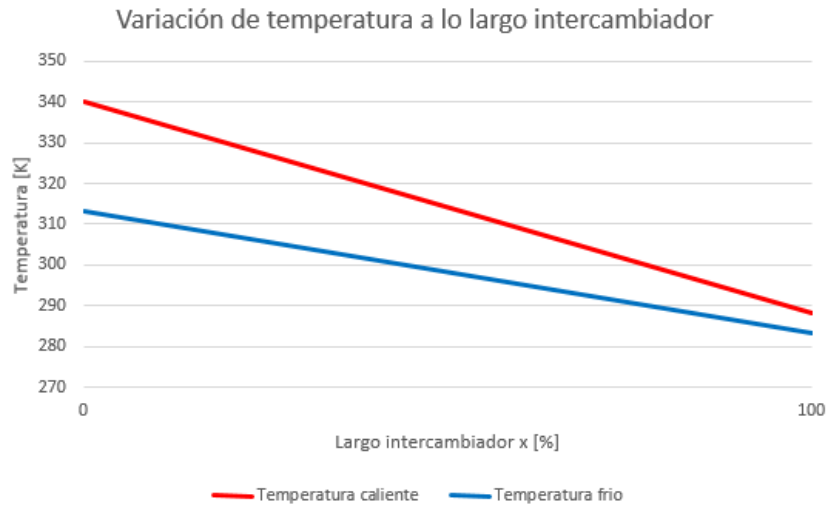


Figura 5.60: Variación de la temperatura a lo largo del intercambiador para el hidrógeno de entrada a red de gas del Hospital Regional de Concepción.

5.4.3. Sistema de almacenamiento de oxígeno gaseoso y criogénico

La Tabla 5.136 muestra la producción de oxígeno real máximo de la planta de electrolisis obtenido de la Tabla 5.83, así como la producción de oxígeno nominal de la planta de electrolisis, operando los electrolizadores a su máxima potencia, mediante la Ecuación 5.129. Del mismo modo se muestra la demanda de oxígeno gaseoso y oxígeno criogénico máxima del hospital obtenida de la Tabla 5.83.

$$m_{eO_2n} = N_e \cdot \dot{m}_{eO_2} \cdot 24 \cdot 31 \quad (5.129)$$

donde:

- m_{eO_2n} [kgO₂/mes]: Masa de oxígeno producida nominal planta de electrolisis.
- N_e : Número total de electrolizadores necesarios para cubrir la demanda.
- \dot{m}_{eO_2} [kgO₂/h]: Flujo másico de oxígeno de salida del electrolizador nominal.

Tabla 5.136: Comparación de la masa de oxígeno real máxima y nominal producida, así como la demandada.

Producción oxígeno gaseoso máxima [kg/mes]	512.005
Producción de oxígeno gaseoso nominal [kg/mes]	875.289
Demanda oxígeno gaseoso máxima [kg/mes]	2.492
Demanda de oxígeno criogénico máxima [kg/mes]	66.644

De la Tabla 5.136 se puede ver que la producción real de oxígeno están bajo el punto nominal. Lo anterior se debe a la variabilidad del recurso viento durante el transcurso del día, por lo cual el aerogenerador no funciona a su máxima potencia, y así el electrolizador no produce el flujo nominal en todo momento. También se ve que la producción es mayor en comparación a la demanda.

De la Figura 5.61 se ve que todo el flujo másico nominal de oxígeno (\dot{m}_e) pasa por un ciclo de compresión hasta dividirse en una fracción para oxígeno gaseoso (\dot{m}_c) que se almacena en un estanque, y una fracción que continúa por el ciclo de licuefacción (\dot{m}_g), de la cual se obtiene una fracción de líquido (\dot{m}_L) que se almacena en un estanque, y una fracción de oxígeno gaseoso (\dot{m}_t) combinándose con el flujo nominal de entrada. De este modo existe oxígeno gaseoso remanente que debe ser procesado al día siguiente junto con la producción del día.

Dada la Tabla 5.64 se escoge una temperatura de operación del oxígeno de salida del proceso de electrolisis de 35°C y presión de operación de 12 bar. El oxígeno gaseoso debe obtenerse a una temperatura de 15°C y presión superior a 200 bar, que son las condiciones de los cilindros de oxígeno gaseoso. Y el oxígeno líquido a una temperatura de -183°C y presión de 12 bar, siendo líquido subenfriado, que corresponde a las condiciones del estanque de oxígeno líquido del Hospital Regional de Concepción.

5.4.3.1. Sistema de almacenamiento de oxígeno criogénico planta de electrolisis

El oxígeno comparte características similares con el hidrógeno, así se opta por definir el ciclo de Claude para realizar el análisis termodinámico, priorizando la fracción de licuefacción (γ). A continuación, se define el ciclo de licuefacción del oxígeno, tal como se ve en la Figura 5.62.

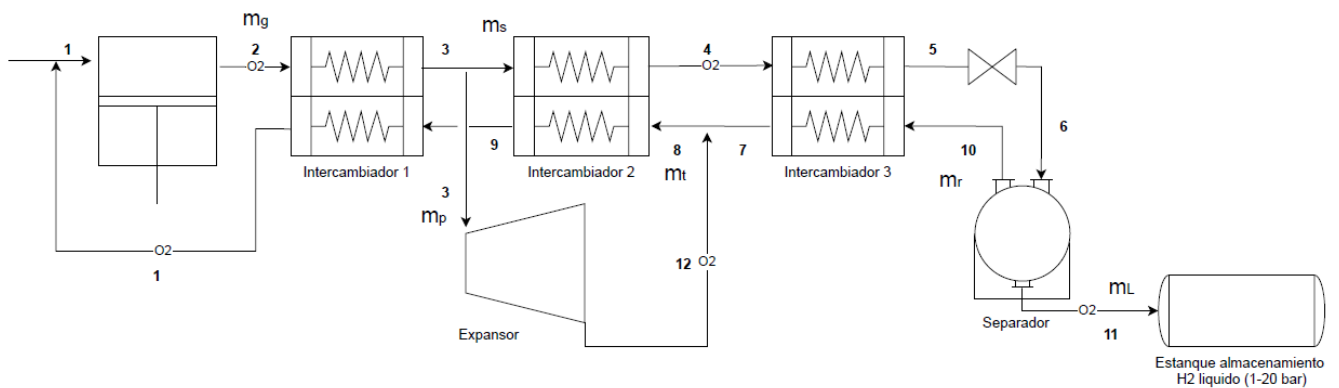


Figura 5.62: Ciclo de licuefacción de Claude del oxígeno líquido.

Para comenzar los cálculos se necesitan parámetros iniciales que definan el ciclo, los cuales se ven en la Tabla 5.137. La constante de los gases ideales para el oxígeno se obtiene mediante la Ecuación 5.34. La presión inicial corresponde a la de salida del proceso de electrolisis de $P_1 = 12$ bar y temperatura de $T_1 = 35^\circ\text{C}$, la presión de salida en la etapa de compresión se fija en $P_2 = 235$ bar. Las temperaturas de salida de los intercambiadores se fijan en $T_3 = 29^\circ\text{C}$ y $T_4 = -55^\circ\text{C}$, de tal manera que no se crucen las curvas. La presión final del oxígeno líquido es $P_{11} = 12$ bar y $T_{11} = -183^\circ\text{C}$, dada por el estanque de oxígeno líquido del Hospital Regional de Concepción.

Para los flujos másicos, se considera el flujo másico nominal para un día de operación. Dado que solo se obtiene una fracción de oxígeno líquido, la fracción de producción de oxígeno gaseoso (x) se fija en 26% de tal manera que la mayoría del flujo se desvíe al ciclo de licuefacción. Así también la fracción del ciclo de licuefacción hacia la válvula de expansión (z) es de un 65% de tal manera de maximizar la producción de oxígeno líquido.

Tabla 5.137: Parámetros iniciales para el calculo del ciclo de licuefacción de Clau-
de del oxígeno liquido.

Flujo de oxígeno gaseoso nominal electrolizadores para un día de operación \dot{m}_{eO_2n} [kg/s]	0,328
Constante de los gases para el oxígeno R_{O_2} [kJ/kgK]	0,260
Temperatura entrada T_1 [K]	308,15
Presión inicial P_1 [kPa]	1.200
Presión final P_2 [kPa]	23.500
Temperatura de refrigeración T_3 [K]	302,15
Temperatura de refrigeración T_4 [K]	218,15
Eficiencia compresor η_c [%]	80
Eficiencia turbina η_t [%]	80
Factor producción oxígeno gaseosos x [%]	26
Factor producción de oxígeno liquido z [%]	65

Las Ecuaciones 5.130 a 5.139 muestran el balance de masa del ciclo de licuefacción de oxígeno. Para el flujo de liquido obtenido, Ecuación 5.138, se hace una balance de energía teniendo como volumen de control todo el ciclo menos la etapa de compresión.

$$\dot{m}_e = \dot{m}_c + \dot{m}_g \quad (5.130)$$

$$\dot{m}_c = x \cdot \dot{m}_e \quad (5.131)$$

$$\dot{m}_g = (1 - x) \cdot \dot{m}_e \quad (5.132)$$

$$\dot{m}_g = \dot{m}_s + \dot{m}_p \quad (5.133)$$

$$\dot{m}_s = z \cdot \dot{m}_g \quad (5.134)$$

$$\dot{m}_p = (1 - z) \cdot \dot{m}_g \quad (5.135)$$

$$\dot{m}_g = \dot{m}_t + \dot{m}_L \quad (5.136)$$

$$\dot{m}_s = \dot{m}_L + \dot{m}_r \quad (5.137)$$

$$\dot{m}_L = \dot{m}_g \cdot \frac{h_2 - h_1}{h_{11} - h_1} + \dot{m}_p \cdot \frac{h_{12} - h_3}{h_{11} - h_1} \quad (5.138)$$

$$\dot{m}_t = \dot{m}_p + \dot{m}_r \quad (5.139)$$

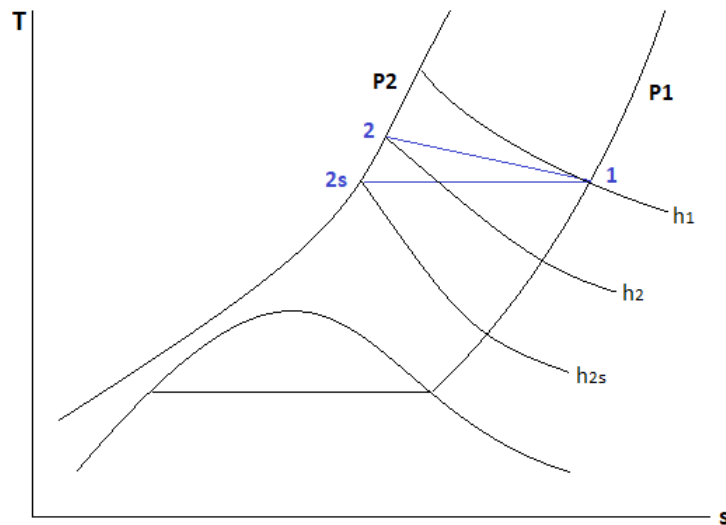
donde:

- \dot{m}_e [kg/s]: Flujo másico nominal oxígeno gaseoso electrolizadores.

- \dot{m}_c [kg/s]: Flujo másico para la producción de cilindros de oxígeno gaseoso.
- \dot{m}_g [kg/s]: Flujo másico de gas para la producción de oxígeno líquido.
- \dot{m}_s [kg/s]: Flujo másico en dirección a la válvula de expansión.
- \dot{m}_p [kg/s]: Flujo másico en dirección a la turbina para refrigeración.
- \dot{m}_L [kg/s]: Flujo másico de salida oxígeno líquido del separador.
- \dot{m}_r [kg/s]: Flujo másico de gas de retorno del separador.
- \dot{m}_t [kg/s]: Flujo másico de retorno total para la etapa de compresión.

Para el cálculo de los estados termodinámicos del ciclo de licuefacción se sigue el siguiente procedimiento de cálculo:

- **Punto 1:** La temperatura y presión quedan definidas por la salida de los electrolizadores. $T_1 = 308,15$ K y $P_1 = 1200$ kPa.
- **Punto 2s:** La compresión se define como isotérmica $T_{2s} = T_1$ y se define la presión de salida $P_{2s} = 23.500$ kPa.
- **Punto 2:** La compresión no suele ser isotérmica, usualmente eleva la temperatura, por lo cual la entalpía se obtiene mediante la Ecuación 5.140, y la presión $P_2 = P_{2s}$.



$$h_2 = h_1 + \eta_c \cdot (h_{2s} - h_1) \quad (5.140)$$

donde:

- h_i [kJ/kg]: Entalpía del punto i.
- η_c : Eficiencia del compresor.

- **Punto 3:** La temperatura de refrigeración queda definida como $T_3 = 302,15$ K y la presión $P_3 = P_2$.

- **Punto 4:** La temperatura de refrigeración queda definida como $T_4 = 218,15$ K y la presión $P_4 = P_2$.
- **Punto 11:** La temperatura de refrigeración queda definida como $T_{11} = 90$ K y la presión $P_{11} = P_1$.
- **Punto 10:** Se posee gas saturado por lo cual $X_{10} = 1$ y la presión $P_{10} = P_1$.
- **Punto 6:** La entalpía se obtiene mediante la Ecuación 5.141 haciendo un balance de energía en el separador, y la presión es $P_6 = P_1$.

$$h_6 = \frac{\dot{m}_L \cdot h_{11} + \dot{m}_r \cdot h_{10}}{\dot{m}_s} \quad (5.141)$$

- h_i [kJ/kg]: Entalpía del punto i.
- \dot{m}_L [kg/s]: Flujo másico de salida oxígeno líquido del separador.
- \dot{m}_r [kg/s]: Flujo másico de gas de retorno del separador.
- \dot{m}_s [kg/s]: Flujo másico en dirección a la válvula de expansión.

- **Punto 5:** La válvula es isoentalpica, por lo cual la entalpía se obtiene mediante la Ecuación 5.142, y la presión $P_5 = P_2$.

$$h_5 = h_6 \quad (5.142)$$

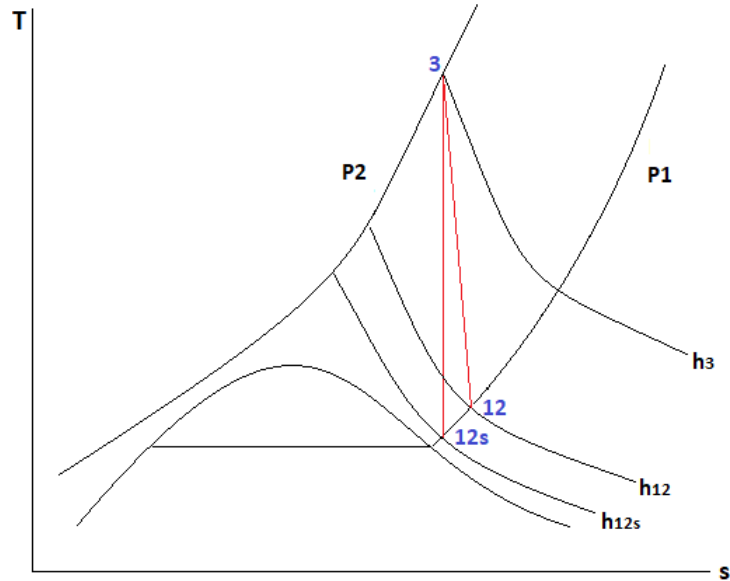
- h_i [kJ/kg]: Entalpía del punto i.

- **Punto 7:** La entalpía se obtiene mediante la Ecuación 5.143 haciendo un balance de energía en el intercambiador 3, y la presión $P_7 = P_1$.

$$h_7 = \frac{\dot{m}_s \cdot (h_4 - h_5)}{\dot{m}_r} + h_{10} \quad (5.143)$$

- h_i [kJ/kg]: Entalpía del punto i.
- \dot{m}_s [kg/s]: Flujo másico en dirección a la válvula de expansión.
- \dot{m}_r [kg/s]: Flujo másico de gas de retorno del separador.

- **Punto 12s:** La expansión se asume isentropica por lo cual $s_{12s} = s_3$, y la presión $P_{12s} = P_1$.
- **Punto 12:** La entalpía se obtiene mediante la Ecuación 5.144 y la presión $P_{12} = P_{12s}$.



$$h_{12} = h_3 - \eta_t \cdot (h_3 - h_{12s}) \quad (5.144)$$

donde:

- h_i [kJ/kg]: Entalpía del punto i.
- η_t : Eficiencia de la turbina.

- **Punto 8:** La entalpía se obtiene mediante la Ecuación 5.146 haciendo un balance de energía en el nodo de la salida de la turbina, y la presión $P_8 = P_1$.

$$h_8 = \frac{\dot{m}_r \cdot h_7 + \dot{m}_p \cdot h_{12}}{\dot{m}_t} \quad (5.145)$$

- h_i [kJ/kg]: Entalpía del punto i.
- \dot{m}_r [kg/s]: Flujo másico de gas de retorno del separador.
- \dot{m}_p [kg/s]: Flujo másico en dirección a la turbina para refrigeración.
- \dot{m}_t [kg/s]: Flujo másico de retorno total para la etapa de compresión.

- **Punto 9:** La entalpía se obtiene mediante la Ecuación 5.146 haciendo un balance de energía en el intercambiador 2, y la presión $P_9 = P_1$.

$$h_9 = \frac{\dot{m}_s \cdot (h_3 - h_4)}{\dot{m}_t} + h_8 \quad (5.146)$$

- h_i [kJ/kg]: Entalpía del punto i.
- \dot{m}_s [kg/s]: Flujo másico en dirección a la válvula de expansión.
- \dot{m}_t [kg/s]: Flujo másico de retorno total para la etapa de compresión.

Dada la Tabla 5.137, las Ecuaciones 5.130 a 5.139, y el procedimiento de calculo para los estados termodinámicos se obtienen las Tablas 5.138 y 5.139, así como la Figura 5.63.

Tabla 5.138: Resultados flujos máxicos ciclo de licuefacción para un día de operación.

\dot{m}_e [kg/s]	0,328
\dot{m}_c [kg/s]	0,085
\dot{m}_g [kg/s]	0,242
\dot{m}_s [kg/s]	0,158
\dot{m}_p [kg/s]	0,085
\dot{m}_L [kg/s]	0,042
\dot{m}_r [kg/s]	0,116
\dot{m}_t [kg/s]	0,200

Tabla 5.139: Resultados estados termodinámicos ciclo de licuefacción oxígeno.

Estado	Presión P [kPa]	Temperatura T [K]	Entalpía h [kJ/kg]	Entropía s [kJ/kg K]
1	1200	308,15	6,36	-0,6194
2s	23.500	308,15	-36,41	-1,511
2	23.500	315,10	-27,86	-1,484
3	23.500	302,15	-43,91	-1,536
4	23.500	218,15	-168,20	-2,022
5	23.500	180,70	-237,71	-2,373
6	1200	122,80	-237,71	-2,041
7	1200	213,90	-82,45	-0,9635
8	1200	184,70	-110,77	-1,106
9	1200	287,40	-13,06	-0,6847
10	1200	122,80	-177,20	-1,548
11	1200	90,00	-404,30	-3,473
12s	1200	124,00	-175,70	-1,536
12	1200	146,80	-149,34	-1,34

- $P_2[kPa]$: Presión salida compresor.
- $\dot{Q}_c[kW]$: Calor disipado por el compresor.
- $s_1[kJ/kgK]$: Entropía entrada compresor.
- $s_2[kJ/kgK]$: Entropía real salida compresor.
- $\dot{W}_t[kW]$: Trabajo realizado por la turbina.
- $\dot{m}_p[kg/s]$: Flujo másico en dirección a la turbina para refrigeración.
- $h_3[kJ/kg]$: Entalpía entrada turbina.
- $h_{12}[kJ/kg]$: Entalpía real salida turbina.
- $\dot{W}_n[kW]$: Trabajo neto ciclo de licuefacción.

$$\dot{W}_r = \dot{m}_g \cdot h_1 - \dot{m}_L \cdot h_{11} - T_1 \cdot (\dot{m}_g \cdot s_1 - \dot{m}_L \cdot s_{11}) \quad (5.151)$$

$$\eta_r = \frac{\dot{W}_r}{\dot{W}_n} \quad (5.152)$$

$$\gamma = \frac{\dot{m}_L}{\dot{m}_g} \quad (5.153)$$

$$COP = \frac{\dot{Q}_c}{\dot{W}_n} \quad (5.154)$$

donde:

- $\dot{W}_r[kW]$: Trabajo para un proceso reversible.
- $\dot{m}_g[kg/s]$: Flujo másico de gas para la producción de oxígeno líquido.
- $\dot{m}_L[kg/s]$: Flujo másico de salida oxígeno líquido del separador.
- $T_1[K]$: Temperatura de entrada ciclo de licuefacción.
- $h_1[kJ/kg]$: Entalpía entrada del ciclo de licuefacción.
- $h_{11}[kJ/kg]$: Entalpía salida ciclo licuefacción.
- $s_1[kJ/kgK]$: Entropía entrada ciclo de licuefacción.
- $s_{11}[kJ/kgK]$: Entropía salida ciclo de licuefacción.
- η_r : Eficiencia para un proceso reversible.
- $\dot{W}_n[kW]$: Trabajo neto ciclo de licuefacción.
- γ : Fracción de líquido producido ciclo de licuefacción.
- COP: Coeficiente de performance de refrigeración ciclo de licuefacción.

- $\dot{Q}_c [kW]$: Calor disipado por el compresor.

Dadas las Tablas 5.137, 5.138, y 5.139, así como las Ecuaciones 5.147 a 5.154, se obtiene la Tabla 5.140.

Tabla 5.140: Resultados para los parámetros de operación ciclo de licuefacción del oxígeno para un día de operación.

Trabajo compresor \dot{W}_c [kW]	-72,15
Calor del compresor \dot{Q}_c [kW]	-64,57
Trabajo turbina \dot{W}_t [kW]	8,94
Trabajo neto \dot{W}_n [kW]	-63,2
Trabajo reversible \dot{W}_r [kW]	19,85
Eficiencia reversible η_r [%]	31,4
COP [%]	102,2
Fracción de liquido γ [%]	17,32

Los resultados anteriores corresponden a la operación de un día de la planta de electrolisis. Asumiendo una producción constante todo el año a un flujo nominal (\dot{m}_{eO_2n} , 24 horas del día los 365 días del año), y dado que existe una fracción de flujo de oxígeno gaseoso que no se logra transformar en oxígeno líquido en un día (\dot{m}_l), acumulándose para el día siguiente, se tiene que a lo largo de una mes de operación el flujo de oxígeno gaseoso nominal que se comprime va aumentando producto de la recirculación hasta llegar a un estado estacionario, como lo muestra la Tabla 5.141 y la Figura 5.64. Donde los flujos se obtiene en base al flujo nominal para un día de operación \dot{m}_e , y las Ecuaciones 5.131, 5.132, 5.153 y 5.136.

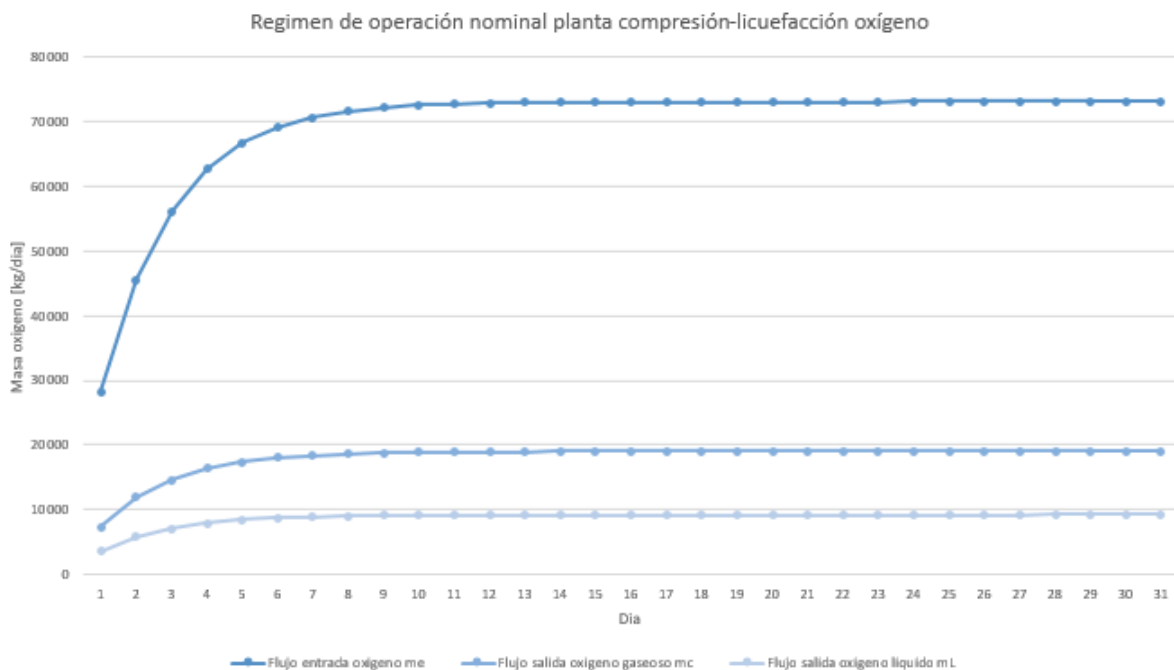


Figura 5.64: Régimen de operación en estado estacionario para el ciclo de compresión-licuefacción del oxígeno planta electrolisis.

Tabla 5.141: Aumento del flujo nominal de oxígeno gaseoso para la entrada de compresión producto de la recirculación.

Día	\dot{m}_e [kg/día]	\dot{m}_c [kg/día]	\dot{m}_g [kg/día]	\dot{m}_L [kg/día]	\dot{m}_t [kg/día]
1	28.235	7.341	20.894	3.552	17.342
2	45.577	11.850	33.727	5.734	27.993
3	56.229	14.619	41.609	7.074	34.536
4	62.771	16.320	46.450	7.897	38.554
5	66.789	17.365	49.424	8.402	41.022
6	69.257	18.007	51.250	8.713	42.538
7	70.773	18.401	52.372	8.903	43.469
8	71.704	18.643	53.061	9.020	44.040
9	72.276	18.792	53.484	9.092	44.392
10	72.627	18.883	53.744	9.136	44.607
11	72.842	18.939	53.903	9.164	44.740
12	72.975	18.973	54.001	9.180	44.821
13	73.056	18.995	54.062	9.190	44.871
14	73.106	19.008	54.099	9.197	44.902
15	73.137	19.016	54.121	9.201	44.921
16	73.156	19.021	54.135	9.203	44.932
17	73.167	19.024	54.144	9.204	44.939
18	73.175	19.025	54.149	9.205	44.944
19	73.179	19.027	54.152	9.206	44.947
20	73.182	19.027	54.154	9.206	44.948
21	73.183	19.028	54.156	9.206	44.949
22	73.184	19.028	54.156	9.207	44.950
23	73.185	19.028	54.157	9.207	44.950
24	73.185	19.028	54.157	9.207	44.950
25	73.186	19.028	54.157	9.207	44.951
26	73.186	19.028	54.157	9.207	44.951
27	73.186	19.028	54.157	9.207	44.951
28	73.186	19.028	54.158	9.207	44.951
29	73.186	19.028	54.158	9.207	44.951
30	73.186	19.028	54.158	9.207	44.951
31	73.186	19.028	54.158	9.207	44.951

De la Tabla 5.141 y Figura 5.64, se observa que el sistema llega a un estado estacionario con flujo de entrada nominal de $\dot{m}_e = 73.186$ kg/día = 0,847 kg/s. Realizando un procedimiento de calculo con el nuevo flujo de entrada nominal, los estados termodinámicos presentes en la Tabla 5.139 se mantienen, sin embargo los flujo y parámetros del ciclo aumentan como se ven en la Tabla 5.142 y 5.143.

Tabla 5.142: Resultados flujos máscicos ciclo de licuefacción para el régimen de operación estacionario.

\dot{m}_e [kg/s]	0,847
\dot{m}_c [kg/s]	0,220
\dot{m}_g [kg/s]	0,627
\dot{m}_s [kg/s]	0,407
\dot{m}_p [kg/s]	0,219
\dot{m}_L [kg/s]	0,109
\dot{m}_r [kg/s]	0,299
\dot{m}_t [kg/s]	0,518

Tabla 5.143: Resultados principales parámetros de operación ciclo de licuefacción para el régimen de operación estacionario.

Trabajo compresor \dot{W}_c [kW]	-186,56
Calor del compresor \dot{Q}_c [kW]	-167,00
Trabajo turbina \dot{W}_t [kW]	23,13
Trabajo neto \dot{W}_n [kW]	-163,47
Trabajo reversible \dot{W}_r [kW]	51,34
Eficiencia reversible η_r [%]	31,4
COP [%]	102,2
Fracción de liquido γ [%]	17,32

Se utilizan intercambiadores de tubos concéntricos a contraflujo, teniendo como fluido caliente el oxígeno gaseoso en dirección a la válvula de expansión y fluido frío el oxígeno gaseoso recirculante que vuelve al ciclo de compresión.

Dadas las Tablas 5.139 y 5.142, así como las Ecuaciones 5.100 a 5.106 se obtienen las Tablas 5.144, 5.145 y 5.146, junto con las Figuras 5.65, 5.66 y 5.67. Donde los flujos máscicos se consideran en la condición estacionaria de operación. Para determinar los coeficientes de convección del oxígeno en cada intercambiador se utiliza la Ecuación 5.124 [54]. Y el calor específico del oxígeno se obtiene del programa Engineering Equation Solver (EES).

Tabla 5.144: Resultados para el oxígeno en dirección hacia la válvula de expansión (fluido caliente) para un estado estacionario.

Intercambiador	Estado	Temperatura T [K]	Presión P [kPa]	Calor específico c_p [kJ/kgK]	Calor \dot{Q} [kW]
1	1e	315,10	23.500	1,24	10,06
	1s	302,15			
2	2e	302,15	23.500	1,45	49,76
	2s	218,15			
3	3e	218,15	23.500	1,88	28,67
	3s	180,70			

Tabla 5.145: Resultados para el oxígeno recirculante en dirección hacia el ciclo de compresión (fluido frío) para un estado estacionario.

Intercambiador	Estado	Temperatura T [K]	Presión P [kPa]
1	1e	287,40	1.200
	1s	308,15	
2	2e	184,70	1.200
	2s	287,40	
3	3e	122,80	1.200
	3s	213,90	

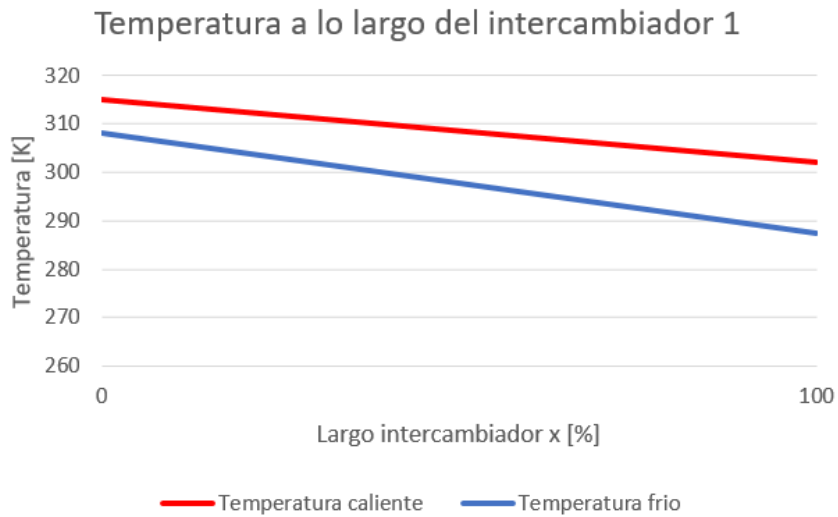


Figura 5.65: Variación de la temperatura a lo largo del intercambiador 1 para el oxígeno del ciclo de licuefacción.

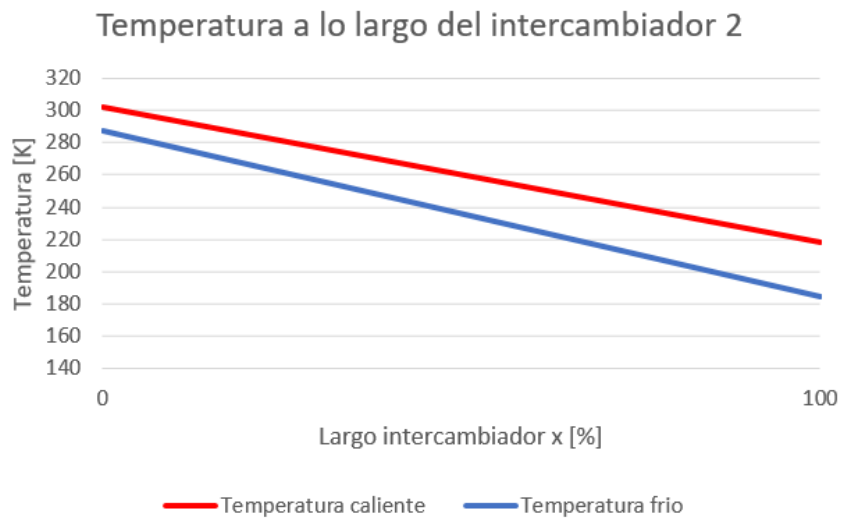


Figura 5.66: Variación de la temperatura a lo largo del intercambiador 2 para el oxígeno del ciclo de licuefacción.

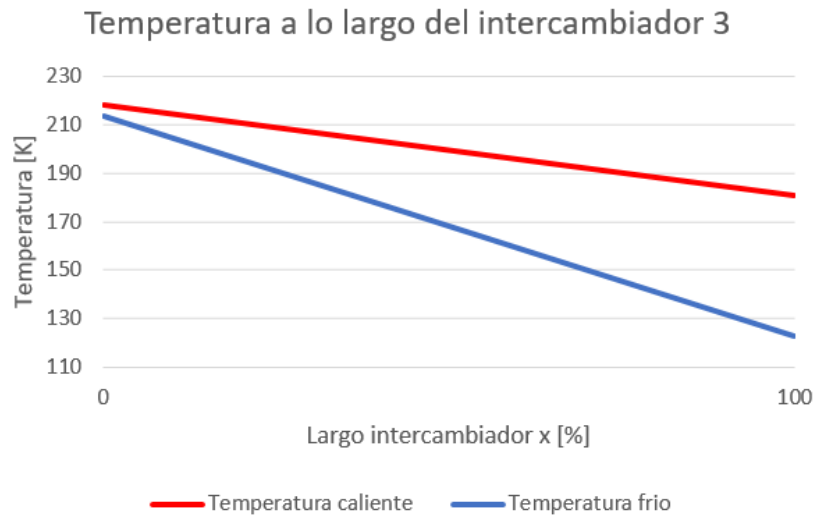


Figura 5.67: Variación de la temperatura a lo largo del intercambiador 3 para el oxígeno del ciclo de licuefacción.

Tabla 5.146: Resultados para el área de transferencia de calor intercambiadores ciclo de licuefacción del oxígeno para un estado estacionario.

Intercambiador	h_h [W/m ² K]	h_c [W/m ² K]	U_m [W/m ² K]	ΔT_1 [K]	ΔT_2 [K]	ΔT_{ml} [K]	A [m ²]
1	300	988,79	230,09	7	15	10,37	4,22
2	300	988,79	230,09	15	33	22,84	9,47
3	300	988,79	230,09	4	58	20,54	6,07

5.4.3.2. Sistema de almacenamiento de oxígeno gaseoso planta de electrolisis

El oxígeno comparte características similares con el hidrógeno por lo que existe la conveniencia de utilizar una aproximación politrópica para un proceso reversible, además de incluir varias etapas de compresión con enfriamiento en cada una, así como enfriar el gas a su temperatura inicial después de cada etapa, y utilizar una alta presión inicial. Lo anterior contribuye a disminuir el trabajo mecánico requerido para el proceso.

A continuación, se define el ciclo de compresión del oxígeno gaseoso el cual consta de 5 etapas, tal como se ve en la Figura 5.68. La presión inicial corresponde a la salida del proceso de electrolisis de 12 bar y temperatura de 35°C, la presión final del ciclo se fija en 235 bar dado por el ciclo de licuefacción.

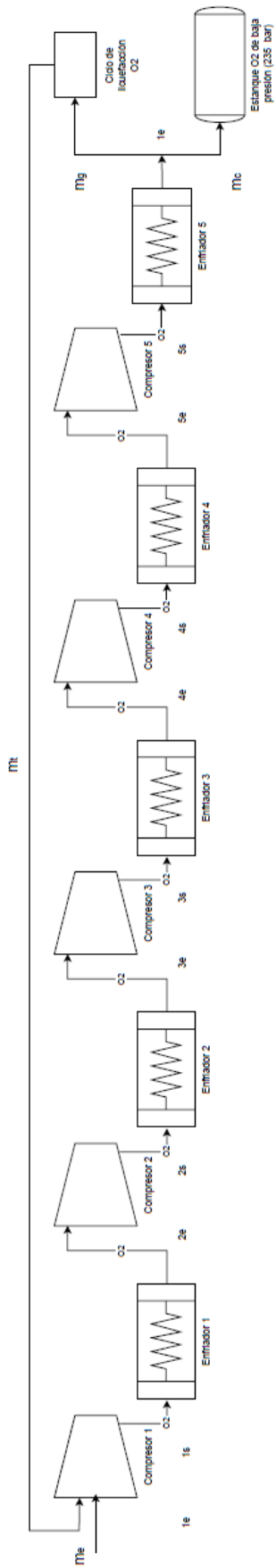


Figura 5.68: Ciclo de compresión del oxígeno gaseoso en 5 etapas. Figura rotada en 90°.

Para el calculo de los compresores se utiliza el esquema mostrado en la Figura 5.69.

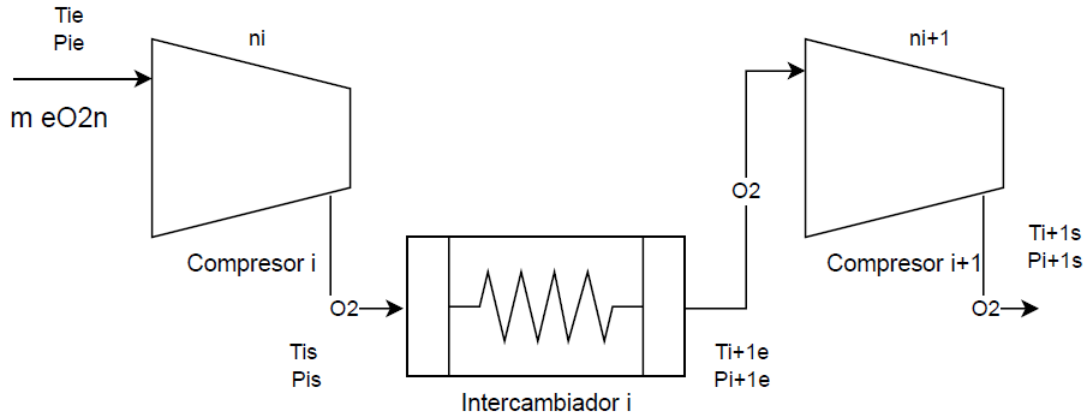


Figura 5.69: Esquema para el calculo del proceso de compresión del oxígeno gaseoso.

Para comenzar los cálculos se necesitan parámetros iniciales que definan el ciclo, los cuales se ven en la Tabla 5.147. La constante de los gases ideales para el oxígeno se obtiene mediante la Ecuación 5.34. El flujo del proceso de compresión corresponde al flujo nominal de oxígeno producido por la planta de hidrógeno verde para un día de operación.

Tabla 5.147: Parámetros iniciales para el calculo del ciclo de compresión del oxígeno gaseoso.

Flujo de oxígeno gaseoso nominal electrolizadores para un día de operación \dot{m}_{eO_2n} [kgO ₂ /s]	0,328
Constante de los gases para el oxígeno R_{O_2} [kJ/kgK]	0,254
Eficiencia politrópica η_p [%]	90
Temperatura entrada T_{1e} [K]	308,15
Presión inicial P_{1e} [kPa]	1.200
Presión salida 5 etapa P_{5s} [kPa]	23.500
Número de etapas m	5

La relación de calores específicos se obtiene mediante la Ecuación 5.155 y el exponente politrópico mediante la Ecuación 5.156. Dado que la temperatura y presión varían a lo largo de las etapas el exponente politrópico también lo hace, por lo que se obtiene de manera iterativa [15] [53].

$$k_i = \frac{c_{pi}}{c_{vi}} \quad (5.155)$$

$$\frac{n_i}{n_i - 1} = \frac{k_i}{k_i - 1} \cdot \eta_p \quad (5.156)$$

donde:

- k_i : Relación de calores específicos de la etapa i .
- c_{pi} [kJ/kgK]: Calor específico del oxígeno a la presión y temperatura medias de la etapa i .

- $c_{vi}[kJ/kgK]$: Calor específico del oxígeno a la presión y temperatura medias de la etapa i.
- n_i : Exponente politrópico del oxígeno de la etapa i.

Utilizando un mismo compresor con una relación de presiones constante se tienen las Ecuaciones 5.157, 5.158 y 5.159. Para un proceso politrópico reversible de gas real las temperaturas se obtienen mediante las Ecuaciones 5.160 y 5.161 [53]. Por ultimo las densidades del oxígeno se obtienen mediante la Ecuación 5.162.

$$P_{i+1e} = P_{is} \quad (5.157)$$

$$P_{is} = r_p^i \cdot P_{1e} \quad (5.158)$$

$$r_p = \frac{P_{is}}{P_{1e}} \quad (5.159)$$

$$T_{ie} = T_{i+1e} \quad (5.160)$$

$$T_{is} = r_p^{\frac{n_i-1}{n_i}} \cdot T_{ie} \quad (5.161)$$

$$\rho_{is} = \frac{P_{is}}{Z_{is} \cdot R_{O_2} \cdot T_{is}} \quad (5.162)$$

donde:

- $P_{ie}[kPa]$: Presión de entrada oxígeno de la etapa i.
- $P_{is}[kPa]$: Presión de salida oxígeno de la etapa i.
- $P_{1e}[kPa]$: Presión de entrada oxígeno de la etapa 1.
- r_p : Relación de presiones.
- $T_{ie}[K]$: Temperatura de entrada oxígeno de la etapa i.
- $T_{is}[K]$: Temperatura de salida oxígeno de la etapa i.
- n_i : Exponente politrópico de la etapa i.
- $\rho_{is}[kg/m^3]$: Densidad de salida del oxígeno en la etapa i (análogo para la entrada).
- Z_{is} : Factor de compresión del oxígeno a la temperatura y presión de salida de la etapa i (análogo para la entrada).
- $R_{O_2} [kJ/kg K]$: Constante de los gases ideales para el oxígeno.
- i: Número de etapa $i=1,2,3,\dots,m$.

Por ultimo mediante la Ecuación 5.163 se obtiene el trabajo mecánico por etapa para un proceso politrópico reversible de gas real, así también mediante la Ecuación 5.164 se obtiene el trabajo mecánico neto del proceso de compresión del oxígeno. El trabajo ideal de un proceso de compresión isotermal se obtiene con la Ecuación 5.165 y la eficiencia del proceso de compresión mediante la Ecuación 5.166 [15] [53].

$$\dot{W}_i = \dot{m}_{eO_2n} \cdot \frac{n_i \cdot Z_{ie} \cdot R_{O_2} \cdot T_{ie}}{\eta_p \cdot (1 - n_i)} \cdot \left(r_p^{\frac{n_i-1}{n_i}} - 1 \right) \quad (5.163)$$

$$\dot{W}_n = \sum_{i=1}^m \dot{W}_i \quad (5.164)$$

$$\dot{W}_c = -\dot{m}_{eO_2n} \cdot R_{O_2} \cdot T_{1e} \cdot \ln\left(\frac{P_{5s}}{P_{1e}}\right) \quad (5.165)$$

$$\eta_c = \frac{W_c}{W_n} \quad (5.166)$$

donde:

- \dot{W}_i [kW]: Trabajo mecánico de la etapa i.
- \dot{m}_{eO_2n} [kg/s]: Flujo másico nominal oxígeno electrolizadores.
- n_i : Exponente politrópico de la etapa i.
- Z_{ie} : Factor de compresión a la presión y temperatura de entrada del oxígeno de la etapa i.
- R_{O_2} [kJ/kg K]: Constante de los gases ideales para el oxígeno.
- T_{ie} [K]: Temperatura de entrada oxígeno de la etapa i.
- η_p : Eficiencia politrópica.
- r_p : Relación de presiones.
- i: Número de etapa i=1,2,3,...,m.
- \dot{W}_n [kW]: Trabajo mecánico neto proceso de compresión.
- \dot{W}_c [kW]: Trabajo mecánico compresión isotérmica de gas ideal.
- P_{1e} [kPa]: Presión de entrada oxígeno proceso de compresión.
- P_{5s} [kPa]: Presión de salida oxígeno proceso de compresión.
- η_c : Eficiencia proceso de compresión.

Evaluando la Ecuación 5.158 en la presión de salida de la etapa 5 se obtiene la relación de presiones (r_p) necesaria para el proceso de compresión de 1,813.

En base a las Ecuaciones 5.157, 5.158, 5.160 y 5.161, así como la Tabla 5.147, y una relación de presión $r_p=1,813$ se realiza un proceso recursivo para cada etapa obteniendo los estados termodinámicos del ciclo de compresión. De este modo se tiene la Tabla 5.148, donde los calores específicos

se obtienen mediante el programa Engineering Equation Solver (EES). El exponente politrópico y las temperaturas de salida de cada etapa se obtienen de manera iterativa, mas detalles en el Anexo C.

Tabla 5.148: Estados termodinámicos del ciclo de compresión del oxígeno gaseoso.

Etapas de compresión	Estado	Presión P [kPa]	Temperatura T [K]	Calor específico c_p [kJ/kgK]	Calor específico c_v [kJ/kgK]	k	n
1	1e	1200	308,15	0,945	0,668	1,413	1,481
	1s	2175	373,88				
2	2e	2175	308,15	0,961	0,671	1,432	1,504
	2s	3944	376,12				
3	3e	3944	308,15	0,989	0,675	1,465	1,544
	3s	7150	380,04				
4	4e	7150	308,15	1,037	0,682	1,520	1,613
	4s	12963	386,33				
5	5e	12963	308,15	1,111	0,693	1,604	1,719
	5s	23500	395,23				

Dada la Ecuación 5.162 y la Tabla 5.148 se obtiene la densidad real del oxígeno en cada estado, donde el factor de compresión (Z) se obtiene del programa Engineering Equation Solver (EES). Del mismo modo dadas las Ecuaciones 5.163, 5.164, 5.165 y 5.166, así como la Tabla 5.148 se realiza un proceso recursivo para cada etapa obteniendo los trabajos mecánicos para un día de operación. De este modo se obtiene la Tabla 5.149 y 5.150.

Tabla 5.149: Trabajos mecánicos del ciclo de compresión del oxígeno gaseoso para un día de operación.

Etapas de compresión	Estado	Densidad real ρ [kg/m ³]	Factor de compresión Z	Trabajo etapa i [kW]
1	1e	15,02	0,9979	-19,08
	1s	22,65	0,9888	
2	2e	27,25	0,9972	-19,13
	2s	41,15	0,9807	
3	3e	49,37	0,9979	-19,24
	3s	74,78	0,9684	
4	4e	88,78	1,006	-19,57
	4s	135,10	0,9559	
5	5e	156,13	1,037	-20,41
	5s	236,03	0,9696	

Tabla 5.150: Trabajo neto y eficiencia del sistema de compresión del oxígeno gaseoso de la planta de electrolisis para un día de operación.

Trabajo isotérmico gas ideal \dot{W}_c [kW]	-78,00
Trabajo neto \dot{W}_n [kW]	-97,42
Eficiencia η_c [%]	80

Análogamente al llegar al régimen de operación estacionario nominal el flujo de entrada al sistema aumenta a $\dot{m}_e = 73.186 \text{ kg/día} = 0,847 \text{ kg/s}$. Realizando un procedimiento de calculo con el nuevo flujo se tiene que los estados termodinámicos de la Tabla 5.148 se mantienen, sin embargo los trabajos mecánicos aumentan como se ve en las Tablas 5.151 y 5.152.

Tabla 5.151: Trabajos mecánicos del ciclo de compresión del oxígeno gaseoso para el régimen de operación estacionario.

Etapa de compresión	Trabajo etapa \dot{W}_i [kw]
1	-49,35
2	-49,47
3	-49,77
4	-50,60
5	-52,78

Tabla 5.152: Trabajo neto y eficiencia del sistema de compresión del oxígeno gaseoso de la planta de electrolisis para el régimen de operación estacionario.

Trabajo isotérmico gas ideal \dot{W}_c [kW]	-201,73
Trabajo neto \dot{W}_n [kW]	-251,98
Eficiencia η_c [%]	80

Se utilizan intercambiadores de tubos concéntricos a contraflujo, teniendo como fluido caliente el oxígeno gaseoso y fluido frío agua de refrigeración. Para estimar los coeficientes de convección del oxígeno en cada intercambiador se utiliza la Ecuación 5.124 [54]. Por otro lado para estimar el coeficiente de convección del agua se utiliza la Tabla 5.93 [54]. Los flujos máscicos se consideran en la condición estacionaria de operación.

Dada la Tabla 5.148 y las Ecuaciones 5.100 a 5.106 se obtienen las Tablas 5.153, 5.154 y 5.155, junto con la Figura 5.70. Donde el calor específico del oxígeno se obtiene del programa Engineering Equation Solver (EES), y se fija la presión junto con las temperaturas del fluido frío de tal manera que las curvas de temperatura no se intersecten.

Tabla 5.153: Resultados para el oxígeno (fluido caliente) ciclo de compresión del oxígeno gaseoso para el régimen estacionario de operación.

Intercambiador	Estado	Temperatura T [K]	Presión P [kPa]	Calor específico c_p [kJ/kgK]	Calor \dot{Q} [kW]
1	1e	373,88	2.175	0,95	52,91
	1s	308,15			
2	2e	376,12	3.944	0,97	55,89
	2s	308,15			
3	3e	380,04	7.150	1,01	61,32
	3s	308,15			
4	4e	386,33	12.963	1,07	70,66
	4s	308,15			
5	5e	395,23	23.500	1,15	84,75
	5s	308,15			

Tabla 5.154: Resultados para el agua de refrigeración (fluido frío) ciclo de compresión del oxígeno gaseoso para el régimen estacionario de operación.

Intercambiador	Estado	Temperatura T [K]	Presión P [kPa]	Calor específico c_p [kJ/kgK]	Flujo másico frío \dot{m}_c [kg/seg]
1	1e	298,15	400	4,182	0,506
	1s	323,15			
2	2e	298,15	400	4,182	0,535
	2s	323,15			
3	3e	298,15	400	4,182	0,587
	3s	323,15			
4	4e	298,15	400	4,182	0,676
	4s	323,15			
5	5e	298,15	400	4,182	0,811
	5s	323,15			

Tabla 5.155: Resultado para el área de transferencia de calor de los intercambiadores del ciclo de compresión oxígeno gaseoso para el régimen estacionario de operación.

Intercambiador	h_h [W/m ² K]	h_c [W/m ² K]	U_m [W/m ² K]	ΔT_1 [K]	ΔT_2 [K]	ΔT_{ml} [K]	A [m ²]
1	381	7.500	362,29	50,73	10	25,08	5,82
2	483	7.500	454,02	52,97	10	25,77	4,78
3	614	7.500	567,13	56,89	10	26,97	4,01
4	779	7.500	705,60	63,18	10	28,85	3,47
5	989	7.500	873,61	72,08	10	31,43	3,09

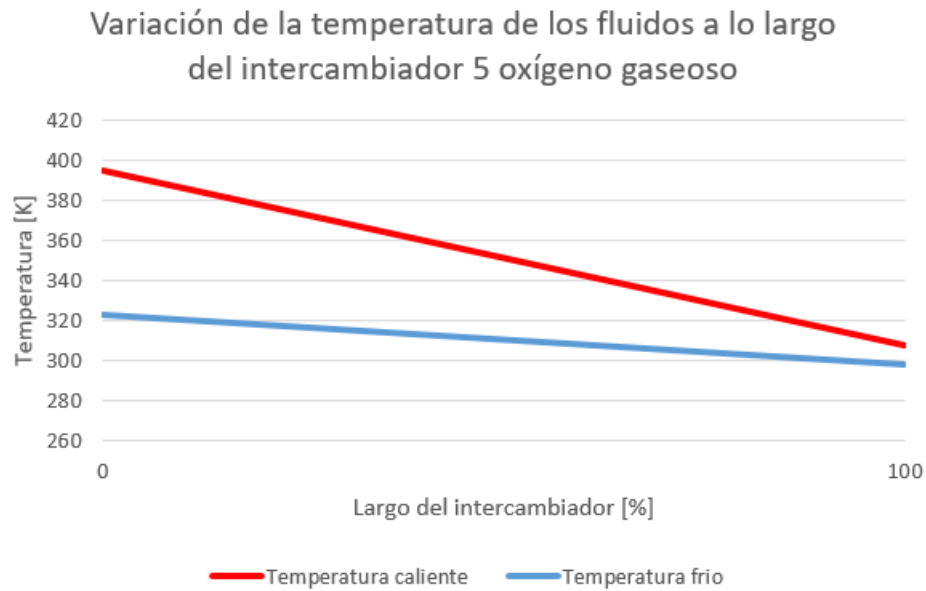


Figura 5.70: Variación temperatura de los fluidos de trabajo a lo largo del intercambiador de calor de mayor transferencia térmica para el oxígeno gaseoso.

5.4.3.3. Estanques de almacenamiento oxígeno gaseoso y líquido

Los equipos del ciclo de licuefacción y compresión se han dimensionado de acuerdo al flujo másico nominal en régimen estacionario del oxígeno gaseoso de salida de los electrolizadores (\dot{m}_{eO_2n}). Para dimensionar los estanques se utiliza el flujo másico real en régimen estacionario. Para ello en base a la Tabla 5.83 se realiza un procedimiento análogo a lo realizado en la Tabla 5.141 para cada mes. Mas detalles en el Anexo D.

De este modo se obtiene la masa real mensual de oxígeno gaseoso y líquido producida por la planta de electrolisis, las que se muestran en las Tablas 5.156 y 5.157, así como las Figuras 5.71 y 5.72. Dado que en el primer año de operación el 1 de Enero no existe flujo recirculado hasta el 2 día, los datos que se presenta son del segundo año de operación donde el flujo de diciembre es recirculado para el mes de Enero del año siguiente.

Tabla 5.156: Producción de oxígeno gaseoso y liquido real mensual en un estado estacionario para el 2 año de operación.

Mes	Masa oxígeno entrada m_e [kg/mes]	Producción oxígeno gaseoso m_c [kg/mes]	Producción oxígeno liquido m_L [kg/mes]	Producción oxígeno total [kg/mes]
Enero	1.324.842	344.459	166.665	511.124
Febrero	1.169.878	304.168	147.171	451.339
Marzo	1.134.620	295.001	142.735	437.736
Abril	1.014.449	263.757	127.618	391.375
Mayo	869.795	226.147	109.420	335.567
Junio	858.897	223.313	108.049	331.362
Julio	886.029	230.368	111.462	341.830
Agosto	868.173	225.725	109.216	334.941
Septiembre	876.663	227.932	110.284	338.217
Octubre	898.962	233.730	113.089	346.820
Noviembre	993.393	258.282	124.969	383.251
Diciembre	1.269.870	330.166	159.750	489.916
Total [kg/año]	6.223.907	3.163.049	1.530.429	4.693.478

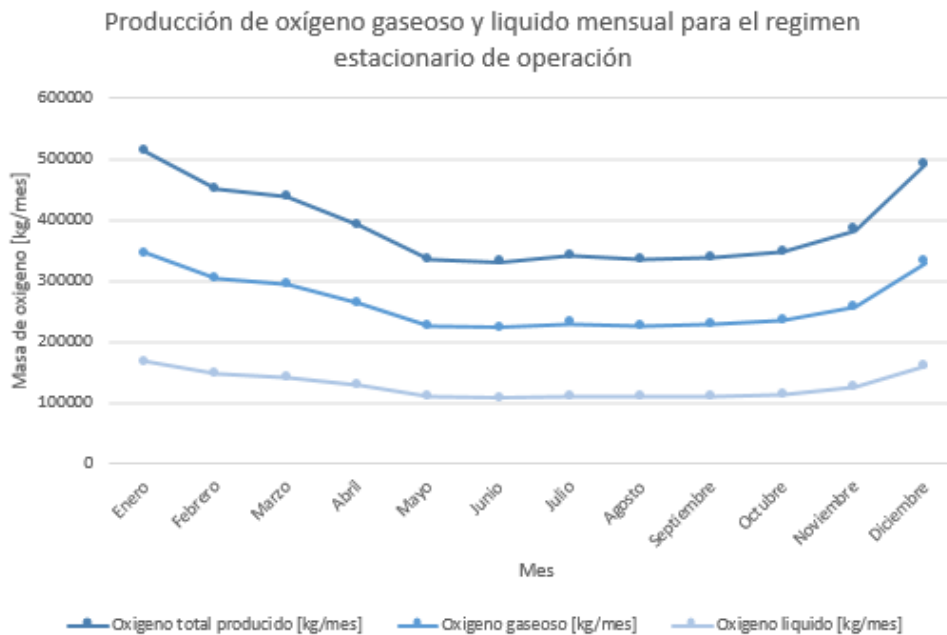


Figura 5.71: Producción de oxígeno gaseoso y liquido real considerando un régimen de operación estacionario.

Tabla 5.157: Datos generales de la demanda, así como la producción de oxígeno gaseoso y liquido real mensual en estado estacionario para el 2 año de operación.

Oxígeno	Gaseoso m_c [kg/mes]	Liquido m_L [kg/mes]
Demanda máxima	2.494	66.644
Producción real máxima	344.459	166.665
Producción nominal	559.585	270.753

PRODUCCIÓN OXÍGENO REAL ESTACIONARIO ANUAL [%]

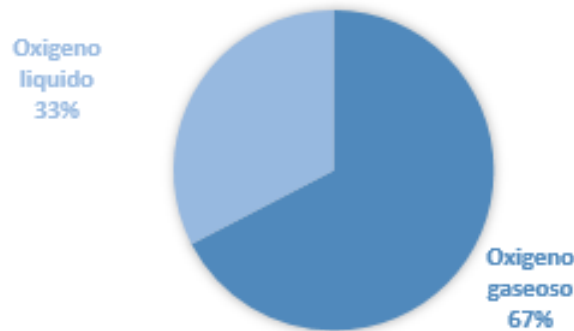


Figura 5.72: Comparación de la distribución de la producción de oxígeno gaseoso y liquido real en régimen estacionario.

De la Tabla 5.157 se ve que la producción de oxígeno gaseoso y liquido real supera ampliamente la demanda del Hospital Regional de Concepción, así también la producción real de oxígeno gaseoso y liquido es menor a la nominal con la cual se dimensionan los equipos. Lo anterior se debe a la variabilidad del recurso viento durante el transcurso del día, por lo cual el aerogenerador no funciona a su máxima potencia, y así el electrolizador no produce el oxígeno nominal en todo momento.

Para dimensionar los estanques se considera un periodo de recarga de 15 días aproximadamente. Para el estanque de oxígeno gaseoso se utiliza la mitad de la máxima masa mensual presente en la Tabla 5.156, la cual se da en el mes de Enero siendo de 172.229 kg. Así también para dimensionar el estanque de oxígeno liquido se utiliza la mitad de la máxima masa mensual de oxígeno liquido presente en la Tabla 5.156, la cual se da en el mes de Enero siendo de 83.333 kg.

Al igual que en el caso de los estanques para los camiones, en la planta se utilizan estanques cilíndricos. Dado que el oxígeno y el hidrógeno comparte características similares, para el estanque de oxígeno gaseoso se utiliza un estanque Tipo IV donde se tiene una primera capa de un Acero inoxidable AISI 410 (t_p) [46] para evitar el debilitamiento de la capa de resistencia mecánica, una segunda capa de un material compuesto de Fibra de carbono continua HexTow IM 10 12K [48] en una matriz de Resina HexPly 8552 [49] (t_w), la cual le confiere resistencia mecánica, y por ultimo una capa protectora para resistir las condiciones climáticas de Acero inoxidable AISI 410 (t_c) [46], tal como se ve en la Figura 5.73.

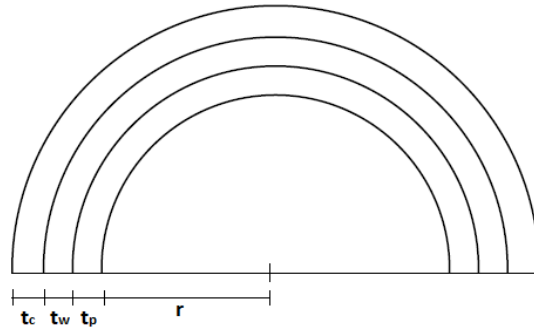


Figura 5.73: Vista de detalle de los espesores de los materiales que conforman el estanco de oxígeno gaseoso para la planta de electrolisis.

Los parámetros iniciales para el cálculo del estanco de oxígeno gaseoso se ven en la Tabla 5.158, donde las propiedades del oxígeno se obtienen del programa Engineering Equation Solver (EES), y los límites de fluencia en la dirección longitudinal y circunferencial del material de resistencia se obtienen de evaluar las Ecuaciones 5.47 y 5.48 en la Tabla 5.38, fijando las fracciones $f_x = 0,3$ y $f_y = 0,7$.

Tabla 5.158: Parámetros iniciales para el cálculo del estanco de almacenamiento de oxígeno gaseoso para la planta de electrolisis.

Masa almacenar m_{O_2} [kg]	172.229
Factor de sobre dimensionamiento estanco f_t [%]	10
Constante de los gases ideales para el oxígeno R_{O_2} [kJ/kgK]	0,260
Temperatura operación T [K]	308,15
Presión de operación P [kPa]	23.500
Factor de compresión Z	0,9696
Largo estanco L [m]	10
Factor de seguridad n	1,5
Número de estanques N_t	1
Material impermeabilización	Acero inoxidable AISI 410
Espesor del material impermeabilización t_p [mm]	2
Densidad del material impermeabilización ρ_p [kg/m ³]	7.730
Material resistencia mecánica	Laminas de fibra de carbono continua HexTow IM 10 12K con Resina HexPly 8552
Espesor laminas material resistencia mecánica t_l [mm]	0,2
Fracción laminas longitudinales f_x [%]	30
Fracción de laminas circunferenciales f_y [%]	70
Límite de fluencia longitudinal σ_{f_x} [MPa]	1.049
Límite de fluencia circunferencial σ_{f_y} [MPa]	2.341
Densidad del material de resistencia mecánica ρ_w [kg/m ³]	1.594
Material cubierta protectora	Acero inoxidable AISI 410
Espesor de la cubierta t_c [mm]	2
Densidad de la cubierta ρ_c [kg/m ³]	7.730

El volumen del estanque se obtiene de la Ecuación 5.110 y el radio interior de la Ecuación 5.111, aplicad para las condiciones del oxígeno. El espesor del estanque se obtiene mediante la Ecuación 5.53, donde se usa el criterio del espesor máximo para un material anisotropico, mas detalles Anexo B. El número total de laminas longitudinales y circunferenciales se obtiene mediante las Ecuaciones 5.55 y 5.56. La masa del estanque se obtiene mediante la Ecuación 5.57.

Evaluando las Ecuaciones 5.110, 5.111, 5.53, 5.55, 5.56 y 5.57 en la Tabla 5.158, se obtienen los resultados para el estanque de oxígeno gaseoso para la planta de electrolisis presentes en la Tabla 5.159.

Tabla 5.159: Resultados obtenidos para el estanque de almacenamiento de oxígeno gaseoso para la planta de electrolisis.

Volumen de oxígeno contenido en cilindro $V_t [m^3]$	626
Radio cilindro $r [m]$	4,46
Espesor pared longitudinal $t_{wx} [mm]$	75,02
Espesor pared circunferencial $t_{wy} [mm]$	67,24
Espesor de pared cilindro $t_w [mm]$	76
Número total de laminas cilindro N_l	380
Número de laminas longitudinales N_x	114
Número de laminas circunferenciales N_y	266
Proporción de laminas N_y/N_x	7/3
Masa estanque cilíndrico $m_t [kg]$	43.019
Espesor total de pared $t [mm]$	80

Para el almacenamiento del oxígeno liquido se toma como referencia el Manual de Gases de la empresa Indura S.A [32], donde los estanques estacionarios constan de un recipiente interior de acero inoxidable para soportar bajas temperaturas, y uno exterior de acero al carbono, aislados entre sí por una combinación de alto vacío y material aislante. Siguiendo la misma linea se tiene una primera capa de Acero inoxidable AISI 410 (t_w) [46] que le confiere resistencia mecánica, una segunda capa de Poliuretano expandido (R-11 expandido) (t_a) [51], el cual es un material aislante térmicamente, y por ultimo una capa protectora para resistir las condiciones climáticas de Acero inoxidable AISI 410 (t_c) [46], tal como se ve en la Figura 5.74.

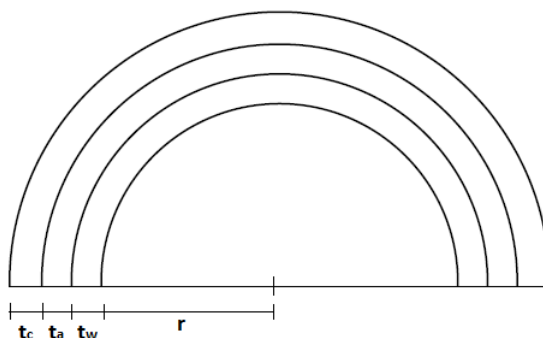


Figura 5.74: Vista de detalle de los espesores de los materiales que conforman el estanque de oxígeno liquido planta de electrolisis.

Los parámetros iniciales para el calculo de los estanques de oxígeno criogénico de la planta de

electrolisis se ven en la Tabla 5.160, donde las propiedades del oxígeno se obtienen del programa Engineering Equation Solver (EES).

Tabla 5.160: Parámetros iniciales para el calculo de los estanques de almacenamiento de oxígeno liquido de la planta de electrolisis.

Masa almacenar m_{O_2} [kg]	83.333
Factor de sobre dimensionamiento f_t [%]	10
Temperatura operación T [K]	90
Presión de operación P [kPa]	1.200
Densidad del oxígeno ρ_{O_2} [kg/m ³]	1.145
Largo estanque L [m]	5
Factor de seguridad n	1,5
Número de estanques N_t	4
Material resistencia mecánica	Acero inoxidable AISI 410
Limite de fluencia material de resistencia σ_f [MPa]	480
Densidad del material de resistencia mecánica ρ_w [kg/m ³]	7.730
Material aislante	Poliuretano expandido (R-11 expandido)
Densidad del material aislante ρ_a [kg/m ³]	24
Material de cubierta protectora	Acero inoxidable AISI 410
Espesor de la cubierta t_c [mm]	2
Densidad de la cubierta ρ_c [kg/m ³]	7.730

El volumen de los estanques se obtiene de la Ecuación 5.167 y el radio interior de la Ecuación 5.168.

$$V_t = \frac{m_{O_2} \cdot (1 + f_t)}{\rho_{O_2} \cdot N_t} \quad (5.167)$$

$$r = \sqrt{\frac{V_t}{\pi \cdot L}} \quad (5.168)$$

donde:

- V_t [m³]: Volumen contenido en el estanque.
- m_{O_2} [kg]: Masa de oxígeno liquido contenida en el estanque.
- f_t : Factor de sobre dimensionamiento estanque.
- ρ_{O_2} [kg/m³]: Densidad del oxígeno liquido a la temperatura y presión de operación.
- N_t : Número de estanques.
- r [m]: Radio interno del estanque.
- L [m]: Largo interno del estanque.

El espesor de los estanques se obtiene mediante la Ecuación 5.60, donde se usa el criterio de Von Misses para un material isotropico, mas detalles Anexo B. La masa de los estanques se obtiene mediante la Ecuación 5.61.

Fijando el espesor de pared del material aislante de tal manera de minimizar las perdidas térmicas y evaluando las Ecuaciones 5.167, 5.168, 5.60 y 5.61 en la Tabla 5.160, se obtienen los resultados para los estanques de oxígeno liquido de la planta de electrolisis presentes en la Tabla 5.161.

Tabla 5.161: Resultados obtenidos para los estanques de almacenamiento de oxígeno liquido planta de electrolisis.

Volumen de oxígeno liquido contenido en cilindro $V_t [m^3]$	20
Radio cilindro $r [m]$	1,13
Espesor cilindro Von Misses $t_w [mm]$	3,67
Espesor del material aislante $t_a [mm]$	100
Masa estanque cilíndrico $m_t [kg]$	1.695
Espesor total de pared $t [mm]$	105,67

Notar que el espesor del material aislante se fija de tal manera de minimizar las perdidas térmicas, como es de esperarse a mayor espesor menores serán las ganancias térmicas. Para cuantificar la ganancia de calor se utiliza la Figura 5.75. Para el calculo se asume que el estanque cilíndrico esta en el exterior sometido a las corrientes de aire de la zona, se desprecia el calor transferido por radiación, aproximando las temperaturas de pared interior a las del entorno $T_1 \approx T_{\infty_1}$ y $T_4 \approx T_{\infty_2}$, y utilizando la máxima velocidad del viento presente en la zona de $U_{\infty_2} = 11,8$ m/s. Para cuantificar la ganancia de calor se utilizan los parámetros iniciales de la Tabla 5.162 donde las propiedades del aire se determinar del programa Engineering Equation Solver (EES).

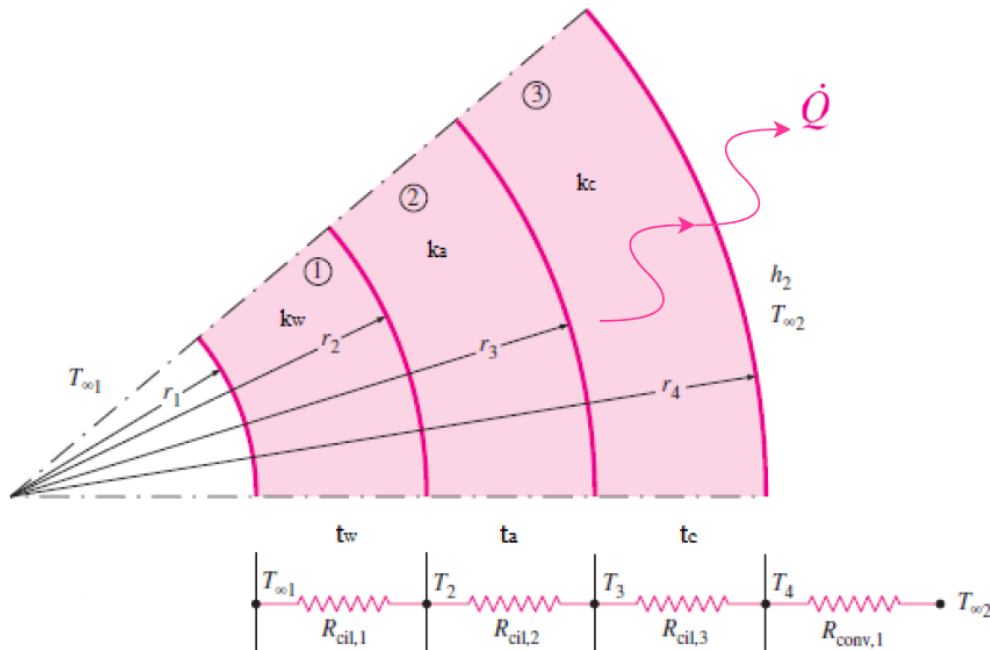


Figura 5.75: Red de resistencias térmicas para la transferencia de calor a través de un cilindro compuesto de tres capas sujeto a convección en el exterior [51].

Tabla 5.162: Parámetros iniciales para el calculo de las ganancias térmicas de los estanque de almacenamiento de oxígeno liquido planta electrolisis [51].

Presión del aire P_{∞_2} [kPa]	100
Temperatura del aire T_{∞_2} [K]	298
Velocidad del aire U_{∞_2} [m/s]	11,8
Densidad del aire ρ_{∞_2} [kg/m ³]	1
Viscosidad del aire μ_{∞_2} [Pa · s]	$1,845 \cdot 10^{-5}$
Conductividad del aire k_{∞_2} [W/mK]	0,063
Número de Prandtl del aire Pr	0,7075
Temperatura del oxígeno liquido T_{∞_1} [K]	90
Conductividad del material de resistencia y cubierta k_w, k_c [W/mK]	21
Conductividad del material aislante k_a [W/mK]	0,023
Radio interno r_1 [m]	1,13
Radio intermedio r_2 [m]	1,134
Radio intermedio r_3 [m]	1,234
Radio externo r_4 [m]	1,236

El Número de Reynolds se determina mediante la Ecuación 5.62, con lo cual se puede determina el coeficiente de convección exterior para un cilindro mediante la Ecuación 5.63 de Churchill y Bernstein valida para $Re_D \cdot Pr > 0,2$. Finalmente la ganancia de calor mediante la Ecuación 5.64 [51].

Evaluando las Ecuaciones 5.62, 5.63 y 5.64 en la Tabla 5.162, se obtiene la Tabla 5.163 con los resultados de la ganancia de calor de los estanques de oxígeno liquido con el aislante térmico.

Tabla 5.163: Resultados para la ganancia de calor de los estanques de almacenamiento de oxígeno liquido planta de electrolisis.

Número de Reynolds cilindro Re_D	$1,847 \cdot 10^6$
$Re_D \cdot Pr$	$1,306 \cdot 10^6$
Coeficiente de convección \bar{h}_e [W/m ² K]	22,22
Calor ganado \dot{Q} [kW]	1,76

Realizando el mismo procedimiento anterior para un espesor del aislante nulo ($t_a = 0$ mm), el calor ganado es de 165,7 kW, con lo cual el aislante logra disminuir 94 veces la ganancia de calor de los estanques.

5.4.4. Abastecimiento de energía eléctrica sistema de almacenamiento

En base a las secciones anteriores los principales equipos de consumo de energía eléctrica son los compresores del sistema de almacenamiento de hidrógeno gaseoso, así como oxígeno gaseoso y liquido. La Tabla 5.164 resume los resultados para el consumo de energía eléctrica del sistema de almacenamiento, donde el consumo específico para la compresión de hidrógeno se obtiene de la Ecuación 5.169 y el consumo para la compresión del oxígeno de la Ecuación 5.170.

$$C_{eH_2} = \frac{\dot{W}_{nH_2}}{\dot{m}_{eH_2n}} \quad (5.169)$$

$$C_{eO_2} = \frac{\dot{W}_{nO_2}}{\dot{m}_{eO_2n}} \quad (5.170)$$

donde:

- C_{eH_2} [kwh/kgH₂]: Consumo específico compresión hidrógeno.
- \dot{W}_{nH_2} [kW]: Trabajo neto compresión hidrógeno.
- \dot{m}_{eH_2n} [kgH₂/h]: Flujo de hidrógeno nominal electrolizadores.
- C_{eO_2} [kwh/kgO₂]: Consumo específico compresión oxígeno.
- \dot{W}_{nO_2} [kW] Trabajo neto compresión oxígeno gaseoso y liquido.
- \dot{m}_{eO_2n} [kgO₂/h]: Flujo másico nominal oxígeno electrolizadores ciclo de compresión-licuefacción en estado estacionario.

Tabla 5.164: Resumen principales resultados proceso de compresión de hidrógeno gaseoso y oxígeno gaseoso/liquido.

Trabajo neto compresión hidrógeno \dot{W}_{nH_2} [kW]	-215,39
Flujo de hidrógeno nominal electrolizadores \dot{m}_{eH_2n} [kgH ₂ /h]	144
Consumo específico compresión hidrógeno C_{eH_2} [kwh/kgH ₂]	1,50
Trabajo neto compresión oxígeno gaseoso \dot{W}_{nO_2g} [kW]	-251,98
Trabajo turbina oxígeno liquido W_t [kW]	23,13
Trabajo neto compresión oxígeno gaseoso/liquido \dot{W}_{nO_2} [kW]	-228,85
Flujo másico nominal oxígeno electrolizadores estacionario \dot{m}_{eO_2n} [kgO ₂ /h]	3.049
Consumo específico compresión oxígeno C_{eO_2} [kwh/kgO ₂]	0,075

La energía demanda para la compresión del hidrógeno gaseoso se obtiene mediante la Ecuación 5.171, y la energía para la compresión del oxígeno gaseoso mediante la Ecuación 5.172.

$$E_{H_2} = C_{eH_2} \cdot N_e \cdot m_{pH_2} \quad (5.171)$$

$$E_{O_2} = C_{eO_2} \cdot m_{eO_2} \quad (5.172)$$

donde:

- E_{H_2} [Mwh/mes]: Demanda de energía para la compresión de hidrógeno gaseoso.
- C_{eH_2} [Mwh/kgH₂]: Consumo específico compresión hidrógeno.
- N_e : Número total de electrolizadores necesarios para cubrir la demanda.
- m_{pH_2} [kgH₂/mes]: Masa de hidrógeno producida por el electrolizador.
- E_{O_2} [Mwh/mes]: Demanda de energía para la compresión de oxígeno gaseoso y liquido.
- C_{eO_2} [Mwh/kgO₂]: Consumo específico compresión oxígeno.

- m_{eO_2} [kgO₂/mes]: Masa de oxígeno entrada ciclo de compresión.

Evaluando las Ecuaciones 5.171 y 5.172 en las Tablas 5.164, 5.74, 5.72 y 5.156 se obtiene la demanda de energía eléctrica para el procesos de compresión del hidrógeno gaseoso, así como el oxígeno gaseoso y liquido presente en las Tablas 5.165 y 5.166, así como la Figura 5.76.

Tabla 5.165: Demanda de energía mensual para el proceso de compresión del hidrógeno gaseoso, así como el oxígeno gaseoso y liquido.

Mes	Demanda energía compresión hidrógeno E_{H_2} [Mwh/mes]	Demanda energía compresión oxígeno E_{O_2} [Mwh/mes]	Demanda energía total compresión [Mwh/mes]
Enero	96	99	196
Febrero	85	88	173
Marzo	82	85	167
Abril	73	76	150
Mayo	63	65	128
Junio	63	64	127
Julio	64	66	131
Agosto	63	65	128
Septiembre	64	66	130
Octubre	65	67	133
Noviembre	73	75	147
Diciembre	93	95	189
Total [Mwh/año]	885	913	1.798

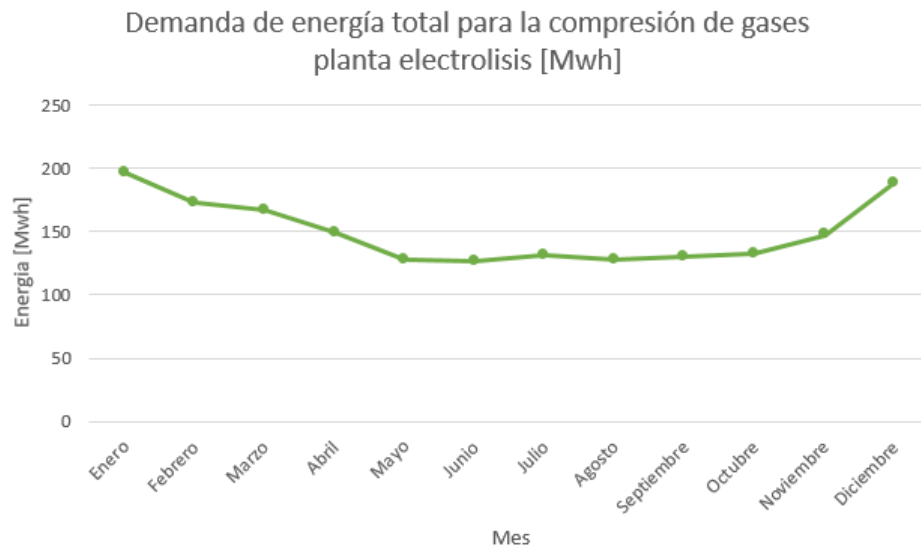


Figura 5.76: Demanda de energía total mensual para el proceso de compresión del hidrógeno gaseoso, así como el oxígeno gaseoso y liquido.

Tabla 5.166: Datos generales de la demanda de energía mensual para el proceso de compresión del hidrógeno gaseoso, así como el oxígeno gaseoso y líquido.

Sistema	Energía hidrógeno	Energía oxígeno	Energía total
Máxima [Mwh/mes]	96	99	196
Promedio [Mwh/mes]	74	76	150
Mínima [Mwh/mes]	63	64	127

De la Tabla 5.164 se puede ver que se debe generar una potencia eléctrica total de 444,24 kW para la compresión del hidrógeno gaseoso, así como el oxígeno gaseoso y líquido. Dado que se espera que la producción sea cero emisiones, se establece la generación de energía eléctrica mediante el aerogenerador Emergya Wind Technologies (EWT) DW54-500, cuyas especificaciones técnicas se ven en la Tabla 5.167, y su curva de potencia se ve en la Tabla 5.168 y Figura 5.77 [9] [55].

Tabla 5.167: Especificaciones técnicas del aerogenerador EWT DW54-500 [55].

Potencia nominal [kW]	500
Voltaje [V]	690
Factor de potencia	0,95
Tipo de generador	Multipolo síncrono
Velocidad de arranque [m/seg]	3
Velocidad nominal [m/seg]	10
Velocidad de corte [m/seg]	25
Diámetro del rotor [m]	54
Altura de la góndola [m]	40/50/75
Clase de viento	IIIA (hasta 7,5 m/s de media a la altura del buje)

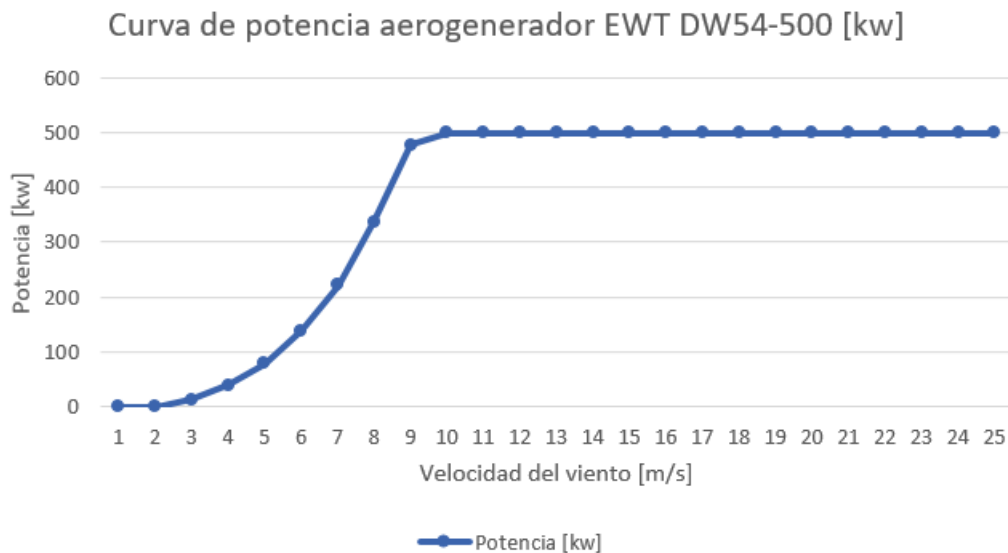


Figura 5.77: Curva de potencia aerogenerador EWT DW54-500 [9].

Tabla 5.168: Curva de potencia aerogenerador EWT DW54-500 [9].

Velocidad [m/seg]	Potencia [kw]
1	0
2	0
3	12
4	39
5	78
6	138
7	222
8	337
9	477
10	500
11	500
12	500
13	500
14	500
15	500
16	500
17	500
18	500
19	500
20	500
21	500
22	500
23	500
24	500
25	500

Mediante el Explorador Eólico, utilizando un modelo Recon 1980-2017, se obtiene el ciclo diario anual de velocidad del viento, a una altura de la gongola de 70 m en la Ubicación 3, presente en la Figura 5.78 [9].

Por otro lado, mediante el Explorador Eólico, se obtiene el ciclo anual de velocidad del viento para la Ubicación 3, presente en las Tablas 5.169 y 5.170, así como la Figura 5.79 [9].

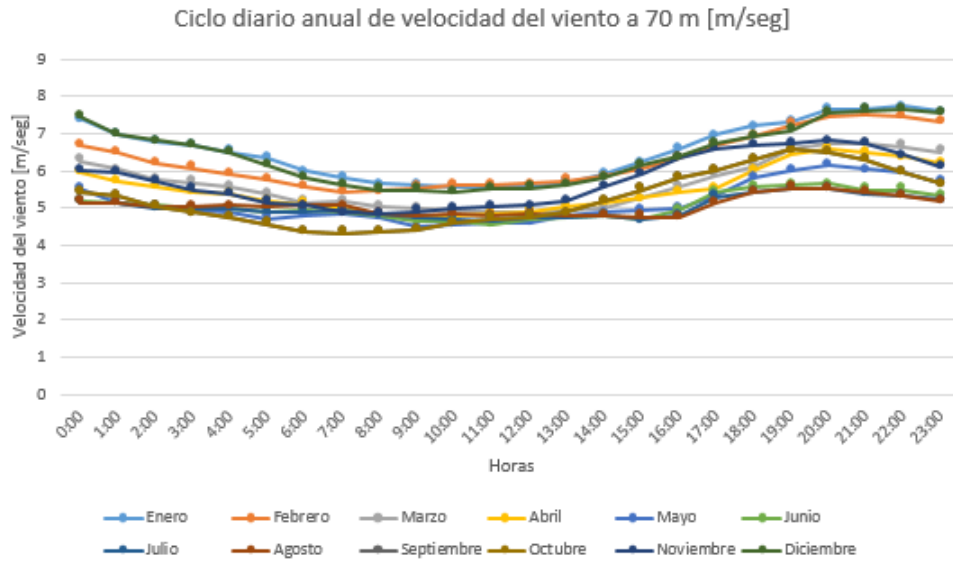


Figura 5.78: Ciclo diario anual de velocidad del viento para la Ubicación 3 [9].

Tabla 5.169: Ciclo anual de las velocidad del viento promedio a 70 m de altura para la Ubicación 3 [9].

Mes	Velocidad [m/seg]
Enero	6,54
Febrero	6,27
Marzo	5,65
Abril	5,49
Mayo	5,14
Junio	5,05
Julio	5,02
Agosto	5,06
Septiembre	5,25
Octubre	5,25
Noviembre	5,73
Diciembre	6,44

Tabla 5.170: Datos generales de la velocidad del viento 70 m de altura para la Ubicación 3 [9].

Máxima [m/seg]	7,72
Promedio [m/seg]	5,57
Mínima [m/seg]	4,31

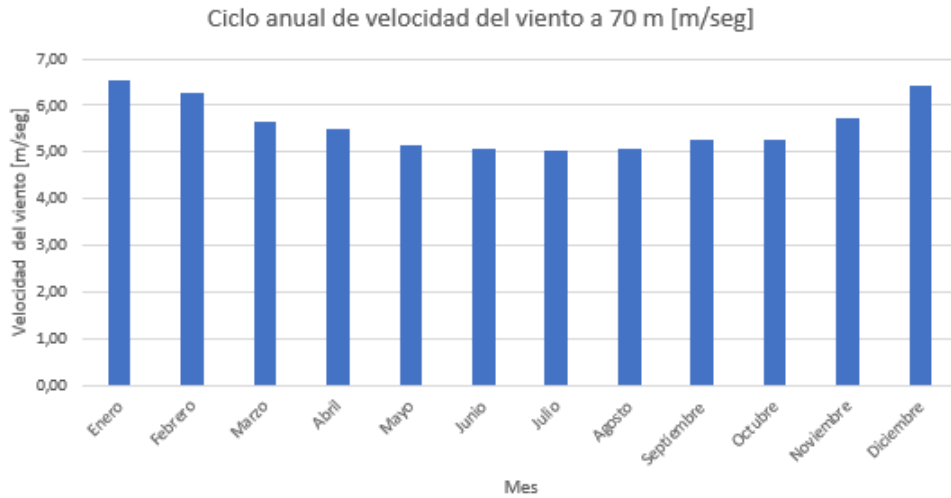


Figura 5.79: Ciclo anual de velocidad del viento promedio para la Ubicación 3 [9].

Dada la distribución de velocidades del viento del ciclo diario anual de la Ubicación 3, presente en la Figura 5.78, así como la curva de potencia del aerogenerador EWT DW54-500, se puede interpolar la potencia en función de la velocidad del viento, obteniendo el ciclo diario anual de potencia de generación. Mediante el Explorador eólico se obtienen la Figura 5.80 tomando como altura de la góndola 70 m.

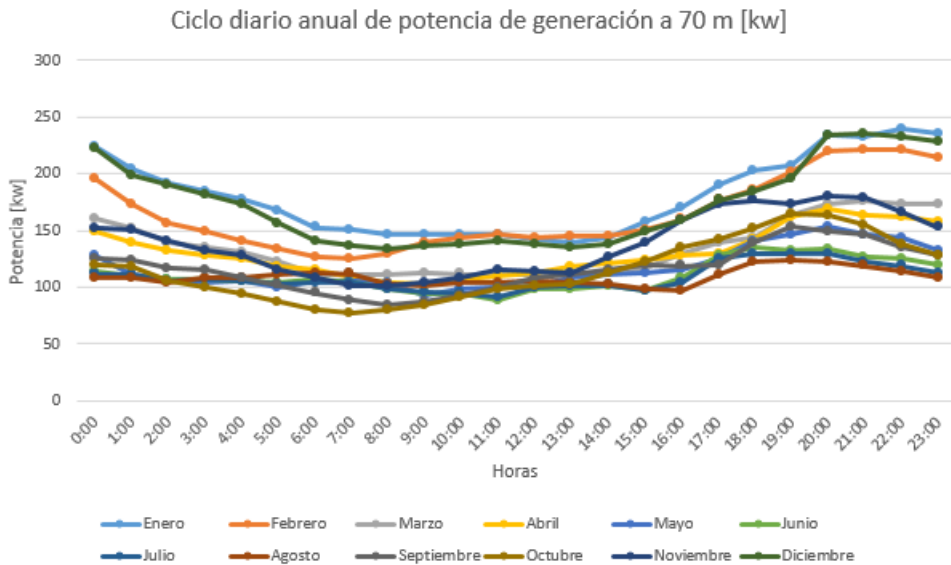


Figura 5.80: Ciclo diario anual de potencia generada para la Ubicación 3 [9].

Dado el ciclo diario anual de potencia generada para la ubicación de la planta en la Figura 5.80, se puede obtener la energía mensual generada mediante la Ecuación 4.2. De este modo se obtiene la Tabla 5.171 y Figura 5.81.

Tabla 5.171: Ciclo anual de energía generada a 70 m de altura de la Ubicación 3 [9].

Mes	Energía [Mwh/mes]
Enero	135
Febrero	111
Marzo	100
Abril	94
Mayo	79
Junio	79
Julio	81
Agosto	81
Septiembre	84
Octubre	85
Noviembre	99
Diciembre	129

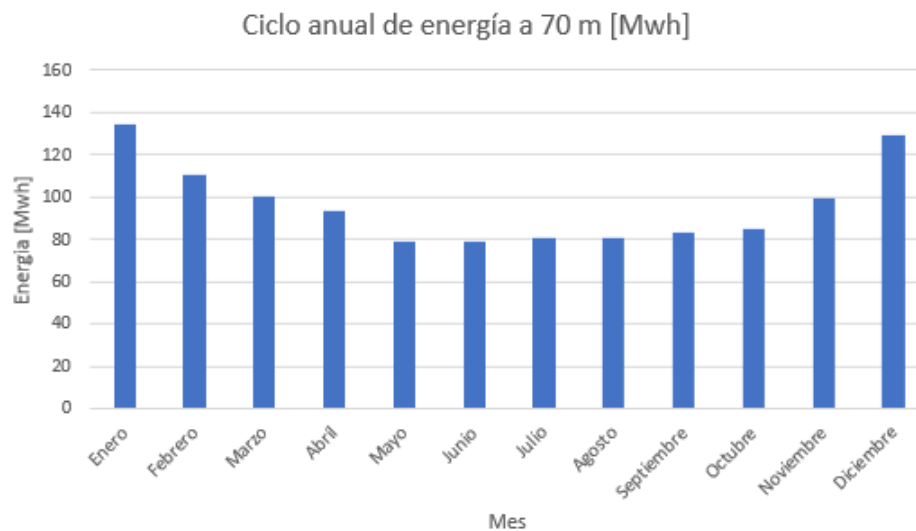


Figura 5.81: Ciclo anual de energía generada para la Ubicación 3 [9].

Las Tablas 5.172 y 5.173 resumen las principales características de la generación del aerogenerador EWT DW54-500 a una altura de la gongola de 70 m en la Ubicación 3 de la planta, donde el factor de planta se obtiene mediante la Ecuación 4.3.

Tabla 5.172: Datos generales de la potencia y energía generada por el aerogenerador EWT DW54-500 a 70 m de altura en la Ubicación 3.

Variable	Potencia [kW]	Energía [Mwh/mes]
Máxima	240	135
Promedio	133	96
Mínima	77	79

Tabla 5.173: Factor de planta del aerogenerador EWT DW54-500 a 70 m de altura en la ubicación de la planta

Energía teórica anual [Mwh/año]	4.380
Energía generada anual [Mwh/año]	1.157
Factor de planta [%]	26

Al comparar las Tablas 5.164 y 5.166 con la Tabla 5.172 se observa que la potencia necesaria para el sistema de compresión es de 444,24 kW, sin embargo el aerogenerador genera una potencia máxima de 240 kW, dado el factor de planta es del 26 %. Del mismo la energía máxima necesaria para el proceso de compresión es de 196 Mwh/mes, y el aerogenerador genera una energía máxima de 135 Mwh/mes. De este modo un aerogenerador es insuficiente para el abastecimiento de energía eléctrica para el proceso de compresión de hidrógeno gaseoso, así como el oxígeno gaseoso y líquido.

El número de aerogeneradores necesarios para abastecer la energía del sistema de compresión se obtiene mediante la Ecuación 5.173.

$$N_a = \frac{1}{12} \cdot \sum_{j=1}^{12} \frac{E_{H_2j} + E_{O_2j}}{E_{mj}} \quad (5.173)$$

donde:

- N_a : Número de aerogeneradores necesarios para cubrir la demanda de energía del sistema de compresión.
- E_{H_2j} [Mwh/mes]: Demanda de energía para la compresión de hidrógeno gaseoso del mes j.
- E_{O_2j} [Mwh/mes]: Demanda de energía para la compresión de oxígeno gaseoso y líquido del mes j.
- E_{mj} [Mwh/mes]: Energía mensual generada por el aerogenerador en el mes j.
- $\frac{E_{H_2j} + E_{O_2j}}{E_{mj}}$: Cantidad de aerogeneradores necesarios para abastecer la demanda de energía del sistema de compresión en el mes j.

Evaluando las Ecuaciones 5.173, 5.91 y 5.92 en las Tablas 5.165, 5.171 y 5.167 se obtienen las Tablas 5.174, 5.175 y 5.176, así como la Figura 5.82.

Tabla 5.174: Cantidad de aerogeneradores necesarios para cubrir la demanda de energía del sistema de compresión de hidrógeno gaseoso, así como oxígeno gaseoso y líquido.

Número de aerogeneradores N_a	2
Separación vientos dominantes L_d [m]	432
Separación perpendicular vientos dominantes L_p [m]	216
Energía demanda anual [Mwh/año]	1.798
Energía generada teórica anual [Mwh/año]	8.760
Energía generada anual [Mwh/año]	2.314
Factor de planta [%]	26 %

Tabla 5.175: Comparación de la energía demandada y generada por los aerogeneradores para el sistema de compresión de hidrógeno gaseoso, así como oxígeno gaseoso y líquido.

Mes	Energía total demanda compresion [Mwh/mes]	Energía generada aerogeneradores [Mwh/mes]
Enero	196	269
Febrero	173	221
Marzo	167	201
Abril	150	188
Mayo	128	158
Junio	127	158
Julio	131	162
Agosto	128	162
Septiembre	130	167
Octubre	133	171
Noviembre	147	199
Diciembre	189	258
Total [Mwh/año]	1.798	2.314

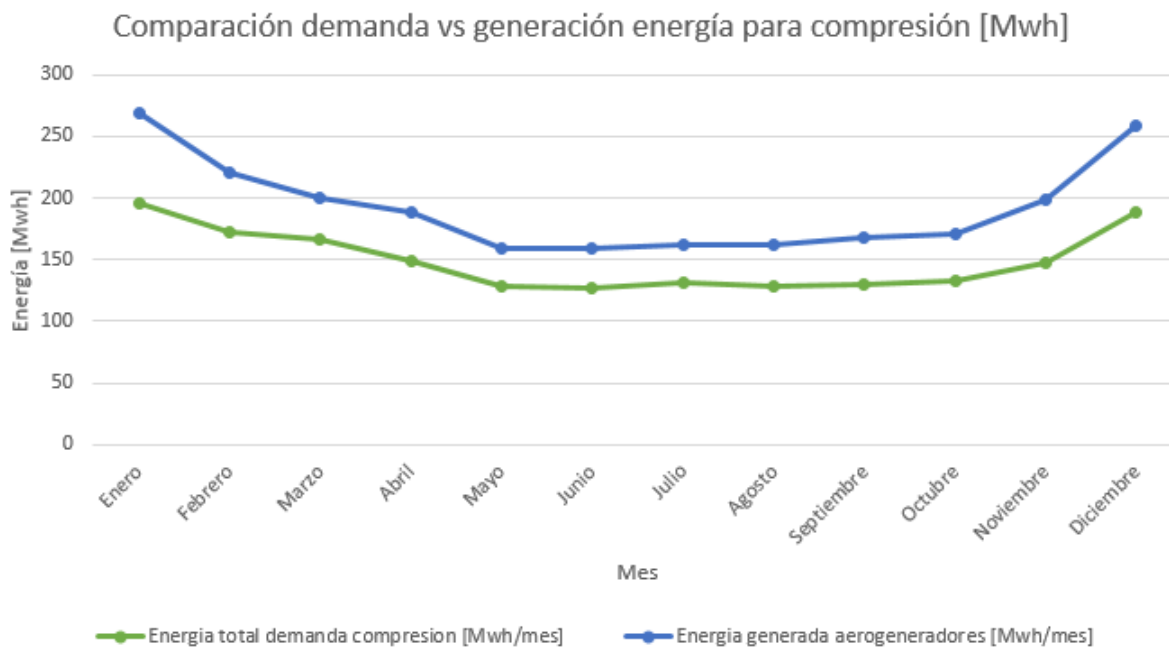


Figura 5.82: Comparación de la energía demandada y generada por los aerogeneradores para el sistema de compresión de hidrógeno gaseoso y oxígeno gaseoso/líquido.

Tabla 5.176: Datos generales de la energía demandada, y generada por los aerogeneradores para el sistema de compresión de hidrógeno gaseoso, así como oxígeno gaseoso y líquido

Variable	Potencia generada [kW]	Energía total demanda [Mwh/mes]	Energía generada [Mwh/mes]
Máxima	480	196	269
Promedio	266	150	193
Mínima	154	127	158

De la Tabla 5.174 se puede ver que la energía demanda para el sistema de compresión es de 1.798 Mwh/año, teniendo una generación de 2.314 Mwh/año, con un potencia máxima de 480 kW. De este modo se es capaz de abastecer el 129 % de energía del sistema de compresión, teniendo un excedo de 516 Mwh/año, el cual puede ser utilizado en otros sistema de la planta, como el bombeo del agua, luminarias, sistemas de control, monitoreo, etc.

Capítulo 6

Evaluación Económica

Un proceso industrial solo tiene perspectivas de comercialización si su aspecto económico es favorable, de este modo el diseño de una planta debe presentar un proceso capaz de operar en condiciones tales que lleve a la obtención de una utilidad [56]. A continuación se presenta la evaluación económica de la planta de producción de hidrógeno y oxígeno.

6.1. Determinación de costos de inversión Capex

Para todo proceso industrial es necesario invertir o gastar capital (capital expenditure Capex) y la determinación de la inversión necesaria constituye una parte importante del proyecto de la planta. Para cualquier proceso, la inversión total consiste en una inversión de **capital fijo** para adquirir e instalar los equipos destinados al proceso, con todos los servicios auxiliares necesarios para el funcionamiento del proceso completo. Así como el **capital de trabajo**, que está formado por el capital necesario para la operación de la planta (para el pago de salarios, mantener un stock de materias primas y manejar otras situaciones que requieran disponer de dinero en efectivo). El capital de trabajo tiene el carácter de una inversión permanente, que sólo se recupera cuando el proyecto deja de operar [56] [57].

Tabla 6.1: Elementos asociados al costo de inversión de capital [56].

Costo de inversión CAPEX	Costo fijos	Equipo adquirido
		Instalación del equipo adquirido
		Instrumentación y controles
		Cañerías y tuberías
		Instalaciones eléctricas
		Obras civiles
		Mejoras del terreno
		Instalaciones de servicios
		Ingeniería y supervisión
		Gastos de construcción
		Eventualidades
	Costo de capital de trabajo	Pago de salarios
		Mantenimiento stock de materias primas
Gastos de gestión		

Para los elementos que componen el capital fijo se toma el costo como un porcentaje del costo de adquisición de los equipos tal como muestra la Tabla 6.2 [56].

Tabla 6.2: Costos del capital fijo como porcentaje del costo de adquisición de los equipos [56].

Instalación del equipo adquirido [%]	42
Instrumentación y controles [%]	21
Cañerías y tuberías [%]	42
Instalaciones eléctricas [%]	21
Obras civiles [%]	21
Mejoras del terreno [%]	8
Instalaciones de servicios [%]	50
Ingeniería y supervisión [%]	38
Gastos de construcción [%]	46
Eventualidades [%]	29

La relación entre el capital de trabajo y el capital fijo varía para diferentes plantas, pero la mayoría de las plantas químicas utilizan un capital de trabajo que representa entre el 12 y el 24% del capital fijo [56]. Para la presente evaluación se utiliza un valor del capital de trabajo de un 15% del costo de capital fijo.

De este modo en base al costo de adquisición de los equipos se estiman los costos de capital fijo y el de capital de trabajo. El costo de adquisición de un equipamiento de proceso se obtiene generalmente a partir de proyecciones, ecuaciones ó cotizaciones de vendedores. Sin embargo, los costos no son estáticos. Debido a la inflación generalmente se incrementan con el tiempo. Cotizaciones de los vendedores son aplicables solo para uno ó dos meses. Una estimación del costo de compra para una fecha posterior se obtiene mediante la Ecuación 6.1, donde se ha utilizado el Índice de Precios del Productor (IPP), dados por el Banco Central [56].

$$C_t = C_0 \cdot \frac{IPP_t}{IPP_0} \quad (6.1)$$

donde:

- $C_t[USD]$: Costo de adquisición del equipo en el periodo actual t.
- $C_0[USD]$: Costo de adquisición del equipo en el periodo de referencia.
- IPP_t : Índice de precios del productor en el periodo actual.
- IPP_0 : Índice de precios del productor en el periodo de referencia.

Del mismo modo se puede estimar el costo de adquisición de un equipo o proceso realizando un ajuste en base a la capacidad (kW, m^2, m^3, m, etc). Datos históricos de inversiones de diferentes tecnologías muestran que el ajuste de la inversión por efecto de la capacidad del proceso sigue una regla exponencial dada por la Ecuación 6.2. En caso de no estar disponible, se usa típicamente $m=0,6$, por lo que esta regla se la conoce como regla de los seis décimos [56].

$$C_t = C_0 \cdot \left(\frac{A_t}{A_0}\right)^m \quad (6.2)$$

donde:

- $C_t[USD]$: Costo de adquisición del equipo de capacidad t.
- $C_0[USD]$: Costo de adquisición del equipo de referencia.
- A_t : Capacidad t del equipo (kW, m^3 , m^2 , m, etc).
- A_0 : Capacidad del equipo de referencia (kW, m^3 , m^2 , m, etc).
- m: Exponente de escalamiento característico de cada tecnología.

6.1.1. Costos de inversión generación eólica

Para determinar el costo de inversión de la planta eólica se toma como referencia el costo específico de capital fijo de 1.266 USD/kW para la construcción de centrales eólicas de generación dada por la Comisión Nacional de Energía (CNE) [58], y los porcentajes del costo de capital fijo presentados en la Tabla 6.3 [59].

Tabla 6.3: Partida de costos como porcentaje del costo de capital fijo para la tecnología eólica [59].

Costo aerogeneradores [%]	75
Costo de obra civil [%]	10
Costo instalación eléctrica [%]	6
Costo de servicios generales [%]	2
Costos de administración [%]	1
Costos de estudios [%]	6

Dado el costo específico y la Tabla 6.3 se obtiene la distribución del costo de inversión para la planta eólica presente en la Tabla 6.4.

Tabla 6.4: Costo de inversión para la planta de generación eólica.

Capacidad instalada [kW]	10.000
Costo específico [USD/kW]	1.266
Costo de capital fijo fijo [USD]	1.2660.000
Costo aerogeneradores [USD]	9.495.000
Costo de obras civiles [USD]	1.266.000
Costo instalación eléctrica [USD]	759.600
Costo de servicios generales [USD]	253.200
Costos de administración [USD]	126.600
Costos de estudios [USD]	759.600
Costo de capital de trabajo [USD]	1.899.000
Costo de inversión CAPEX [USD]	14.559.000

6.1.2. Costos de inversión electrolisis

Para el proceso de electrolisis se consideran como equipos principales el sistema de abastecimiento de agua y los electrolizadores.

El costo de adquisición para una electrolizador con tecnología PEM se define por la cantidad de potencia requerida para la producción de hidrógeno, el costo específico se encuentra entre 600 y 1.300 USD/kW, para la presente evaluación se utiliza un costo de 900 USD/kW [60].

Para el costo de la bomba de agua se toma como referencia una bomba de 15,72 kW con un costo de 12.200 USD al año 2009 [61], por lo que se utiliza la Ecuación 6.2, dada la potencia de operación, y un exponente de capacidad de $m=0,63$. Ajustando el costo del 2009 mediante la Ecuación 6.1, y el IPP del año 2022 dado por el Banco central [62].

Para el costo del intercambiador de calor se utiliza la plataforma de estimación de costos Matches [63] tomando como referencia un intercambiador de calor de doble tubo, pequeño de acero inoxidable 410 de 150 Psi para el agua, e ingresando el área de intercambio obtenida. Ajustando el precio del año 2014 al 2022 mediante la Ecuación 6.1, y el IPP dado por el Banco central [62].

Por ultimo para el estanque de almacenamiento de agua se utiliza la plataforma de estimación de costos Matches [63] tomando como referencia un estanque horizontal de extremos redondos de acero inoxidable 347 para el agua, e ingresando el volumen obtenido. Ajustando el precio del año 2014 al 2022 mediante la Ecuación 6.1, y el IPP dado por el Banco central [62].

En base a lo anterior y la Tabla 6.2 se obtienen los costos de inversión para la electrolisis del agua presentes en las Tablas 6.5 y 6.6.

Tabla 6.5: Costo de adquisición de equipos para el proceso de electrolisis de agua.

Capacidad instalada electrolizadores [kW]	9.000
Costo específico electrolizadores [USD/kw]	900
Costo electrolizadores [USD]	8.100.000
Costo bomba de agua [USD]	1.174
Costo calentador agua [USD]	1.335
Costo estanque agua [USD]	385.981

Tabla 6.6: Costo de inversión para el proceso de electrolisis de agua.

Adquisición de equipos [USD]	8.488.491
Instalación equipos adquiridos [USD]	3.565.166
Instrumentación y controles [USD]	1.782.583
Cañerías y tuberías [USD]	3.565.166
Instalaciones eléctricas [USD]	1.782.583
Obras civiles [USD]	1.782.583
Mejoras del terreno [USD]	679.079
Instalaciones de servicios [USD]	4.244.245
Ingeniería y supervisión [USD]	3.225.626
Gastos de construcción [USD]	3.904.706
Eventualidades [USD]	2.461.662
Costos de capital fijo [USD]	35.481.891
Costos de capital de trabajo [USD]	5.322.284
Costo de inversión CAPEX [USD]	40.804.175

6.1.3. Costos de inversión almacenamiento

El sistema de almacenamiento comprende el sistema de compresión de hidrógeno gaseoso, el sistema de compresión de oxígeno gaseoso y el sistema de licuefacción de oxígeno líquido.

Para el costo de los compresores se utiliza la plataforma de estimación de costos Matches [63] tomando como referencia un compresor alternativo de 1000 Psi, e ingresando la potencia obtenida. Ajustando el precio del año 2014 al 2022 mediante la Ecuación 6.1, y el IPP dado por el Banco central [62].

Para el costo de los intercambiadores de calor se utiliza la plataforma de estimación de costos Matches [63] tomando como referencia un intercambiador de calor de doble tubo, pequeño de aluminio de 900 Psi para el hidrógeno, acero inoxidable 410 de 900 Psi para el oxígeno gaseoso, así como acero inoxidable 410 de 900 Psi para el oxígeno líquido, e ingresando el área de intercambio obtenida. Ajustando el precio del año 2014 al 2022 mediante la Ecuación 6.1, y el IPP dado por el Banco central [62].

Para los estanques de almacenamiento se utiliza la plataforma de estimación de costos Matches [63] tomando como referencia un estanque horizontal de extremos redondos de plástico reforzado con fibras de vidrio para el hidrógeno y el oxígeno gaseoso, así como acero al carbono revestido de vidrio para el oxígeno líquido, e ingresando el volumen obtenido. Ajustando el precio del año 2014 al 2022 mediante la Ecuación 6.1, y el IPP dado por el Banco central [62].

Para el costo del expansor del ciclo de licuefacción se toma como referencia una turbina de 79,53 kW con un costo de 86.930 USD al año 2020 [15], por lo que se utiliza la Ecuación 6.2, dada la potencia de operación, y un exponente de capacidad de $m = 0,6$. Ajustando el costo del 2020 al 2022 mediante la Ecuación 6.1, y el IPP del año 2022 dado por el Banco central [62].

Por último para el separador del ciclo de licuefacción se utiliza la plataforma de estimación de costos Matches [63] tomando como referencia un separador gas/líquido tipo paleta de clasificación

250 Psi, de acero al carbono, e ingresando un diámetro similar al del estanque de oxígeno líquido. Ajustando el precio del año 2014 al 2022 mediante la Ecuación 6.1, y el IPP dado por el Banco central [62].

En base a lo anterior y la Tabla 6.2 se obtienen los costos de inversión para el sistema de almacenamiento de los compuestos presentes en las Tablas 6.7, 6.8, 6.9 y 6.10.

Tabla 6.7: Costos de adquisición de equipos del **sistema de compresión hidrógeno gaseoso**.

Equipo	Costo de adquisición [USD]
Compresor 1	63.723
Compresor 2	64.816
Compresor 3	67.001
Compresor 4	70.278
Compresor 5	75.618
Enfriador 1	2.792
Enfriador 2	2.549
Enfriador 3	2.306
Enfriador 4	2.185
Enfriador 5	2.063
Estanques	1.562.133

Tabla 6.8: Costos de adquisición de equipos del **sistema de compresión oxígeno gaseoso**.

Equipo	Costo de adquisición [USD]
Compresor 1	77.803
Compresor 2	77.803
Compresor 3	77.803
Compresor 4	78.896
Compresor 5	82.051
Enfriador 1	3.641
Enfriador 2	3.399
Enfriador 3	3.156
Enfriador 4	3.034
Enfriador 5	2.913
Estanque	312.912

Tabla 6.9: Costos de adquisición de equipos del **sistema de licuefacción oxígeno líquido**.

Equipo	Costo de adquisición [USD]
Intercambiador 1	5.705
Intercambiador 2	7.647
Intercambiador 3	6.433
Expansor	65.337
Separador	25.975
Estanques	148.081

Tabla 6.10: Costo de inversión para el proceso de almacenamiento de hidrógeno gaseoso, oxígeno gaseoso y oxígeno líquido.

Costo	Compresión hidrógeno	Compresión oxígeno gaseoso	Compresión oxígeno líquido	Costo total
Adquisición de equipos [USD]	1.915.463	723.412	259.177	2.898.053
Instalación del equipo adquirido [USD]	804.495	303.833	108.854	1.217.182
Instrumentación y controles [USD]	402.247	151.916	54.427	608.591
Cañerías y tuberías [USD]	804.495	303.833	108.854	1.217.182
Instalaciones eléctricas [USD]	402.247	151.916	54.427	608.591
Obras civiles [USD]	402.247	151.916	54.427	608.591
Mejoras del terreno [USD]	153.237	57.873	20.734	231.844
Instalaciones de servicios [USD]	957.732	361.706	129.589	1.449.026
Ingeniería y supervisión [USD]	727.876	274.896	98.487	1.101.260
Gastos de construcción [USD]	881.113	332.769	119.222	1.333.104
Eventualidades [USD]	555.484	209.789	75.161	840.435
Costos de capital fijo [USD]	8.006.637	3.023.861	1.083.361	12.113.859
Costos de capital de trabajo [USD]	1.200.996	453.579	162.504	1.817.079
Costo de inversión CAPEX [USD]	9.207.632	3.477.441	1.245.865	13.930.938

6.1.4. Costos de inversión transporte

El sistema de transporte comprende el transporte de agua, hidrógeno gaseoso, oxígeno gaseoso y oxígeno líquido.

Para los camiones con celda de combustible y los trailers abiertos se estima su costo en base a un estudio sobre la evaluación técnico-económica de semirremolque tractor con celda de combustible de hidrógeno de similares características [64]. El contenedor de los cilindros de oxígeno gaseoso se estima con un precio del 50% del precio de compra del remolque. En todos los equipos se ajusta el precio del año 2019 al 2022 mediante la Ecuación 6.1, y el IPP dado por el Banco central [62].

Para los estanques de almacenamiento de los camiones se utiliza la plataforma de estimación

de costos Matches [63] tomando como referencia un estanque horizontal de extremos redondos de acero inoxidable 347 para el agua, plástico reforzado con fibras de vidrio para el hidrógeno, así como acero al carbono revestido de vidrio para el oxígeno líquido, e ingresando el volumen obtenido. Ajustando el precio del año 2014 al 2022 mediante la Ecuación 6.1, y el IPP dado por el Banco central [62].

Dada la Tabla 5.54 se puede ver que la cantidad de cilindros de oxígeno gaseoso consumida por el Hospital es menos de 1.000, y el camión es capaz de transportar 2.028, como se ve en la Tabla 5.48. Dado el exceso de oxígeno gaseoso se opta por la adquisición 4.056 cilindros de tal manera de fijar una condición tal que el Hospital consume la totalidad de los cilindros de oxígeno gaseoso del camión, el cual es capaz de suministrarlos y retirarlos en un mismo viaje. El precio de compra de los cilindros de oxígeno gaseoso mediliev se fija en 109 USD/cilindro (85.719 \$/cilindros) para el año 2020, proporcionados por la empresa Linde Gas al Hospital Regional de Concepción. Ajustando el precio del año 2020 al 2022 mediante la Ecuación 6.1, y el IPP dado por el Banco central en Chile [65], se obtiene un costo por cilindro de 139 USD/cilindro.

Para el costo de los intercambiadores de calor de las estaciones de carga se utiliza la plataforma de estimación de costos Matches [63] tomando como referencia un intercambiador de calor de doble tubo, pequeño de aluminio de 900 Psi para el hidrógeno, e ingresando el área de intercambio obtenida. Ajustando el precio del año 2014 al 2022 mediante la Ecuación 6.1, y el IPP dado por el Banco central [62].

En base a lo anterior y la Tabla 6.2 se obtienen los costos de inversión para el sistema transporte de los compuestos presentes en las Tablas 6.11, 6.12 y 6.13.

Tabla 6.11: Costos de adquisición de equipos del sistema de transporte de agua líquida, hidrógeno gaseoso, oxígeno gaseoso y oxígeno líquido.

Equipo	Transporte agua	Transporte hidrógeno	Transporte oxígeno gaseoso	Transporte oxígeno líquido
Camiones [USD]	5.975.919	5.549.068	426.851	853.703
Trailers [USD]	2.624.232	2.436.786	187.445	374.890
Estanques/Contenedor [USD]	846.246	956.214	93.723	56.805
Cilindros vacíos [USD]	-	-	-	563.357
Intercambiador estación carga [USD]	2.428	2.428	-	2.428

Tabla 6.12: Costos de inversión para el proceso de transporte de agua líquida, hidrógeno gaseoso, oxígeno gaseoso y oxígeno líquido.

Costo	Transporte agua	Transporte hidrógeno	Transporte oxígeno gaseoso	Transporte oxígeno líquido
Adquisición de equipos [USD]	9.448.825	8.944.496	708.019	1.851.182
Instalación del equipo adquirido [USD]	3.968.506	3.756.689	297.368	777.496
Instrumentación y controles [USD]	1.984.253	1.878.344	148.684	388.748
Cañerías y tuberías [USD]	3968506	3756689	297368	777496
Instalaciones eléctricas [USD]	1.984.253	1.878.344	148.684	388.748
Obras civiles [USD]	1.984.253	1.878.344	148.684	388.748
Mejoras del terreno [USD]	755.906	715.560	56.642	148.095
Instalaciones de servicios [USD]	4.724.412	4.472.248	354.010	925.591
Ingeniería y supervisión [USD]	3.590.553	3.398.909	269.047	703.449
Gastos de construcción [USD]	4.346.459	4.114.468	325.689	851.544
Eventualidades [USD]	2.740.159	2.593.904	205.326	536.843
Costos de capital fijo [USD]	39.496.087	37.387.995	2.959.520	7.737.941
Costos de capital de trabajo [USD]	5.924.413	5.608.199	443.928	1.160.691
Costo de inversión CAPEX [USD]	45.420.500	42.996.194	3.403.448	8.898.632

Tabla 6.13: Costo de inversión total para el proceso de transporte de agua líquida, hidrógeno gaseoso, oxígeno gaseoso y oxígeno líquido.

Costo	Costo total
Adquisición de equipos [USD]	20.952.522
Instalación del equipo adquirido [USD]	8.800.059
Instrumentación y controles [USD]	4.400.030
Cañerías y tuberías [USD]	8.800.059
Instalaciones eléctricas [USD]	4.400.030
Obras civiles [USD]	4.400.030
Mejoras del terreno [USD]	1.676.202
Instalaciones de servicios [USD]	10.476.261
Ingeniería y supervisión [USD]	7.961.958
Gastos de construcción [USD]	9.638.160
Eventualidades [USD]	6.076.231
Costos de capital fijo [USD]	87.581.542
Costos de capital de trabajo [USD]	13.137.231
Costo de inversión CAPEX [USD]	100.718.774

6.1.5. Costos de inversión uso en celdas de combustible

El uso de hidrógeno en las celdas de combustible para electricidad comprende las dos estaciones de hidrógeno para los edificios MB-TPC y CAA, los cuales se abastecen de hidrógeno para la generación eléctrica y almacenamiento del agua producto del proceso.

Al igual que los electrolizadores el costo de adquisición para una celda de combustible con tecnología PEM se define por la cantidad de potencia de la celda, para la presente evaluación se utiliza un costo específico de 1.463 USD/kW, obtenido en base a un estudio sobre el diseño y análisis de costos de estaciones de reabastecimiento de hidrógeno basados en diferentes fuentes de hidrógeno y configuraciones de planta [66].

Para el costo de los inversores se toma como referencia un inversor de 1.100 kW AC con un costo de 15.400 USD al año 2020 [15], por lo que se utiliza la Ecuación 6.2, dada la potencia de operación AC presente en la Tabla 5.4 a 45°C, así como un factor de potencia de 0,99, y un exponente de capacidad de $m = 0,8$. Ajustando el costo del 2020 al 2022 mediante la Ecuación 6.1, y el IPP del año 2022 dado por el Banco central [62].

Para el costo de los intercambiadores de calor se utiliza la plataforma de estimación de costos Matches [63] tomando como referencia un intercambiador de calor de doble tubo, pequeño de aluminio de 150 Psi para el hidrógeno, acero inoxidable 410 de 150 Psi para el agua, e ingresando el área de intercambio obtenida. Ajustando el precio del año 2014 al 2022 mediante la Ecuación 6.1, y el IPP dado por el Banco central [62].

Para los estanques de almacenamiento se utiliza la plataforma de estimación de costos Matches [63] tomando como referencia un estanque horizontal de extremos redondos de acero inoxidable 347 para el agua, plástico reforzado con fibras de vidrio para el hidrógeno, e ingresando el volumen obtenido. Ajustando el precio del año 2014 al 2022 mediante la Ecuación 6.1, y el IPP dado por el Banco central [62].

En base a lo anterior y la Tabla 6.2 se obtienen los costos de inversión para las estaciones de abastecimiento de electricidad y almacenamiento de agua del Hospital Regional de Concepción, presentes en las Tablas 6.14, 6.15.

Tabla 6.14: Costos de adquisición de equipos de las estaciones de abastecimiento de electricidad y almacenamiento de agua del Hospital Regional de Concepción.

Equipo	Estación MB-TPC	Estación CAA
Capacidad instalada celdas [kW]	1.988	1.420
Costo específico adquisición celdas [USD/kW]	1.463	1.463
Celdas de combustible [USD]	2.908.444	2.077.460
Inversores [USD]	83.823	55.882
Intercambiador calor hidrógeno [USD]	1.578	1.335
Enfriador agua [USD]	1.457	1.214
Estanques hidrógeno [USD]	327.720	260.234
Estanque de agua [USD]	331.847	263.390

Tabla 6.15: Costo de inversión para el uso de hidrógeno en celdas de combustible del Hospital Regional de Concepción.

Costo	Estación MB-TPC	Estación CAA	Costo total
Adquisición de equipos [USD]	3.658.320	2.662.398	6.320.718
Instalación del equipo adquirido [USD]	1.536.494	1.118.207	2.654.701
Instrumentación y controles [USD]	768.247	559.104	1.327.351
Cañerías y tuberías [USD]	1.536.494	1.118.207	2.654.701
Instalaciones eléctricas [USD]	768.247	559.104	1.327.351
Obras civiles [USD]	768.247	559.104	1.327.351
Mejoras del terreno [USD]	292.666	212.992	505.657
Instalaciones de servicios [USD]	1.829.160	1.331.199	3.160.359
Ingeniería y supervisión [USD]	1.390.161	1.011.711	2.401.873
Gastos de construcción [USD]	1.682.827	1.224.703	2.907.530
Eventualidades [USD]	1.060.913	772.095	1.833.008
Costos de capital fijo [USD]	15.291.776	11.128.823	26.420.600
Costos de capital de trabajo [USD]	2.293.766	1.669.324	3.963.090
Costo de inversión CAPEX [USD]	17.585.543	12.798.147	30.383.689

6.1.6. Costos de inversión uso en red de gas

El uso de hidrógeno en la red de gas del Hospital Regional de Concepción comprende la estación de inyección a la red de gas de la Central Térmica.

Para el costo de los intercambiadores de calor se utiliza la plataforma de estimación de costos Matches [63] tomando como referencia un intercambiador de calor de doble tubo, pequeño de aluminio de 150 Psi para el hidrógeno, e ingresando el área de intercambio obtenida. Ajustando el precio del año 2014 al 2022 mediante la Ecuación 6.1, y el IPP dado por el Banco central [62].

Para los estanques de almacenamiento se utiliza la plataforma de estimación de costos Matches [63] tomando como referencia un estanque horizontal de extremos redondos de plástico reforzado con fibras de vidrio para el hidrógeno, e ingresando el volumen obtenido. Ajustando el precio del año 2014 al 2022 mediante la Ecuación 6.1, y el IPP dado por el Banco central [62].

En base a lo anterior y la Tabla 6.2 se obtienen los costos de inversión para las estaciones de abastecimiento de electricidad y almacenamiento de agua del Hospital en las Tablas 6.16 y 6.17.

Tabla 6.16: Costos de adquisición de los principales equipos para la estación de inyección de hidrógeno en la red de gas del Hospital Regional de Concepción.

Equipo	Costo adquisición [USD]
Intercambiador de calor	728
Estanque de hidrógeno	29.009

Tabla 6.17: Costos de inversión para la estación de inyección de hidrógeno en la red de gas del Hospital Regional de Concepción.

Adquisición de equipos [USD]	29.738
Instalación del equipo adquirido [USD]	12.490
Instrumentación y controles [USD]	6.245
Cañerías y tuberías [USD]	12.490
Instalaciones eléctricas [USD]	6.245
Obras civiles [USD]	6.245
Mejoras del terreno [USD]	2.379
Instalaciones de servicios [USD]	14.869
Ingeniería y supervisión [USD]	11.300
Gastos de construcción [USD]	13.679
Eventualidades [USD]	8.624
Costos de capital fijo [USD]	124.303
Costos de capital de trabajo [USD]	18.645
Costo de inversión CAPEX [USD]	142.948

La Tabla 6.18 y Figura 6.1 resumen los resultados para el costo de inversión del proyecto de abastecimiento de energía del Hospital Regional de Concepción mediante hidrógeno verde.

Tabla 6.18: Resultados finales para el costo de inversión del proyecto de abastecimiento de hidrógeno y oxígeno Hospital Regional de Concepción.

Sistema	Costo de capital fijo [USD]	Costos de capital de trabajo [USD]	Costos de inversión CAPEX [USD]
Energía eólica	12.660.000	1.899.000	14.559.000
Electrolisis	35.481.891	5.322.284	40.804.175
Almacenamiento	12.113.859	1.817.079	13.930.938
Transporte	87.581.542	13.137.231	100.718.774
Electricidad celdas de combustible	26.420.600	3.963.090	30.383.689
Inyección red de gas	124.303	18.645	142.948
Costo total [USD]	174.382.195	26.157.329	200.539.525

DISTRIBUCIÓN COSTOS DE INVERSIÓN CAPEX [%]

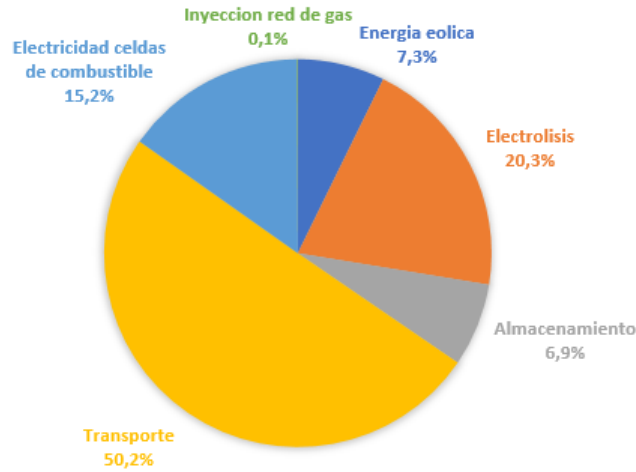


Figura 6.1: Distribución del costo de inversión del proyecto de abastecimiento de hidrógeno y oxígeno del Hospital Regional de Concepción

6.2. Determinación de costos fijos en la operación Opex

Durante el transcurso de vida del proyecto existen gastos de capital asociados a la mantención, operación o mejora de los equipos del proyecto (Operating Expenses Opex).

Tabla 6.19: Elementos asociados al costo fijo de operación.

Costos de operación (OPEX)	Mantenciones
	Personal de operación
	Seguros
	Gastos generales
	Insumos de operación
	Arriendo terreno
	Energía

Para efectos de la presente evaluación el costo fijo de operación del proyecto se obtiene mediante la Ecuación 6.3.

$$C_f = C_m + C_a + C_t + C_e \quad (6.3)$$

- C_f [USD/año]: Costo fijo en la operación.
- C_m [USD/año]: Costo de operación y mantenimiento (Mantenciones, Seguros y gastos generales).
- C_a [USD/año]: Costo asociado al consumo de agua externo.
- C_t [USD/año]: Costo asociado al arriendo de terreno.
- C_e [USD/año]: Costo asociado al consumo de energía.

- El costo de operación y mantenimiento (C_m) usualmente se estima como un porcentaje del costo de capital fijo fluctuando entre el 1 al 3% [2] [15] [58] [61] . La Tabla 6.20 muestra el costo de operación y mantenimiento como porcentaje del costo de capital fijo asociado al proyecto.

Tabla 6.20: Costo de operación y mantenimiento (C_m) como porcentaje del costo de capital fijo asociado al proyecto de abastecimiento de hidrógeno y oxígeno del Hospital Regional de Concepción.

Sistema	Porcentaje del capital fijo [%]	Costo de operación y mantenimiento [USD/año]
Energía eólica	1,5	189.900
Electrolisis	2,5	887.047
Almacenamiento	2	242.277
Transporte	2	1751.631
Electricidad celdas de combustible	2	528.412
Inyección red de gas	2	2.486
Costo total	12	3.601.753

- Si bien existe una recuperación del 92% del agua para el proceso de electrolisis por las celdas de combustible, se tiene un consumo de agua externo tal como se ve en la Tabla 5.87. En base a la Tabla 5.87 y la densidad del agua en el estanque de almacenamiento de la planta de electrolisis presente en la Tabla 5.89, se obtiene la Tabla 6.21 que señala el consumo de agua de un agente externo.

Tabla 6.21: Consumo de agua de un agente externo planta de electrolisis.

Mes	Consumo agua externo [kg/mes]	Consumo agua externo [Nm^3 /mes]
Enero	167.275	168
Febrero	116.756	117
Marzo	95.757	96
Abril	23.273	23
Mayo	0	0
Junio	0	0
Julio	0	0
Agosto	0	0
Septiembre	0	0
Octubre	0	0
Noviembre	0	0
Diciembre	39.066	39
Consumo total anual	442.128	443

La empresa que surte de agua a la región del Bio Bio corresponde a Essbio S.A, la planta de

producción se ubica cerca de la localidad de Florida con lo cual pertenece al Grupo tarifario 2 Cuenca del Bio Bio. Los costos fijos y variables de la empresa hacia el Grupo 2 se presentan en las Tablas 6.22 y 6.23 [67].

Tabla 6.22: Cargo fijo por cliente Essbio Grupo 2 Cuenca del Bio Bio [67].

Tipo de costo	Costo [\$/mes]	Costo [USD/mes]
Costo fijo C_{fa}	714	0,90

Tabla 6.23: Cargos variables por cliente Essbio Grupo 2 Cuenca del Bio Bio [67].

Tipo de costo	Costo [\$/Nm ³]	Costo [USD/Nm ³]
Costo variable periodo no punta (Abril-Noviembre) C_{vi}	655,07	0,83
Costo variable periodo punta (Diciembre a Marzo) C_{vi}	657,85	0,83

El costo de consumo de agua exterior (C_a) se obtiene mediante la Ecuación 6.4.

$$C_a = \sum_{i=1}^{12} (C_{vi} \cdot Q_{ai} + C_{fa}) \quad (6.4)$$

donde:

- C_a [USD/año]: Costo anual del consumo de agua exterior planta electrolisis.
- C_{vi} [USD/Nm³]: Costo variable del agua del mes i .
- Q_{ai} [Nm³/mes]: Consumo de agua exterior del mes i de la planta de electrolisis.
- C_{fa} [USD/mes]: Costo fijo del consumo de agua exterior por mes.

Evaluando la Ecuación 6.4 en las Tablas 6.21, 6.22 y 6.23, se obtienen las Tablas 6.24 y 6.25.

Tabla 6.24: Costo mensual del agua de un agente externo de la planta de electrolisis.

Mes	Costo agua C_a [\$/mes]	Costo variable C_a [USD/mes]
Enero	111.087	140
Febrero	77.753	98
Marzo	63.897	81
Abril	16.070	20
Mayo	714	1
Junio	714	1
Julio	714	1
Agosto	714	1
Septiembre	714	1
Octubre	714	1
Noviembre	714	1
Diciembre	26.491	2

Tabla 6.25: Costo anual del agua de un agente externo de la planta de electrolisis.

Costo agua anual C_a [\$/año]	Costo agua anual C_a [USD/año]
300.297	347

- Usualmente los grandes proyectos de generación de energía arriendan el terreno en lugar de su compra, el costo de arriendo del terreno usualmente depende del área de terreno utilizada. Tomando como referencia la venta de un terreno en las cercanías de la planta, el costo específico de terreno para efectos de la evaluación del proyecto se presenta en la Tabla 6.26 [68].

Tabla 6.26: Costo específico del arriendo de terreno de la planta de electrolisis [68].

Costo específico terreno C_{et} [\$/ m^2 año]	Costo específico terreno C_{et} [USD/ m^2 año]
24	0,031

En base a las fichas técnicas de los equipos principales, así como los resultados obtenidos en la ingeniería básica se realiza una estimación del área utilizada por los diferentes sistemas de la planta de producción, fijando un área para servicios generales del 80% del área total utilizada por los equipos.

Para los aerogeneradores Windtec DD 3000-140 se realiza una disposición en línea perpendicular a los vientos dominantes L_p , con una separación de 4 diámetros del rotor, $L_p = 4 \cdot D$, por lo que con diámetro de $D = 140$ m, el largo del área de terreno utilizada es de $L = 3 \cdot L_p = 2.240$ m, el ancho del área utilizada se aproxima al diámetro del rotor de $W = D = 140$ m, de este modo el área de terreno utilizada por el campo eólico para electrolisis es de $A_t = L \cdot W = 235.200 \text{ m}^2$. Para los aerogeneradores EWT DW54-500 se realiza la misma disposición, para un diámetro del rotor de $D = 54$ m, la separación perpendicular a los vientos dominantes es de $L_p = 4 \cdot D$, el largo del área de terreno utilizada es de $L = 2 \cdot L_p = 432$ m, el ancho del área utilizada es de $W = D = 54$ m, de este modo el área de terreno utilizada por el campo eólico para el almacenamiento es de $A_t = L \cdot W = 23.328 \text{ m}^2$.

Para el área utilizada por los electrolizadores ArevaH2Gen Elyte 200 se estima en base al electrolizador HyLYZER-200 de la compañía Hydrogenys de similares características con una producción de $200 \text{ Nm}^3/\text{h}$ [69], el cual ocupa un área de terreno de $A_t = 18 \text{ m} \times 11 \text{ m} = 198 \text{ m}^2$.

En el caso de los intercambiadores de calor el área de intercambio térmico (A_i) obtenida es el área del manto del cilindro interior, si su radio interno es r y su largo es L , el área de intercambio es $A_i = 2 \cdot \pi \cdot r \cdot L$, el área horizontal de terreno del cilindro interno sera $A_t = 2 \cdot r \cdot L = A_i/\pi$. Para efectos de la presente evaluación el área horizontal de terreno que utilizan los intercambiadores de calor es de $A_t = 4 \cdot r \cdot L = 2 \cdot A_i/\pi$. De este modo se estima el área que utilizan los intercambiadores en base a la máxima área de intercambio térmico obtenida en cada sistema.

Para los sistemas de compresión se utilizan las dimensiones de un compresor alternativo de diafragma PDC-13 de 4,5 x 2,4 m con una compresión de 30 a 500 bar de hidrógeno a un flujo de 1.000 kg/día [70]. El área de terreno de referencia se fija en $A_r = 4,5 \text{ m} \times 2,4 \text{ m} = 10,8 \text{ m}^2$ a un flujo de $\dot{m}_r = 1.000 \text{ kg/día}$. El flujo de hidrógeno nominal es de $\dot{m}_{eH_2n} = 3.456 \text{ kg/día}$, Tabla 5.109, y el flujo nominal de oxígeno gaseoso en estado estacionario es de $\dot{m}_{eO_2n} = 73.186 \text{ kg/día}$, Tabla 5.141. De este modo realizando una proporcionalidad directa, el área de terreno de un compresor de hidrógeno se puede estimar como $A_{tH_2} = \dot{m}_{eH_2n} \cdot A_r / \dot{m}_r = 37 \text{ m}^2$, y la de un compresor de oxígeno gaseoso como $A_{tO_2} = \dot{m}_{eO_2n} \cdot A_r / \dot{m}_r = 790 \text{ m}^2$.

Para los estanques de almacenamiento se espera la instalación de estanques verticales de tal manera de minimizar el área de terreno que utilizan, en base a esto el área de terreno que utilizan los estanques se estima en base al radio interno (r) y el espesor total de pared (t), siendo $A_t = \pi \cdot (r + t)^2$.

En el caso de los camiones Hyundai modelo Xcient Fuel Cell junto con el trailer abierto del fabricante DSV, el largo total se estima en $L = 20 \text{ m}$ y el ancho en $W = 2,55 \text{ m}$, de este modo el área de terreno utilizada por un camión sera de $A_t = L \cdot W = 51 \text{ m}^2$. En la planta se espera tener 3 estaciones de carga, cuya área de terreno se aproxima al área utilizada por un camión.

Por ultimo para la bomba de agua se estima que el área de terreno utilizada es 1,5 veces el área del calentador de agua. El área de terreno utilizada por el expansor del ciclo de licuefacción se aproxima al área de terreno de un compresor de oxígeno gaseoso. Y el área de terreno utilizada por el separador del ciclo de licuefacción se aproxima al área de terreno de un estanque de oxígeno liquido.

En base a los supuestos antes mencionados y el número de equipos por sistema se obtiene la estimación del área de terreno que utiliza cada parte de la planta de hidrógeno verde y oxígeno, presente en la Tabla 6.27.

Tabla 6.27: Estimación del área utilizada por los sistemas de la planta de electrolisis.

Área aerogeneradores [m ²]	258.528
Área electrolisis [m ²]	1.783
Área compresión hidrógeno [m ²]	196
Área compresión oxígeno [m ²]	3.971
Área licuefacción oxígeno [m ²]	815
Área camiones y estaciones de carga [m ²]	1.683
Área de estanque agua líquida [m ²]	41
Área de estanques hidrógeno gaseoso [m ²]	205
Área de estanque oxígeno gaseoso [m ²]	65
Área de estanques oxígeno líquido [m ²]	19
Área de servicios generales [m ²]	213.844
Área total [m ²]	481.150

En base a la Tabla 6.26 y la Tabla 6.27, se obtiene la Tabla 6.28 con el costo de arriendo del

terreno para la planta de electrolisis, calculado mediante la Ecuación 6.5.

$$C_t = C_{et} \cdot A_t \quad (6.5)$$

- C_t [USD/año]: Costo de arriendo de terreno.
- C_{et} [USD/ m^2 año]: Costo específico de arriendo de terreno.
- A_t [m^2]: Área de terreno utilizada.

Tabla 6.28: Costos de arriendo de terreno (C_t) asociado al proyecto de abastecimiento de hidrógeno y oxígeno del Hospital Regional de Concepción.

Sistema	Costo arriendo terreno [USD/año]
Aerogeneradores	7.975
Electrolisis	55
Compresión hidrógeno	6
Compresión oxígeno	123
Licuefacción oxígeno	25
Camiones y estaciones de carga	52
Estanque de agua líquida	1
Estanques hidrógeno gaseoso	6
Estanque oxígeno gaseoso	2
Estanques oxígeno líquido	1
Servicios generales	6.597
Costo total [USD/año]	14.842

- El costo de energía del proyecto se obtiene mediante la Ecuación 6.6.

$$C_e = P_e \cdot Q_e \quad (6.6)$$

donde:

- C_e [USD/año]: Costo de consumo de energía.
- P_e [USD/kwh]: Precio de venta de la energía en la zona de interés.
- Q_e [kwh/año]: Cantidad de energía consumida.

Dado que la energía se obtiene mediante fuentes renovables se tiene que el $P_e = 0$ USD, por lo que el costo de consumo de energía es de $C_e = 0$ USD/año.

La Tabla 6.29 y Figura 6.2 resumen los costos fijos de operación del proyecto de abastecimiento de hidrógeno y oxígeno del Hospital Regional de Concepción.

Tabla 6.29: Resultados finales para el costo fijo de operación del proyecto de abastecimiento de hidrógeno y oxígeno del Hospital Regional de Concepción.

Tipo de costo	Costo [USD/año]
Costo de operación y mantenimiento C_m	3.601.753
Costo de consumo de agua C_a	347
Costo de arriendo de terreno C_t	14.842
Costo de consumo de energía C_e	0
Costo de fijo operación total OPEX C_f	3.619.943



Figura 6.2: Distribución del costo fijo en la operación del proyecto de abastecimiento de hidrógeno y oxígeno del Hospital Regional de Concepción.

6.3. Determinación de costos variables en la operación Opex

Para efectos de la presente evaluación el costo variable en la operación del proyecto se asume con valor nulo.

6.4. Determinación de los costos de reemplazo de equipos Replex

En todo proyecto los equipos poseen una duración para su funcionamiento, la vida útil, y muchos deben ser reemplazados a lo largo del proyecto. Los costos de capital para el reemplazo de los equipos (Replacement Expenses Replex) deben ser abordados en la evaluación económica [66].

En el presente proyecto los equipos críticos constituyen las tecnologías de electrolizadores, celdas de combustible y los camiones que funcionan con celdas de combustible. La vida útil de estos activos se lista en la Tabla 6.30 [2] [71] [72].

Tabla 6.30: Vida útil de los activos críticos.

Activo	Vida útil [h]	Vida útil [años]
Electrolizadores	60.000	6,8
Celdas de combustible	40.000	4,6
Camiones	131.400	15

De este modo se propone el reemplazo de los electrolizadores cada 6 años, de las celdas de combustible cada 4 años y de los camiones a celda de combustible cada 15 años.

El costo de reemplazo de los equipos se expresa usualmente como un porcentaje del costo de capital fijo o del costo de adquisición como se ve en la Tabla 6.31 [66] [73].

Tabla 6.31: Costos de reemplazo de los activos críticos del proyecto.

Activo	Costo de reemplazo [%]	Costo reemplazo [USD]
Electrolizadores	50 % costo de capital fijo activo	16.926.000
Celdas de combustible	40 % costo de capital fijo activo	8.336.431
Camiones	100 % costo de adquisición activo	12.805.542

6.5. Determinación de ingresos por venta de hidrógeno y oxígeno

Los ingresos por venta de hidrógeno y oxígeno se obtienen mediante la Ecuación 6.7.

$$I = P_{H_2} \cdot Q_{H_2} + \sum_{i=1}^{12} (P_{O_{2g}} \cdot Q_{O_{2gi}} + P_{cO_{2g}} \cdot \frac{Q_{O_{2gi}}}{V_t} \cdot n_i) + P_{O_{2L}} \cdot Q_{O_{2L}} \quad (6.7)$$

donde:

- I [USD/año]: Ingresos por venta de hidrógeno y oxígeno.
- P_{H_2} [USD/kg]: Precio de venta del hidrógeno.
- Q_{H_2} [kg/año]: Cantidad de hidrógeno vendida anual.
- $P_{O_{2g}}$ [USD/ Nm^3]: Precio de venta del oxígeno gaseoso.
- $P_{cO_{2g}}$ [USD/cilindro – día]: Precio de arriendo cilindros de oxígeno gaseoso.
- $Q_{O_{2gi}}$ [Nm^3 /mes]: Cantidad de oxígeno gaseoso vendido en el mes i .
- V_c [Nm^3]: Volumen de los cilindros de oxígeno gaseoso medicinal.
- n_i : Número de días del mes i .
- $P_{O_{2L}}$ [USD/ Nm^3]: Precio de venta oxígeno liquido.
- $Q_{O_{2L}}$ [Nm^3 /año]: Cantidad de oxígeno liquido vendido anual.

En base a datos de boletas de consumo entregados por el Centro de Responsabilidad de Operaciones del Hospital Regional de Concepción, se poseen los siguientes valores referenciales de precio de energía eléctrica, gas natural, oxígeno gaseoso y oxígeno líquido al año 2022 presentes en la Tabla 6.32 y 6.33.

Tabla 6.32: Costos en peso chileno al año 2022 de los insumos consumidos por el Hospital Regional de Concepción en base a datos proporcionados por el Centro de Responsabilidad de Operaciones.

Insumo	Costo	Empresa
Energía eléctrica [\$/kwh]	11,91	CGE Distribución
Gas natural [\$/Nm ³]	888	Gas sur S.A
Oxígeno gaseoso [\$/Nm ³]	1.947	Linde Gas Chile S.A
Oxígeno gaseoso [\$/cilindro-día]	153	Linde Gas Chile S.A
Oxígeno líquido [\$/Nm ³]	224	Indura S.A

Tabla 6.33: Costos en dolares EE.UU al año 2022 de los insumos consumidos por el Hospital Regional de Concepción en base a datos proporcionados por el Centro de Responsabilidad de Operaciones

Insumo	Costo	Empresa
Energía eléctrica C_e [USD/kwh]	0,02	CGE Distribución
Gas natural C_g [USD/Nm ³]	1,14	Gas sur S.A
Oxígeno gaseoso $C_{O_{2g}}$ [USD/Nm ³]	2,50	Linde Gas Chile S.A
Oxígeno gaseoso $C_{cO_{2g}}$ [USD/cilindrodía]	0,20	Linde Gas Chile S.A
Oxígeno líquido $C_{O_{2L}}$ [USD/Nm ³]	0,29	Indura S.A

El costo de generación eléctrica mediante hidrógeno verde se obtiene mediante la Ecuación 6.8, y el costo de generación térmica del hidrógeno verde se obtiene mediante la Ecuación 6.9.

$$C_{eH_2} = P_{H_2} \cdot C_c \quad (6.8)$$

$$C_{tH_2} = P_{H_2} \cdot \rho_{H_2} \quad (6.9)$$

donde:

- C_{eH_2} [USD/kwh]: Costo de generación eléctrica mediante hidrógeno verde.
- P_{H_2} [USD/kg]: Precio de venta del hidrógeno verde.
- C_c [kg/kwh]: Consumo de hidrógeno para la energía eléctrica celda de combustible.
- C_{tH_2} [USD/Nm³]: Costo de generación térmica mediante hidrógeno verde.
- ρ_{H_2} [kg/Nm³]: Densidad del hidrógeno en condiciones normales de presión y temperatura.

6.6. Determinación de depreciaciones de equipos

La depreciación es la distribución del costo del activo como gasto en los períodos en que presta sus servicios, es consecuencia del deterioro u obsolescencia del activo. La depreciación no es un flujo de caja, pero se influye en el flujo de caja de impuestos, ya que es considerado tributariamente como un gasto [57].

Para el presente proyecto se utiliza un modelo de depreciación lineal donde la depreciación del activo se obtiene mediante la Ecuación 6.10 [57].

$$D = \frac{P}{n} \quad (6.10)$$

donde:

- D [USD/año]: Depreciación del activo.
- P [USD]: Costo de adquisición del activo.
- n [años]: Vida útil contable dada por el Servicio de Impuestos Internos (SII).

En base a la Ecuación 6.10, el costo de adquisición de los activos, y la Nueva Tabla de vida útil de los bienes físicos del activo inmovilizado dada por el Servicio de Impuestos Internos (SII) [74], se obtiene la depreciación de los activos dada en la Tabla 6.34.

Tabla 6.34: Depreciación lineal de los activos del proyecto de abastecimiento de hidrógeno y oxígeno del Hospital Regional de Concepción.

Componente	Costo adquisición [USD]	Vida útil contable [años]	Depreciación lineal [USD/año]
Aerogeneradores	9.495.000	10	949.500
Electrolizadores	8.100.000	15	540.000
Intercambiadores	55.470	15	3.698
Compresores	735.792	15	49.053
Bomba	1.174	15	78
Expansor	65.337	15	4.356
Separador	25.975	15	1.732
Camiones	12.805.542	7	1.829.363
Trailers	5.623.353	7	803.336
Contenedor	93.723	7	13.389
Estanques	5.480.573	10	548.057
Cilindros	563.357	8	70.420
Celdas de combustible	4.985.904	10	498.590
Inversores	139.705	10	13.971

6.7. Valor residual de los activos

Para la presente evaluación el valor de venta del activo al término de su vida útil, o valor residual de la inversión se considera como el 40% del costo de adquisición del activo [57]. En base a lo anterior se tiene el valor residual de los activos del proyecto presente en la Tabla 6.35.

Tabla 6.35: Valor residual de los activos del proyecto de abastecimiento de hidrógeno y oxígeno del Hospital Regional de Concepción.

Componente	Valor residual del activo [USD]
Aerogeneradores	3.798.000
Electrolizadores	3.240.000
Intercambiadores	22.188
Compresores	294.317
Bomba	470
Expansor	26.135
Separador	10.390
Camiones	5.122.217
Trailers	2.249.341
Contenedor	37.489
Estanques	2.192.229
Cilindros	225.343
Celdas de combustible	1.994.362
Inversores	55.882

La ganancia (o pérdida) de capital es la diferencia entre el valor de venta del activo y su valor libro. Donde el valor libro corresponde al valor inicial de adquisición del activo menos la depreciación acumulada. Para un modelo de depreciación lineal la ganancia (o pérdida) de capital se obtiene mediante la Ecuación 6.11 [57].

$$G/P_i = R_i - (P - i \cdot D) \quad (6.11)$$

donde:

- $G/P_i[USD]$: Ganancia o pérdida de capital del año i .
- $R_i[USD]$: Valor residual o de venta del activo en el año i .
- $P [USD]$: Costo de adquisición del activo.
- $D [USD/año]$: Depreciación lineal del activo.
- $i=1, \dots, n$ [años]: Año de venta del activo.
- n [años]: Vida útil del activo.

6.8. Desarrollo y resultados del flujo de caja

Para el desarrollo del flujo de caja se utilizan los siguientes supuestos:

- El horizonte de evaluación es de 25 años dado por la vida útil de los aerogeneradores [73].
- La planta se construye en el año cero y comienza a operar a plena capacidad el año 1.
- Se considera una tasa de descuento del 8 %.
- Se considera una tasa de impuesto de primera categoría del 27 %.
- Se considera un flujo de caja privado del proyecto puro, sin deuda.
- Se considera un flujo de caja privado del proyecto con deuda, solicitando un préstamo del 30 % del costo de capital fijo, con cuota fija a 25 años con una tasa de interés del 4 %.

El valor de la deuda inicial se obtiene mediante la Ecuación 6.12, la cuota fija mediante la Ecuación 6.13, el interés mediante la Ecuación 6.14, la amortización mediante la Ecuación 6.15 y la deuda mediante la Ecuación 6.16.

$$D_0 = f_0 \cdot C_{cf} \quad (6.12)$$

$$C_t = D_0 \cdot \frac{i \cdot (1+i)^n}{(1+i)^n - 1} \quad (6.13)$$

$$I_t = i \cdot D_{t-1} \quad (6.14)$$

donde:

- D_0 [USD]: Deuda inicial del préstamo.
- f_0 [%]: Fracción del costo de capital fijo (CAPEX) que cubre el préstamo.
- C_{cf} [USD]: Costo de capital del proyecto (CAPEX).
- C_t [USD/año]: Cuota fija del préstamo del periodo t.
- i [%]: Tasa de interés del préstamo.
- n [años]: Cantidad de periodos de pago del préstamo.
- $t=1, \dots, n$ [años]: Periodo.
- I_t [USD/año]: Monto de interés en periodo t.

$$A_t = C_t - I_t \quad (6.15)$$

$$D_t = D_{t-1} - A_t \quad (6.16)$$

donde:

- A_t [USD/año]: Amortización de la deuda en periodo t.

- C_t [USD/año]: Cuota fija del préstamo del periodo t.
 - I_t [USD/año]: Monto de interés en periodo t.
 - D_t [USD/año]: Deuda pendiente en periodo t.
 - n [años]: Cantidad de periodos de pago del préstamo.
 - $t=1, \dots, n$ [años]: Periodo.
- Se utilizan como indicadores económicos el valor actual neto (VAN), el cual es la suma de los valores del flujo de caja actualizados al presente, obtenido mediante la Ecuación 6.17. Así como la tasa interna de retorno (TIR), la cual es la tasa de descuento en la que el proyecto genera $VAN = 0$, obtenida mediante la Ecuación 6.18 [75].

$$VAN = \sum_{t=1}^N \frac{I_t - C_t}{(1+r)^t} \quad (6.17)$$

$$0 = \sum_{t=1}^N \frac{I_t - C_t}{(1+TIR)^t} \quad (6.18)$$

donde:

- VAN [USD]: Valor actual neto.
- TIR: Tasa interna de retorno
- I_t [USD/año]: Ingreso del año t.
- C_t [USD/año]: Costos del año t.
- r: Tasa de descuento.
- $t=1, \dots, N$: Año de evaluación.
- N [años]: Horizonte de evaluación.

El criterio de decisión es:

- $VAN > 0$: conviene hacer el proyecto.
 - $VAN = 0$: indiferente.
 - $VAN < 0$: no conviene hacer el proyecto.
 - $TIR > r$: conviene hacer el proyecto.
 - $TIR = r$: indiferente.
 - $TIR < r$: no conviene hacer el proyecto.
- El precio de venta del hidrógeno inicial: $P_{H_2} = 11,7$ USD/kg [66].
 - El precio de venta y arriendo de cilindros de oxígeno gaseoso medicinal inicial corresponde al del Hospital Regional de Concepción de $P_{O_2g} = 2,5$ USD/ Nm^3 y $P_{CO_2g} = 0,2$ USD/cilindro-día.
 - El precio de venta del oxígeno líquido corresponde al del Hospital Regional de Concepción de $P_{O_2L} = 0,29$ USD/ Nm^3 .

- Las cantidades anuales vendidas corresponden a la demanda de hidrógeno gaseoso, oxígeno gaseoso y oxígeno líquido del Hospital Regional de Concepción.

En base a los supuestos anteriores y desarrollando el flujo de caja, mas detalles Anexo E, se obtienen los indicadores económicos de la Tabla 6.36, donde el proyecto no es rentable económicamente en ninguno de los casos, dados los precios y cantidades vendidas.

Tabla 6.36: Resultados flujo de caja proyecto puro y con deuda, con precios de venta iniciales y cantidad vendida igual a la demanda del Hospital Regional de Concepción.

Proyecto	Precio venta hidrógeno P_{H_2} [USD/kg]	VAN [USD]	TIR [%]
Puro	12	-196.936.771	Indefinida
Deuda 30 % préstamo	12	-180.138.441	Indefinida

6.9. Análisis de sensibilidad

En vista que con las condiciones iniciales el proyecto resulta no rentable, se varia el precio de venta del hidrógeno para determinar cual es el precio de venta tal que el proyecto sea económicamente factible. Del mismo modo se varia el porcentaje del préstamo para el flujo con deuda. Se mantiene la cantidad vendida, así como los precios de venta del oxígeno gaseoso y líquido de tal manera de priorizar la implementación del hidrógeno.

Las Tablas 6.37 y 6.38, así como las Figuras 6.3 y 6.4 muestran la variación del valor actual neto (VAN) y la tasa interna de retorno (TIR) en función del precio de venta del hidrógeno y el porcentaje del préstamo para el flujo de caja del proyecto puro y con deuda.

Tabla 6.37: Variación del valor actual neto (VAN) con el precio de venta del hidrógeno gaseoso, así como el porcentaje del préstamo para el flujo de caja del proyecto puro y con deuda.

Precio venta hidrógeno P_{H_2} [USD/kg]	VAN puro [USD]	VAN 30% préstamo [USD]	VAN 45% préstamo [USD]	VAN 60% préstamo [USD]	VAN 75% préstamo [USD]
12	-194.603.104	-180.138.441	-171.854.764	-163.571.088	-155.287.412
16	-175.904.521	-158.233.452	-149.026.057	-140.201.569	-131.917.893
20	-158.790.892	-139.686.435	-129.600.768	-119.824.437	-110.284.783
24	-141.731.143	-122.581.181	-112.060.912	-101.557.413	-91.365.424
28	-124.671.395	-105.521.432	-95.001.163	-84.480.894	-73.960.625
32	-107.611.646	-88.461.683	-77.941.414	-67.421.145	-56.900.877
36	-90.551.897	-71.401.935	-60.881.666	-50.361.397	-39.841.128
40	-73.492.149	-54.342.186	-43.821.917	-33.301.648	-22.781.379
44	-56.432.400	-37.282.437	-26.762.168	-16.241.899	-5.721.630
48	-39.372.651	-20.222.688	-9.702.420	817.849	11.338.118
52	-22.312.902	-3.162.940	7.357.329	1.7877.598	28.397.867
56	-5.253.154	1.3896.809	2.4417.078	3.4937.347	45.457.616
60	11.806.595	30.956.558	41.476.827	51.997.095	62.517.364
64	28.866.344	48.016.306	58.536.575	69.056.844	79.577.113
68	45.926.092	65.076.055	75.596.324	86.116.593	96.636.862
72	62.985.841	82.135.804	92.656.073	103.176.342	113.696.610
76	80.045.590	99.195.552	109.715.821	120.236.090	130.756.359
80	97.105.338	116.255.301	126.775.570	137.295.839	147.816.108
84	114.165.087	133.315.050	143.835.319	154.355.588	164.875.857
88	131.224.836	150.374.799	160.895.067	171.415.336	181.935.605
92	148.284.585	167.434.547	177.954.816	188.475.085	198.995.354
96	165.344.333	184.494.296	195.014.565	205.534.834	216.055.103
100	182.404.082	201.554.045	212.074.314	222.594.582	233.114.851

Tabla 6.38: Variación de la Tasa interna de retorno (TIR) con el precio de venta del hidrógeno gaseoso, así como el porcentaje del préstamo para el flujo de caja del proyecto puro y con deuda.

Precio venta hidrógeno P_{H_2} [USD/kg]	TIR puro [%]	TIR 30% préstamo [%]	TIR 45% préstamo [%]	TIR 60% préstamo [%]	TIR 75% préstamo [%]
12	Indefinida	Indefinida	Indefinida	Indefinida	Indefinida
16	Indefinida	Indefinida	Indefinida	Indefinida	Indefinida
20	Indefinida	Indefinida	Indefinida	Indefinida	Indefinida
24	Indefinida	Indefinida	Indefinida	Indefinida	Indefinida
28	Indefinida	Indefinida	Indefinida	Indefinida	Indefinida
32	0,90	Indefinida	Indefinida	Indefinida	Indefinida
36	2,17	1,72	1,47	1,09	0,44
40	3,37	3,35	3,44	3,58	3,81
44	4,51	4,89	5,29	5,90	6,98
48	5,61	6,35	7,04	8,10	9,98
52	6,67	7,75	8,72	10,21	12,84
56	7,69	9,10	10,33	12,24	15,61
60	8,69	10,41	11,91	14,21	18,30
64	9,66	11,70	13,44	16,14	20,94
68	10,61	12,95	14,95	18,03	23,53
72	11,55	14,19	16,43	19,90	26,08
76	12,47	15,40	17,89	21,74	28,60
80	13,38	16,60	19,33	23,57	31,10
84	14,27	17,79	20,76	25,37	33,58
88	15,16	18,97	22,18	27,17	36,04
92	16,04	20,14	23,59	28,95	38,49
96	16,91	21,30	24,99	30,73	40,92
100	17,78	22,45	26,38	32,50	43,34

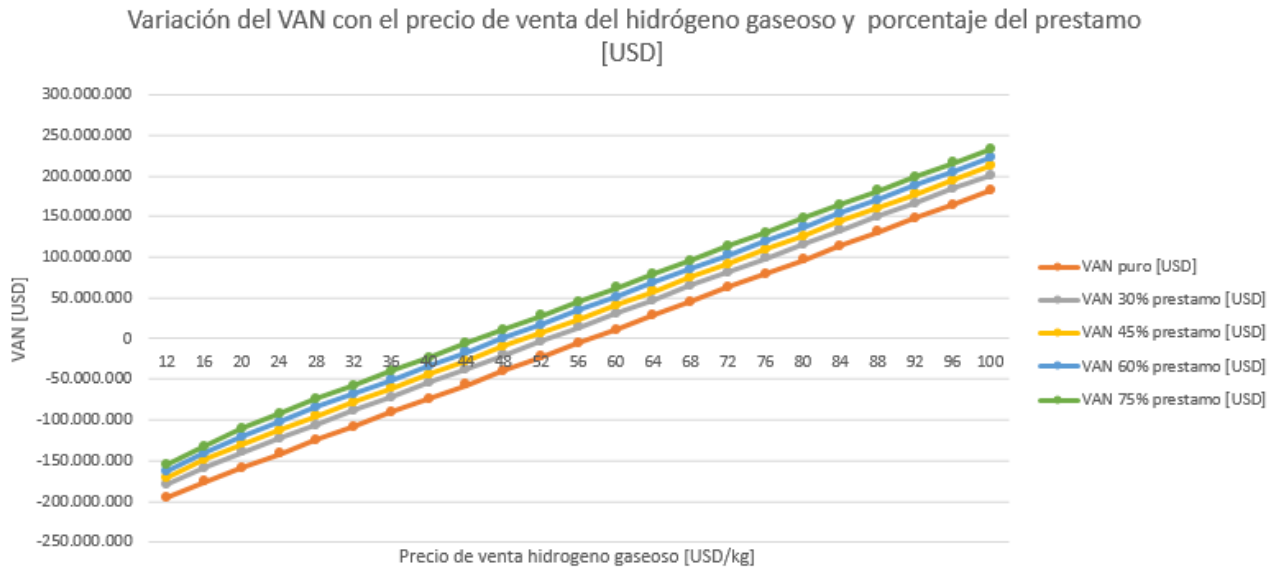


Figura 6.3: Variación del valor actual neto (VAN) con el precio de venta del hidrógeno gaseoso, así como el porcentaje del préstamo del flujo de caja del proyecto puro y con deuda.

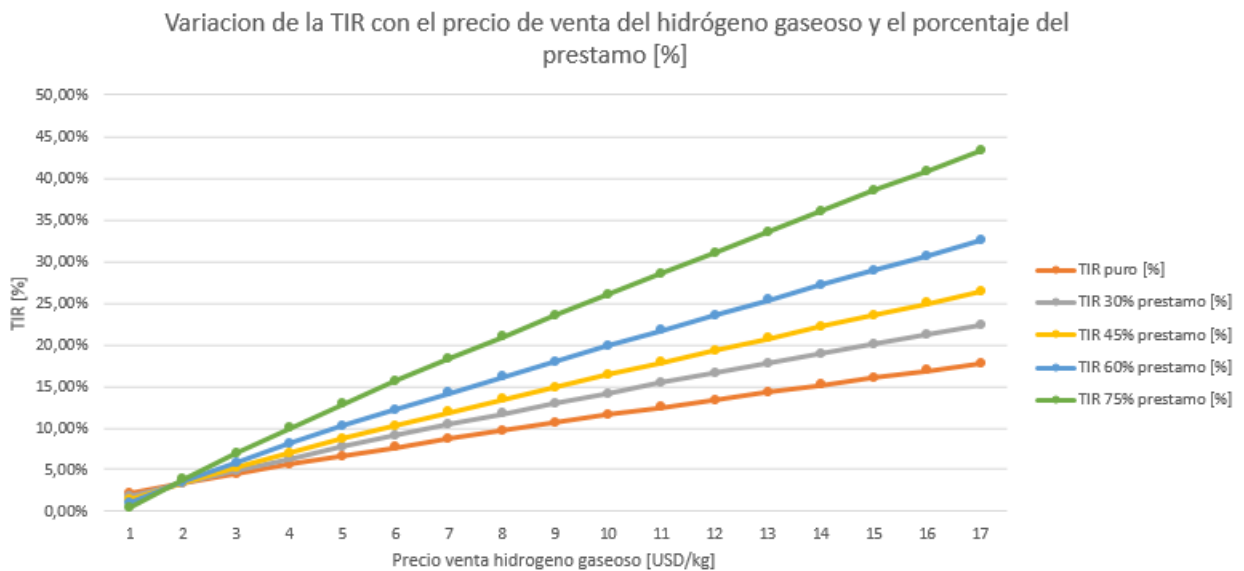


Figura 6.4: Variación de la tasa interna de retorno (TIR) con el precio de venta del hidrógeno gaseoso, así como el porcentaje del préstamo del flujo de caja del proyecto puro y con deuda.

En base a lo anterior, si la cantidad vendida corresponde a la demanda del Hospital Regional de Concepción, manteniendo los precios de venta de oxígeno gaseoso y líquido actuales, el proyecto de abastecimiento de hidrógeno verde es rentable con los parámetros mínimos que se listan en la Tabla 6.39.

Tabla 6.39: Precio de venta mínimo del hidrógeno verde para la factibilidad económica del proyecto de abastecimiento de hidrógeno y oxígeno del Hospital Regional de Concepción para diferentes escenarios.

Proyecto	Precio venta hidrógeno mínimo P_{H_2} [USD/kg]	VAN [USD]	TIR [%]
Puro	59	5.651.083	8,33
Deuda 30 % préstamo	54	5.366.935	8,43
Deuda 45 % préstamo	52	7.357.329	8,72
Deuda 60 % préstamo	49	5.082.787	8,64
Deuda 75 % préstamo	47	7.073.181	9,24

Evaluando las Ecuaciones 6.8 y 6.9 en las Tablas 6.39, 5.14 y 5.22, se obtiene a Tabla 6.40 que compara el costo de generación de energía eléctrica y térmica actuales con la implementación del proyecto de abastecimiento de hidrógeno y oxígeno al Hospital Regional de Concepción.

Tabla 6.40: Comparación del costo de generación eléctrica y térmica actuales del Hospital Regional de Concepción versus el con hidrógeno verde para diferentes escenarios.

Generación	Eléctrica [USD/kwh]	Térmica [USD/Nm ³]
Costo actual Hospital	0,02	1,14
Costo con hidrógeno proyecto puro	3,84	4,86
Costo con hidrógeno proyecto deuda 30 % préstamo	3,51	4,45
Costo con hidrógeno proyecto deuda 45 % préstamo	3,38	4,28
Costo con hidrógeno proyecto deuda 60 % préstamo	3,19	4,04
Costo con hidrógeno proyecto deuda 75 % préstamo	3,1	3,9

Capítulo 7

Discusión

Del proyecto desarrollado anteriormente se establece la importancia del estudio del recurso renovable y de la demanda de energía en el caso de aplicaciones de uso estacionario, donde se puede observar en el caso particular del Hospital Regional de Concepción, que su consumo es mayor en los meses de invierno, y la generación renovable es menor en los meses de invierno, pero mayor en los meses de verano. Por lo cual el hidrógeno permite, mediante su almacenamiento desde el verano al invierno, el abastecimiento de manera constante y segura al recinto.

Dado el balance de masa utilizando el método de electrólisis del agua, la cantidad de oxígeno producido versus la de hidrógeno generada sigue una proporción de 8:1 en términos de masa. Lo anterior permite que el oxígeno sea utilizado en aplicaciones donde es requerido, teniendo una producción de oxígeno renovable, contribuyendo a la mejora en la cadena de valor del hidrógeno. Y en el caso de su uso en hospitales genera un bienestar social. Sin embargo existen desafíos para su almacenamiento y uso, dado el alto volumen que utiliza el gas, y las bajas temperaturas de licuefacción que posee, al compartir características similares al hidrógeno. En línea con lo anterior existe el desafío futuro de la utilización del oxígeno remanente no utilizado por el Hospital.

Por otro lado la proporción de agua utilizada versus hidrógeno generado en el proceso de electrólisis es de 9:1 en términos de masa. El uso combinado de electrolizadores junto con celdas de combustible permite un proceso recirculante del agua consumida, en particular en este proyecto se recicla el 94% del agua consumida, lo que contribuye a disminuir los costos de operación durante el desarrollo del proyecto. Sin embargo, el transporte del agua desde el Hospital a la planta en camiones contribuye a elevar los costos de inversión y reemplazo, dada la alta cantidad que se necesita en comparación a los otros compuestos.

Del mismo modo, si bien se proyecta el aumento del uso del hidrógeno en muchos sectores energéticos, tanto el almacenamiento como el transporte generan desafíos a nivel ingenieril, dadas las altas presiones de los estanques gaseosos y las bajas temperaturas de los estanques criogénicos. Si bien el método de compresión utilizado es más simple y tiene menor gasto energético, la densidad obtenida es menor en comparación a la licuefacción. Esto genera que en aplicaciones donde el hidrógeno deba ser almacenado durante mucho tiempo, se necesite la utilización de materiales de mayor resistencia mecánica, y de bajo peso, como son los materiales compuestos. Así como se debe utilizar una gran cantidad de estanques.

También se tiene que, si bien la producción de hidrógeno con fuentes renovables contribuye a

disminuir las emisiones de gases de efecto invernadero, si este es transportado mediante la utilización de fuentes no renovables, como lo son camiones de ruta que funcionan con combustibles tradicionales, no existe una disminución total de la huella de carbono. En el presente proyecto se aborda dicha problemática ideando un sistema de transporte sustentable y cero emisiones, de tal forma de visibilizar el ciclo de vida del hidrógeno desde su generación, almacenamiento, transporte y uso estacionario, planteando los desafíos y oportunidades que tiene cada parte del sistema.

Por último, en la línea de la evaluación económica y análisis de sensibilidad, se obtiene que el precio de venta del hidrógeno mínimo más competitivo es de 47 USD/kg para una factibilidad económica, siendo un precio mayor en comparación al precio referencial del hidrógeno de 12 USD/kg en el mercado. Teniendo un costo 3 veces mayor para la generación térmica del gas natural y 155 veces mayor para la generación eléctrica en el Hospital Regional de Concepción. De este modo la venta de hidrógeno a ese precio no es competitiva con el mercado, y no constituye una mejora en los costos operacionales del Hospital, por lo que no es posible su implementación como se plantea en el presente estudio.

Al analizar los costos de inversión, el mayor porcentaje del CAPEX corresponde al transporte de los compuestos con un 50,2 % y el sistema de electrólisis con un 20,3 %. Para el caso del sistema de transporte se debe a la baja densidad energética obtenida del proceso de compresión si se compara a la licuefacción. Lo anterior, sumado al alto tiempo de almacenamiento de los compuestos, genera que sea necesario un alto número de camiones para su traslado, y una gran cantidad de material de alta resistencia para los estanques de almacenamiento, elevando así los costos. A lo que se suma que las tecnologías de camiones con celdas de combustibles son nuevas en el mercado, lo que contribuye a que sea elevado su costo, junto con los costos de reemplazo de la tecnología dada su vida útil.

En línea con lo anterior si bien existe una gran cantidad de proveedores de electrolizadores y celdas de combustible su costo de adquisición aún es elevado, aumentando el costo de inversión. Del mismo modo la baja vida útil de estos equipos genera costos de reemplazo a lo largo del proyecto, teniendo reinversiones de capital. Es así que al establecer un proyecto invirtiendo en toda la cadena de valor del hidrógeno verde, desde la producción hasta el uso final, se generan costos excesivos que no lo hacen factible económicamente.

Capítulo 8

Conclusiones

El presente trabajo entrega aspectos técnicos y económicos de la cadena de valor del hidrógeno verde, desde la generación renovable hasta su utilización en el ámbito de generación estacionaria. De este modo se identifican los usos actuales que tiene este energético principalmente en la industria química para la producción de amoníaco y refinación de metales, con una demanda actual en Chile de 52.300 ton/año. Así como los usos potenciales en los medios de transporte, a través de celdas de combustible, como lo son autos, buses, camiones de ruta y mineros. También los usos estacionarios para la generación de energía eléctrica mediante celdas de combustible, para el consumo directo, sistema de respaldo y almacenamiento en los periodos punta. Y por ultimo la inyección, en combinación con gas metano, a las redes de gas para la generación de energía térmica, teniendo una demanda proyectada de 254.000 ton/año.

Lo anterior ha generado el interés por parte del estado para la masificación del hidrógeno para exportación, con lo cual se están implementando proyectos pilotos para dichas aplicaciones en el marco de la Estrategia Nacional de Hidrógeno Verde. De este modo se escoge una aplicación estacionaria que corresponde al abastecimiento de energía eléctrica y térmica, así como oxígeno al Hospital Regional de Concepción. Dado que es un sector crítico en la sociedad en el contexto de pandemia, posee un alto consumo energético y permite integrar más de un uso de este energético. Del mismo modo permite dar a conocer en el ámbito público y privado las potencialidades del hidrógeno verde con cero emisiones de GEI.

Dado un análisis de ingeniería conceptual se establece la generación de energía eléctrica mediante celdas de combustible para el empalme de 2.000 kVA del edificio Monoblock (MB) y Torre de Pacientes Críticos (TPC), así como el de 1.500 kVA del Centro de Atención Ambulatoria (CAA), existiendo una demanda de energía eléctrica de 8.292 MWh/año. Es así que se selecciona la tecnología de celda de Membrana de intercambio protónico (PEMFC), pues posee rápidos tiempos de partida y estabilidad ante fluctuaciones en la carga.

Así también se establece la inyección de un porcentaje de volumen de hidrógeno a la red de gas natural del recinto, teniendo un consumo de gas 1.287.918 Nm^3 /año a 50 mbar y 15°C, con una demanda de energía térmica de 12.529 MWh/año. Por ultimo se cuantifica que existe una demanda de oxígeno gaseoso de 16.782 Nm^3 /año mediante el uso principal de cilindros mediliev de 1 Nm^3 a 200 bar de presión, y una demanda de oxígeno liquido de 346.859 Nm^3 /año mediante un estanque criogénico de 19.166 Nm^3 a 12 bar y -183°C.

Para la producción de hidrógeno se establece la utilización del método de electrólisis de membrana de intercambio protonico (PEM) separando la molécula de agua en hidrógeno y oxígeno, utilizando energía eólica en una planta ubicada a 52 km del Hospital en las cercanías de la localidad de la Florida. Lo anterior dado que la electrólisis es una tecnología madura y permite producir oxígeno de alta pureza, así como la existencia de una alta disponibilidad del recurso viento en la zona.

Para el método de almacenamiento se escoge la compresión mediante multietapa con refrigeración intermedia para el hidrógeno y oxígeno gaseoso, dado el menor uso de equipos y energía, así como menores costos de producción. Para el oxígeno líquido se establece el ciclo de licuefacción de Claude integrándolo al ciclo de compresión del oxígeno gaseoso, tal de tener un menor costo en equipamiento. Del mismo modo para el transporte desde la planta al uso final, en la mira de un sistema cero emisiones durante todo el proceso y las proyecciones del uso de hidrógeno en transporte, se establece el traslado mediante camiones de ruta que funcionan con celdas de combustible, con estaciones de carga en la planta de producción. Así como la recuperación del agua producida por las celdas de combustible del Hospital para ser reutilizada por la planta de producción.

Del desarrollo de la ingeniería básica se establece la utilización de un total de 48 celdas de combustible Proton Motor modelo PM 400 Stack Module 240 de 71 kW y 5 inversores Sungrow modelo SG1500UD para el abastecimiento de energía eléctrica, con una demanda de hidrógeno de 542 ton/año. Así también la inyección de un 5% de volumen de hidrógeno a la red de gas, dada la tolerancia de inyección de las calderas y quemadores de la Central Térmica. Por lo que mediante un balance de energía térmica se establece una demanda de hidrógeno de 5,4 ton/año para la red de gas.

Para el transporte de hidrógeno son necesarios 13 camiones Hyundai modelo Xcient Fuel Cell, con estanques cilíndricos de material compuesto de fibras continuas de carbono en una resina, así como una cubierta interior de aluminio y exterior de acero inoxidable, con espesor total de 60 mm a 700 bar y 35°C, capaces de transportar 1,9 ton de hidrógeno. Así también es necesario 1 camión para el transporte de oxígeno gaseoso en cilindros mediliev de 1 Nm³ a 200 bar y 25°C, capaz de transportar un total de 2,6 ton. Como 2 camiones para el transporte de oxígeno líquido en un estanque cilíndrico de acero inoxidable aislado con poliuretano expandido y una cubierta de acero inoxidable, con espesor total de 25 mm a 12 bar y -183°C, capaces de transportar 14,4 ton. Y 14 camiones para el transporte de agua en un estanque cilíndrico de acero inoxidable, de espesor total 0,3 mm a 1 bar y 25°C, capaces de transportar 15,7 ton. Es así que para el transporte de los compuestos 2 veces por semana al Hospital son necesarios 7,6 ton/año de hidrógeno.

De este modo en base al estudio de la generación renovable se establece que son necesarios 9 electrolizadores ArevaH2Gen modelo Elyte 200 de 1.000 kW, conectados a 3 turbinas eólicas Windtec DD 3000-140 de 3.000 kW para el abastecimiento de hidrógeno y oxígeno. Teniendo una producción de 591 ton/año de hidrógeno, 4.693 ton/año de producción de oxígeno y consumiendo 5.284 ton/año de agua.

Para el almacenamiento es necesario la utilización de 5 compresores alternativos para el hidrógeno con una potencia total de 215,4 kW, capaces de llevar el hidrógeno de 30 bar y 35°C a 700 bar y 35°C. Así como 5 compresores alternativos con una potencia total de 252 kW para el oxígeno gaseoso, capaces de llevarlo de 12 bar y 35°C a 235 bar y 35°C. Así también 13 intercambiadores de calor de doble tubo con áreas de intercambio entre 1,25 a 9,46 m², generando oxígeno líquido a

12 bar y -183°C . El sistema de compresión-licuefacción de oxígeno permite generar 3.163 ton/año de oxígeno gaseoso y 1.530 ton/año de oxígeno líquido. Para el sistema de almacenamiento existe una demanda de energía eléctrica de 1.798 MWh/año, por lo que son necesarios 2 aerogeneradores EWT DW54-500 de 500 kW, teniendo una generación de energía de 2.314 MWh/año.

Se propone el abastecimiento al Hospital Regional de Concepción cada dos semanas, con lo cual se necesita para la planta de electrólisis un estanque de agua cilíndrico de acero inoxidable de 1,12 mm de espesor capaz de almacenar 367,6 ton de agua a 1 bar y 25°C . Así como para el agua generada por las celdas del edificio MB-TPC, un estanque cilíndrico de acero inoxidable de 0,64 mm de espesor capaz de almacenar 128,1 ton de agua a 1 bar y 25°C . Y para el agua generada por las celdas del edificio CAA, un estanque cilíndrico de acero inoxidable de 0,52 mm de espesor para almacenar 85,5 ton de agua a 1 bar y 25°C .

Para el hidrógeno de la planta son necesarios 10 estanques cilíndricos de material compuesto de fibras continuas de carbono en una resina, con una cubierta interior de aluminio y exterior de acero inoxidable, con un espesor total de 126 mm capaces de almacenar 64,5 ton. Así también para el hidrógeno de los edificios MB y TPC son necesarios 2 estanques cilíndricos, de los mismos materiales, con un espesor total de 148 mm capaces de almacenar 14,3 ton. Así como para el hidrógeno en el edificio CAA 2 estanques cilíndricos, de los mismos materiales, con un espesor total de 122 mm capaces de almacenar 9,6 ton de hidrógeno. Y para el hidrógeno inyectado a la red de gas 1 estanque cilíndrico, de los mismos materiales, de espesor total de 40 mm capaz de almacenar 0,34 ton en la Central Térmica.

Para el oxígeno gaseoso de la planta se necesita 1 estanque cilíndrico de material compuesto de fibras continuas de carbono en una resina, con una cubierta interior de aluminio y exterior de acero inoxidable, con un espesor total de 80 mm capaz de almacenar 172,2 ton. Y para el oxígeno líquido de la planta se necesitan 4 estanques cilíndricos de acero inoxidable aislados con poliuretano expandido y una cubierta de acero inoxidable, con un espesor total de 106 mm capaces de almacenar 83,3 ton.

En cuanto a la evaluación económica se tiene que el proyecto posee una inversión de 200.539.525 USD, siendo el mayor porcentaje de inversión el transporte con un 50,2% y el proceso de electrólisis con un 20,3%. Así como un costo de operación de 3.616.943 USD/año. De este modo realizando un análisis de sensibilidad del precio de venta del hidrógeno y porcentaje del préstamo, para que el proyecto sea rentable en un horizonte de evaluación de 25 años, el hidrógeno producido debe ser vendido a un precio mínimo de 47 USD/kg. Considerando un precio de venta del oxígeno gaseoso de $2,50 \text{ USD}/\text{Nm}^3$, junto con un precio de 0,20 USD/cilindro día, y un precio del oxígeno líquido de $0,29 \text{ USD}/\text{Nm}^3$. Resultado un valor actual neto de 7.073.181 USD y una tasa interna de retorno del 9,24%.

Es así que al establecer un proyecto invirtiendo en toda la cadena de valor del hidrógeno verde, desde la producción hasta el uso final, se generan costos excesivos por lo que el precio de venta no es competitivo respecto al mercado, y no constituye una mejora en los costos operacionales del Hospital Regional de Concepción. Del análisis de sensibilidad se ve como la solicitud de un préstamo mejora la rentabilidad del proyecto, este podría ser solicitado a entidades como la Corporación de Fomento de la Producción (CORFO), o a través de la incorporación de inversionistas privados. Así también dado el alto precio de venta y el bienestar social que genera el uso de hidrógeno en

un hospital, la implementación de un subsidio por parte del estado, cubriendo parte del precio de venta del hidrógeno, contribuye a mejorar la rentabilidad del proyecto.

En línea con lo anterior se espera que la masificación en el uso de las tecnologías del hidrógeno contribuya al aumento de la vida útil de los equipos, la baja en los costos de producción, así como el surgimiento de nuevas tecnologías, dadas las economías de escala. De este modo la evaluación económica del proyecto en 5 a 10 años, producto de la maduración tecnológica, genera mayor rentabilidad.

Dada la gran cantidad de oxígeno remanente de la producción se plantea como desafío futuro la utilización del oxígeno no enviado al Hospital, ante lo cual se espera su venta a otros sectores hospitalarios de la región, industria de manufactura, así como la industria química y de transporte, esperando el aumento en la rentabilidad del proyecto. Pero se requiere un análisis de factibilidad técnico económico, dada la inversión en los equipos de distribución.

También se plantea la externalización de algunos elementos de la cadena de valor del hidrógeno. De este modo se propone como trabajo futuro la evaluación económica de la externalización del proceso de transporte hacia una empresa sustentable, teniendo un costo de operación y no de inversión, lo que contribuye a mejorar la rentabilidad del proyecto.

Se propone del mismo modo como trabajo futuro la evaluación técnico económica de la producción de hidrógeno y oxígeno en las dependencias del Hospital Regional de Concepción mediante la utilización de otras tecnologías, como el sistema dual de celdas de combustible-electrolizador de óxido sólido alimentados por gas natural, que producen electricidad, agua caliente, hidrógeno y oxígeno, Donde se disminuye notablemente el costo de transporte asociado al sistema, aumentando así la rentabilidad, pero se poseen emisiones de GEI.

Finalmente se propone la externalización del abastecimiento de energías renovables, donde la energía eléctrica para la producción se obtiene de la red eléctrica, mediante un contrato con una empresa generadora eólica. Así se tiene un costo de operación y no de inversión con la construcción de la planta eólica, lo que contribuye a mejorar la rentabilidad del proyecto.

Bibliografía

- [1] F.Jimenez, “Evaluación técnica y económica del uso del hidrógeno verde en aplicaciones para la industria y desplazamiento de combustible fósil”, Memoria para optar al título de ingeniero civil eléctrico, Departamento de Ingeniería Eléctrica, Universidad de Chile, Santiago, 2020.
- [2] R.Vásquez, F.Salinas, “Tecnologías del hidrógeno y perspectivas para Chile”, Deutsche Gesellschaft für Internationale Zusammenarbeit (GIZ) GmbH, Santiago de Chile, marzo 2018.
- [3] S.Ullah, A.M.Haidar, P.Hoole, H.Zen, and T.Ahfock, “The current state of distributed renewable generation, challenges of interconnection and opportunities for energy conversion based dc microgrids”, Journal of Cleaner Production, vol. 273, p. 122777, 2020.
- [4] k.Nuria Hartmann, “Construcción de una Estrategia para el desarrollo del mercado de hidrógeno verde en Chile a través de Acuerdos Público Privados”, CDT In Data SpA, Santiago, Informe Final de consultoría, Codigo 15PEDN-57256-4, 1 de agosto 2019.
- [5] N.M.Gebauer, “Introducción a las energías renovables”, notas de clase para EL-6000, Departamento de ingeniería eléctrica, Universidad de Chile, Primavera 2020.
- [6] Energía abierta. Capacidad instalada de generación SEN. Recuperado el 13 de junio de 2021 de <http://energiaabierta.cl/catalogo/electricidad/>
- [7] Energía abierta. Generación bruta mensual SEN. Recuperado el 13 de junio de 2021 de <http://energiaabierta.cl/catalogo/electricidad/>
- [8] N.M.Gebauer, “Energía Eólica”, notas de clase para EL-6000, Departamento de ingeniería eléctrica, Universidad de Chile, Primavera 2020.
- [9] Explorador Eólico. Datos del recurso y generación eólica. Recuperados el 23 de septiembre de 2021 de <https://eolico.minenergia.cl/exploracion>
- [10] Asociación danesa de la energía eólica, recuperado el 9 de septiembre de 2020 de <http://xn--drnmstre-64ad.dk/wp-content/wind/miller/windpower%20web/es/tour/wres/pwr.htm>
- [11] F.Garcia Barrios, “Estrategia de programación diaria y operación horaria en el mercado de la electricidad de un parque eólico dotado de un sistema acumulador de energía”, Memoria para optar el título de Ingeniero en sistemas y automática, Área de ingeniería de sistemas y automática, Universidad de Sevilla, 2007.
- [12] M.E.Lienqueo, “Energías renovables a partir de biomasa”, notas de clase para BT-4551, Departamento de ingeniería Química y Biotecnología, Universidad de Chile, Otoño 2020.
- [13] A.Zarza Ríos, “Dimensionado y análisis de modos de operación de una planta de producción de hidrógeno basado en energía eólica”, Máster Universitario en Ingeniería Industrial, Departamento de Ingeniería Energética, Universidad de Sevilla, Sevilla, 2015.
- [14] Y.Gonzales Besa, “Producción de hidrógeno a partir de energía solar fotovoltaica. Análisis de

- sensibilidad de parámetros de diseño”, Máster Universitario en Ingeniería Industrial, Departamento de Ingeniería Energética, Universidad de Sevilla, Sevilla, 2016.
- [15] R.Cancino Silva, “Producción y almacenamiento de hidrógeno verde para aplicaciones energéticas en Chile”, Memoria para optar al título de Ingeniera Civil Mecánica, Departamento de Ingeniería civil Mecánica, Universidad de Chile, 2021.
- [16] B.Diaz Adasme, “Estudio de factibilidad técnica y económica de plantas de generación eléctrica basadas en la combustión de hidrógeno en base a energía solar”, Memoria para optar al título de Ingeniero Civil Mecánico, Departamento de Ingeniería civil Mecánica, Universidad de Chile, 2021.
- [17] Apilados. Almacenamiento de hidrógeno comprimido: tipos de tanques. Recuperado el 10 de marzo de 2022 de <https://apilados.com/blog/almacenamiento-hidrogeno-comprimido-tipos-tanques/>.
- [18] J.M.Garcia (2017). “Coeficiente de Joule-Thomson o Joule-Kelvin”. Recuperado el 12 de septiembre de 2021 de https://termodinamica.readthedocs.io/en/latest/rtg_JT_JK.html#coeficiente-de-joule-thomson-o-joule-kelvin.
- [19] R.Vásquez, P.Tello, J.Fuster, R.Farías, E.Espinoza, N.Machuca Lazo, “Inyección de hidrógeno en redes de gas natural”, Deutsche Gesellschaft für Internationale Zusammenarbeit (GIZ) GmbH, Santiago de Chile, agosto 2021.
- [20] Plataforma de electromovilidad, Ministerio de energía. Datos del funcionamiento de vehículos a base de celdas de combustible. Recuperados el 15 de Octubre de 2021 de <https://energia.gob.cl/electromovilidad/hidrogeno-verde>.
- [21] P.Muñoz Cordova, “Sistema de respaldo energético basado en pilas de combustible para hospitales”, Tesis para optar el título profesional de Ingeniero de la Energía, Departamento de Ingeniería de la Energía, Universidad de Ingeniería y Tecnología, 2017.
- [22] C.Torrealba Orellana, “Estudio comparativo de baterías de ion litio y celdas de combustible regenerativas como sistemas de almacenamiento de energía eléctrica en una planta fotovoltaica del norte de Chile”, Memoria para optar al título de Ingeniería Civil Química, Departamento de Ingeniería de Ingeniería Química, Biotecnología y Materiales, Universidad de Chile, 2020.
- [23] Gobierno de Chile (3 de noviembre de 2020). Gobierno presenta la Estrategia Nacional para que Chile sea líder mundial en hidrógeno verde. Recuperado el 20 de agosto de 2021 de <https://www.gob.cl/noticias/gobierno-presenta-la-estrategia-nacional-para-que-chile-sea-lider-mundial-en-hidrogeno-verde/>.
- [24] Y.Rosas, “Eficiencia Energética en Edificios Públicos: Estándares, programas relacionados y proyectos en la región de Aysén”, Ministerio de Energía, Santiago, Presentación, julio 2020.
- [25] D.Lizana, “Eficiencia Energética en Hospitales”, Agencia Chilena de Eficiencia Energética, Santiago, Presentación, 2016.
- [26] Google Earth. Ubicación del Hospital Regional de Concepción. Recuperado el 28 de agosto de 2021 de <https://earth.google.com/>.
- [27] S.Gallegos Blanco, “Mejora a Plan de mantenimiento preventivo equipos Central termica Hospital Regional Dr Guillermo Grant Benavente”, Trabajo de Titulación para optar al Título de Ingeniería en Ejecución Mecánica de Procesos y Mantenimiento Industrial, Departamento de Ingeniería Mecánica, Universidad Técnica Federico Santa María, Concepción, 2018.

- [28] B.Muñoz, “Gestión de residuos sólidos y de energía caso de estudio: Hospital Regional de Concepción Dr Guillermo Grant Benavente”, Memoria para optar al título de Ingeniero Ambiental, Departamento de Ingeniería Ambiental, Universidad de Concepción, Concepción, 2019.
- [29] A.Nova, “Plan de contingencia en caso de interrupción del suministro de energía eléctrica y agua potable del HGGB”, Centro de responsabilidad de operaciones, Concepción, Plan de contingencia, PL-INS3.2-HGGB-V0, junio 2016.
- [30] L.Delgado, J.P Berrios, “Informe Final Hospital Clínico Regional Dr. Guillermo Grant Benavente, Concepción RODA Energía”, Roda Energía, Santiago, Diagnostico Energético, 14 de diciembre de 2015.
- [31] “Capacidades Caloríficas de distintos combustibles y factores de conversión de Unidades”, Agencia Chilena de Eficiencia Energética, Santiago, Anexo, 2.
- [32] .
- Indura S.A, “Manual de gases”, Santiago, Catalogo de gases comerciales, febrero 2015.
- [33] Energía Regional. Región del Bio Bio. Recuperado el 09 de septiembre de 2021 de <https://energiaregion.cl/region/BBIO>.
- [34] Google Earth. Datos de ubicación de los emplazamientos. Recuperados el 23 de septiembre de 2021 de <https://earth.google.com/>
- [35] Windtec solution. Ficha técnica del aerogenerador wt3000df and wt3000fc. Recuperado el 29 de noviembre de 2021 de <https://www.amsc.com/windtec/turbine-designs/#3MW>
- [36] Google Maps. Datos de las rutas de traslado desde las ubicaciones al Hospital Regional de Concepción. Recuperados el 6 de Octubre de 2021 de <https://www.google.cl/maps/>
- [37] Sernatur Región del Bio Bio. Parques y reservas naturales Región del Bio Bio. Recuperados el 12 de Octubre de 2021 de <http://www.biobioestuyo.cl/que-hacer/parque-y-reservas/>.
- [38] Consejo de Monumentos Nacionales de Chile. Monumentos históricos Región del Bio Bio. Recuperados el 12 de Octubre de 2021 de <https://www.monumentos.gob.cl/monumentos/monumentos-monumentos?f%5B0%5D=localizacion%3A140>.
- [39] Proton Motor. Ficha técnica celda de combustible Proton Motor PM 400 Stack Module 240. Recuperados el 17 de noviembre de 2021 de <https://www.proton-motor.de/produkte/brennstoffzellen-stacks/>.
- [40] N.M.Gebauer, “Introducción a los sistemas eléctricos de potencia I”, notas de clase para EL-6000, Departamento de ingeniería eléctrica, Universidad de Chile, Primavera 2020.
- [41] Sungrow. Ficha técnica inversor Sungrow SG1500UD. Recuperado el 28 de noviembre de 2021 de <https://en.sungrowpower.com/productDetail/824>.
- [42] Plataforma de electromovilidad, Ministerio de energía. Datos del transporte con camiones de hidrógeno. Recuperados el 16 de Marzo de 2022 de <https://energia.gob.cl/electromovilidad/transporte-con-hidrogeno/camion-de-basura-h2>
- [43] Hyundai. Ficha técnica camión con celda de combustible XCIENT Fuel Cell Hyundai. Recuperado el 16 de marzo de 2022 de <https://trucknbus.hyundai.com/global/es/products/truck/xcient-fuel-cell>
- [44] DSV. Ficha técnica del remolque abierto de 3 ejes DSV. Recuperado el 16 de marzo de 2022 de <https://www.dsv.com/es-es/nuestras-soluciones/modos-de-transporte/transporte-por-carretera>.

- [45] I.Grueso Garrido, “Diseño y cálculo de un depósito de almacenamiento de hidrógeno para un vehículo industrial”, Memoria para optar al título de Ingeniero Mecánico, Departamento de Ingeniería Mecánica, Universidad Politécnica de Valencia, 2020.
- [46] GoodFellow. Ficha técnica del Acero Inoxidable - AISI 410 - Hoja Código de producto FE26-FL-000150. Recuperado el 16 de marzo de 2022 de <https://www.goodfellow.com/de/sp/display/itemdetails/p/fe26-fl-000150/stainless-steel-aisi-410-foila>.
- [47] Azo Materials. Ficha técnica del Aleación de aluminio 2048 (UNS A92048). Recuperado el 17 de marzo de 2022 de <https://www.azom.com/article.aspx?ArticleID=9904>.
- [48] Hexcel. Ficha técnica de la fibra de carbono IM10 12K. Recuperado el 17 de marzo de 2022 de https://www.hexcel.com/user_area/content_media/raw/IM10_HexTow_DataSheet.pdf.
- [49] Hexcel. Ficha técnica de resina HexPly 8552. Recuperado el 17 de marzo de 2022 de https://www.hexcel.com/user_area/content_media/raw/HexPly_8552_us_DataSheet.pdf.
- [50] D.Askeland y W. Wright, *Ciencia e ingeniería de materiales*. 7ma edición. Mexico: Ed. Cengage Learning Editores, S.A., 2017.
- [51] Y.Cengel y A.Ghajar, *Transferencia de Calor y Masa*. 4ta edición. Mexico: Ed.McGraw-Hill/Interamericana Editores, S.A, 2011.
- [52] Elogen. Ficha técnica electrolizador Elogen Elyte 200. Recuperados el 22 de noviembre de 2021 de <https://elogenh2.com/en/our-products/electrolyseurs-containerises/>.
- [53] M. Moran y H. Shapiro, *Fundamentos de termodinámica*. 2da edición. Barcelona: Ed. Reverte SA, 2004.
- [54] S.Kakac, Tabla de coeficientes convectivos y de ensuciamiento, Boilers, Evaporators and Condensers, Hemisphere Publishing, 1991.
- [55] Emergya Wind Technologies. Ficha técnica del aerogenerador EWT DW54-500. Recuperado el 10 de abril de 2022 de <https://ewtdirectwind.com/products/dw54/>
- [56] A.Gutierrez, M.Peters, K.D Timmerhaus, W.D Seider, J.D Seader y D.R Lewin. Elementos para el Análisis Económico. 2002 Recuperado el 26 de marzo de 2022 de <https://www.fio.unice.n.edu.ar/usuario/cgely/q13-0/Apuntes/Elementos%20para%20el%20Analisis%20Economico.pdf>.
- [57] A.Kettlun, “Elaboración del flujo de caja de proyectos”, notas de clase para IN-3301, Departamento de ingeniería industrial, Universidad de Chile, Primavera 2019.
- [58] Comisión Nacional de Energía. “Informe de costos de tecnologías de generación”. Santiago. Informe Anual. Marzo 2020.
- [59] Revista Electricidad. “Aerogeneradores representan hasta 75 % en el costo de proyectos eólicos” [versión electrónica]. Noviembre de 2016. Recuperado el 26 de marzo de 2022 de <https://www.revistaei.cl/reportajes/aerogeneradores-representan-75-costo-proyectos-eolicos/>.
- [60] N.Bedoya Olarte, J.C Medina, “Evaluación de la producción de hidrógeno a partir de electrolisis de agua de mar utilizando energía renovable como fuente de energía eléctrica”, Memoria para optar al título de Ingeniero Químico, Departamento de Ingeniería Química, Fundación Universidad de América, 2021.
- [61] D.A Pineda, “Evaluación técnico económica de una planta de producción de hidrógeno mediante electrolisis de agua utilizando energía eléctrica producida con celdas fotovoltaicas de alta eficiencia”, Memoria para optar al título de Ingeniero civil Químico, Departamento de Ingeniería

Química y Biotecnología, Universidad de Chile, 2009.

- [62] Base de datos estadísticos del Banco central. Índice de precios del productor para Estados Unidos. Recuperado el 26 de marzo de 2022 de https://si3.bcentral.cl/Siete/ES/Siete/Cuadro/CAP_EI/MN_EI11/EI_IndicePrecios_EEUU/637297579678797084.
- [63] Matches. Datos de costos de equipos industriales. Recuperado el 26 de marzo de 2022 de <https://matche.com/equipcost/Exchanger.html>.
- [64] M. Oostdam, “Techno-economic assessment of hydrogen fuel-cell tractor semi-trailer”, Tesis de maestría para optar al título de Maestría en Ciencias en Sistemas Complejos, Ingeniería y Gestión, Facultad de Tecnología, Política y Gestión, Universidad Tecnológica de Delft, 2019.
- [65] Base de datos estadísticos del Banco central. Índice de precios del productor para la manufactura Chilena. Recuperado el 26 de marzo de 2022 de https://si3.bcentral.cl/Siete/ES/Siete/Cuadro/CAP_PRECIOS/MN_CAP_PRECIOS/IPP_IND2009/IPP_IND2009.
- [66] A.Perna , M.Minuttillo, S.Di Micco y E.Jannelli (2022). “Design and Costs Analysis of Hydrogen Refuelling Stations Based on Different Hydrogen Sources and Plant Configurations” [versión electrónica]. Energies, vol 15, n.541, pp.12,19-20,Enero 2022.
- [67] Essbio S.A. Tarifas de agua potable y alcantarillado. Recuperado el 27 de marzo de 2022 de https://www.essbio.cl/essbio_inc/pdf/tarifas/T1-N%C2%B076153-2021.12.07%20Publicaci%C3%B3n%20VIII-XVI%20respaldo.pdf.
- [68] Económicos El Mercurio. Precio de arriendo parcela en la localidad de Coihenco region del Bio Bio. Recuperado el 27 de marzo de 2022 de <https://www.economicos.cl/propiedades/arriendo-campo-64-ha-tres-esquinas-de-cato-codAAR5EHI.html>.
- [69] Hydrogenics. Ficha técnica del eletrolizador HyLYZER- 200. Recuperador el 27 de marzo de 2022 de <https://www.cummins.com/sites/default/files/2021-08/cummins-hylyzer-250-specsheet.pdf>.
- [70] Pdc Machines. Ficha técnica de compresor de diafragma PDC-13. Recuperado el 27 de marzo de 2022 de https://www.pdcmachines.com/wp-content/uploads/2022/02/PDC_Brochure_V15_SM.pdf.
- [71] Cordis. “Pilas de combustible de larga duración para aplicaciones estáticas”. Recuperado el 27 de marzo de 2022 de <https://cordis.europa.eu/article/id/90583-longlife-fuel-cells-for-stationary-applications/es>.
- [72] D.Nuevo (25 Enero 2022). La pila de combustible. Tecpa. Recuperado el 27 de marzo de 2022 de <https://www.tecpa.es/pila-combustible/>.
- [73] A.Christense (18 Junio 2020). Assessment of Hydrogen Production Costs from Electrolysis: United States and Europe. Recuperado el 27 de marzo de 2022 de https://theicct.org/wp-content/uploads/2021/06/final_icct2020_assessment_of-_hydrogen_production_costs-v2.pdf.
- [74] Servicio de Impuestos Interno. Nueva Tabla de Vida Útil fijada por el Servicio de Impuestos Internos para bienes físicos del activo inmovilizado, según Resolución N°43, de 26-12-2002, con vigencia a partir del 01-01-2003. Recuperado el 27 de marzo de 2022 de https://www.sii.cl/pagina/valores/bienes/tabla_vida_enero.htm.
- [75] A.Kettlun, “Criterios de Evaluación de Inversiones”, notas de clase para IN-3301, Departamento de ingeniería industrial, Universidad de Chile, Primavera 2019.

Anexos

Anexo A

Consumo histórico Hospital Regional de Concepción

A.1. Consumo eléctrico histórico

En base a boletas del consumo de electricidad proporcionadas por el área eléctrica del Centro de Responsabilidad de Operaciones del Hospital Regional de Concepción, se obtiene el consumo histórico de energía eléctrica entre los años 2018-2021, para los edificios Monoblock (MB), Torre de Pacientes Críticos (TPC) y Centro de Atención Ambulatoria (CAA), así como el consumo total de energía eléctrica de los empalmes eléctrico, no incluyendo la generación de energía de los paneles fotovoltaicos. Lo anterior se puede apreciar en las Tablas A.1, A.2 y A.3, así como las Figuras A.1, A.2 y A.3.

Tabla A.1: Consumo eléctrico histórico edificio Monoblock (MB) y Torre de Pacientes Críticos (TPC) 2018-2021 en Mwh.

Mes/Año	2018	2019	2020	2021
Enero	-	414	-	436
Febrero	-	390	-	388
Marzo	-	415	-	439
Abril	-	410	-	423
Mayo	-	417	-	428
Junio	-	398	402	420
Julio	-	408	419	-
Agosto	-	414	421	-
Septiembre	-	391	397	-
Octubre	408	401	407	-
Noviembre	400	390	400	-
Diciembre	408	417	425	-

Tabla A.2: Consumo eléctrico histórico edificio Centro de Atención Ambulatoria (CAA) 2018-2021 en Mwh.

Mes/Año	2018	2019	2020	2021
Enero	-	272	-	233
Febrero	-	240	-	212
Marzo	-	279	-	242
Abril	-	282	-	228
Mayo	-	290	-	240
Junio	-	282	277	245
Julio	-	293	293	-
Agosto	-	289	281	-
Septiembre	-	265	265	-
Octubre	270	268	273	-
Noviembre	250	255	246	-
Diciembre	257	268	226	-

Tabla A.3: Consumo eléctrico total histórico Hospital Regional de Concepción 2018-2021 en Mwh.

Mes/Año	2018	2019	2020	2021
Enero	-	686	-	669
Febrero	-	630	-	600
Marzo	-	694	-	681
Abril	-	692	-	652
Mayo	-	708	-	667
Junio	-	680	678	664
Julio	-	700	712	-
Agosto	-	702	702	-
Septiembre	-	655	662	-
Octubre	678	669	679	-
Noviembre	650	646	646	-
Diciembre	665	684	651	-

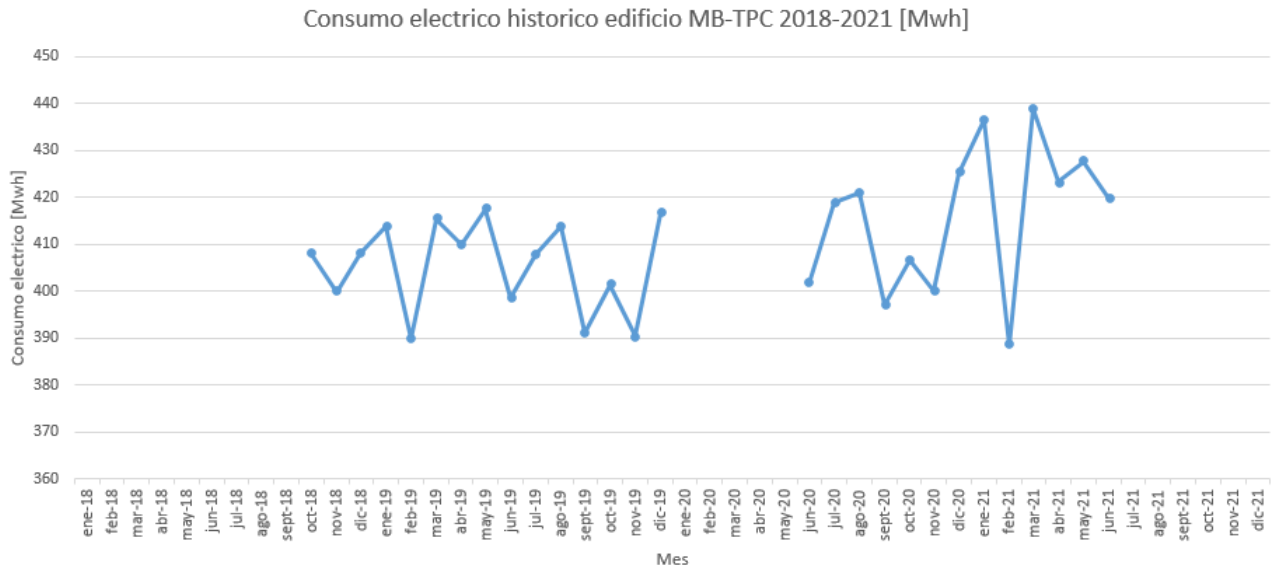


Figura A.1: Consumo eléctrico histórico edificio Monoblock (MB) y Torre de Pacientes Críticos (TPC) 2018-2021.

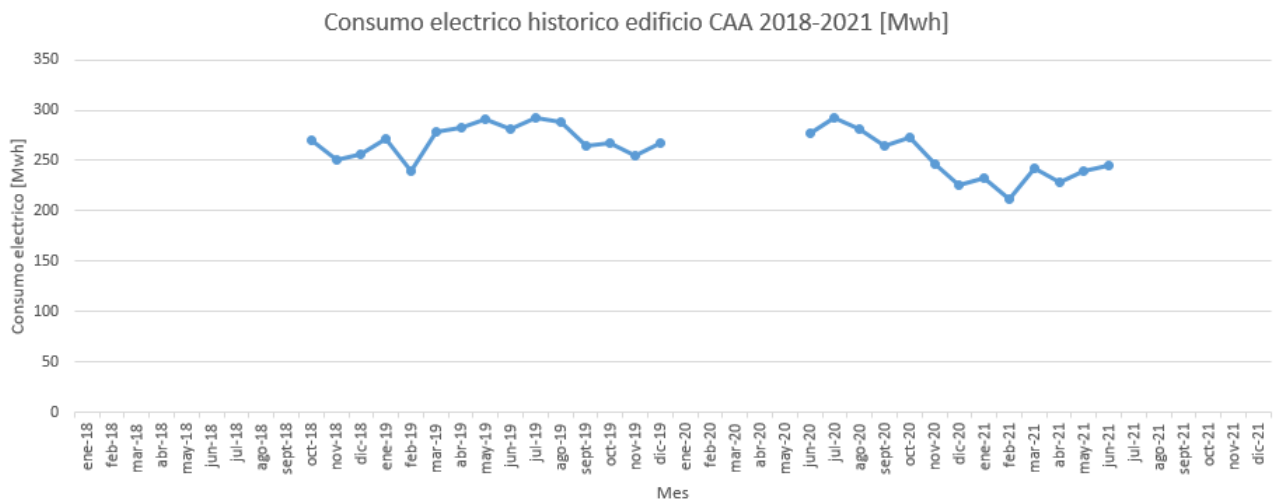


Figura A.2: Consumo eléctrico histórico edificio Centro de Atención Ambulatoria (CAA) 2018-2021.

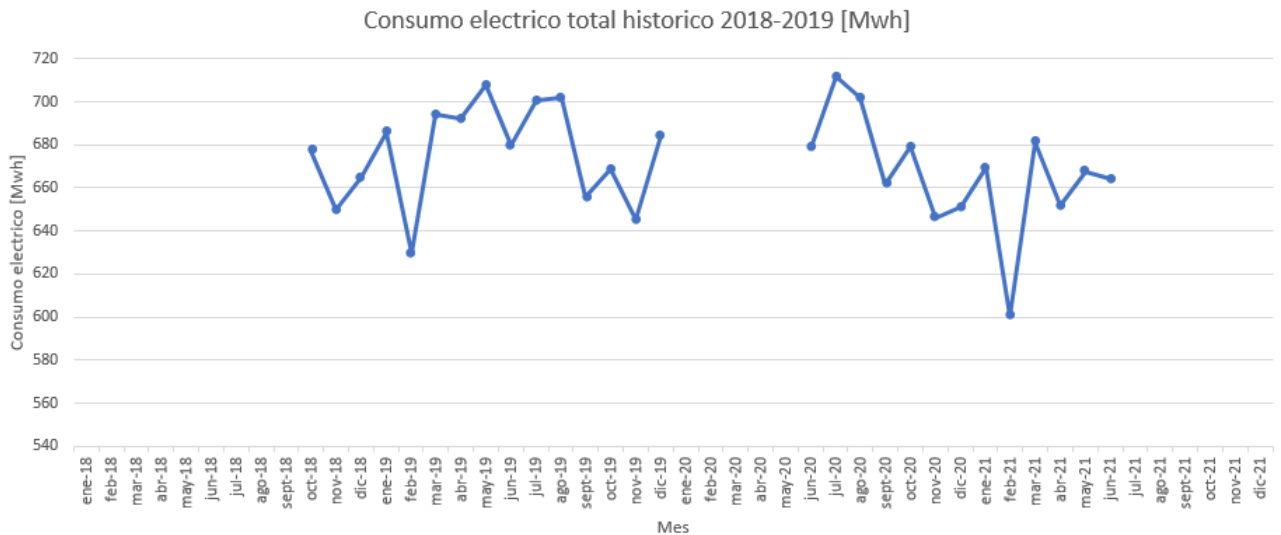


Figura A.3: Consumo eléctrico histórico Hospital Regional de Concepción 2018-2021 en Mwh

De las Tablas A.3, así como la Figura A.3, se puede observar que al comparar el consumo del año 2019 con el resto de los periodos, el consumo eléctrico posee una variación similar a lo largo del año, manteniendo un nivel entre 600-712 Mwh.

A.2. Consumo térmico histórico

En base a boletas del consumo de gas natural de las calderas proporcionadas por el Centro de Responsabilidad de Operaciones del Hospital Regional de Concepción, se obtiene el consumo de gas natural entre 2020-2021 de la Central Térmica. Lo anterior se ve en la Tabla A.4 y Figura A.4.

Tabla A.4: Consumo de gas natural histórico Hospital Regional de Concepción 2020-2021 en Nm³.

Mes	2020	2021
Enero	-	743
Febrero	-	641
Marzo	-	628
Abril	-	1.042
Mayo	-	1.009
Junio	-	1.210
Julio	-	1.558
Agosto	-	1.401
Septiembre	1.314	1.430
Octubre	1.122	-
Noviembre	1.007	-
Diciembre	738	-

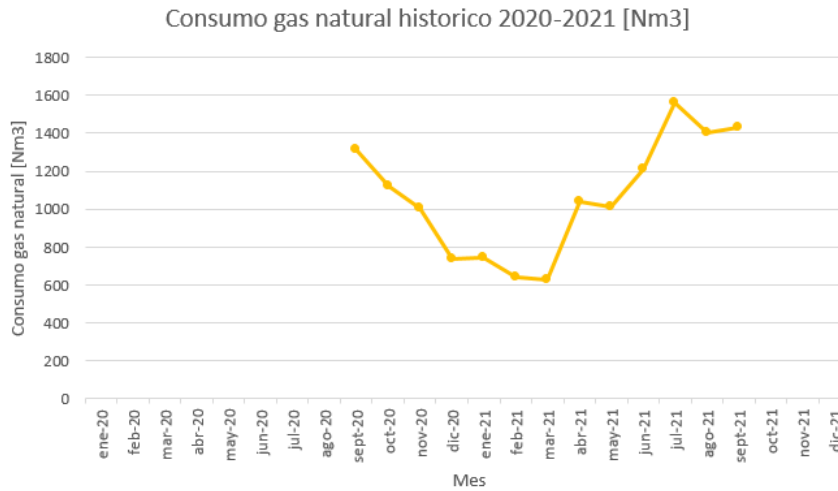


Figura A.4: Consumo de gas natural histórico Hospital Regional de Concepción 2020-2021.

A.3. Consumo oxígeno criogénico histórico

En base a guías de despacho de oxígeno criogénico proporcionadas por el Centro de Responsabilidad de Operaciones del Hospital Regional de Concepción, se obtiene el consumo histórico de oxígeno criogénico entre los años 2018-2020, el cual se puede apreciar en la Tabla A.5, así como la Figura A.5.

Tabla A.5: Consumo histórico de oxígeno criogénico Hospital Regional de Concepción 2018-2020 en Nm³.

Mes/Año	2018	2019	2020
Enero	22.640	16.763	21.855
Febrero	22.596	22.723	17.637
Marzo	21.303	22.600	22.100
Abril	20.788	23.666	18.760
Mayo	21.950	21.470	18.343
Junio	32.620	21.111	26.618
Julio	28.094	20.017	29.492
Agosto	19.696	21.385	26.681
Septiembre	20.450	19.744	19.744
Octubre	22.290	30.728	41961
Noviembre	21.200	21.080	30479
Diciembre	21.110	21.520	51.597

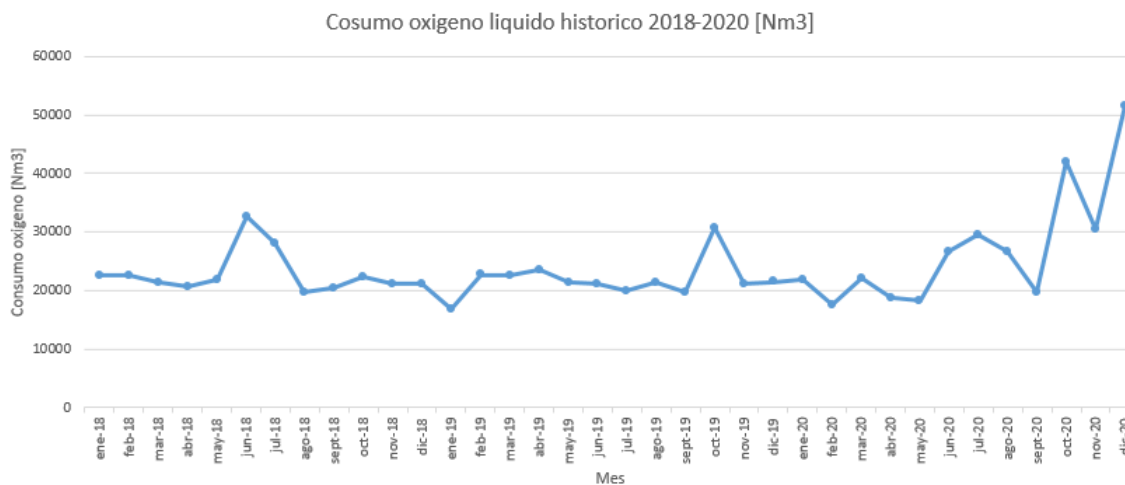


Figura A.5: Consumo oxígeno criogénico histórico Hospital Regional de Concepción 2018-2020.

De la Tabla A.5, así como la Figura A.5 se puede observar que el consumo de oxígeno, producto de la pandemia de Covid 19 para el año 2020, ha aumentando de manera constante llegando a un máximo de $51.597 Nm^3$.

A.4. Consumo oxígeno gaseoso histórico

En base a guías de despacho de oxígeno gaseoso medicinal proporcionadas por el Centro de Responsabilidad de Operaciones del Hospital Regional de Concepción, se obtiene el consumo de oxígeno comprimido entre los años 2018-2020, el cual se puede apreciar en la Tabla A.6, así como la Figura A.6.

Tabla A.6: Consumo de oxígeno gaseoso medicinal Hospital Regional de Concepción 2018-2020 Nm^3 .

Mes/Año	2018	2019	2020
Enero	1.494	582	846
Febrero	1.142	793	708
Marzo	1.052	830	1.931
Abril	1.570	983	335
Mayo	1.507	1.079	469
Junio	1.918	1.235	316
Julio	1.737	1.235	498
Agosto	1.253	1.003	312
Septiembre	1.075	928	509
Octubre	1.244	1.036	718
Noviembre	830	876	436
Diciembre	1.036	738	1.022

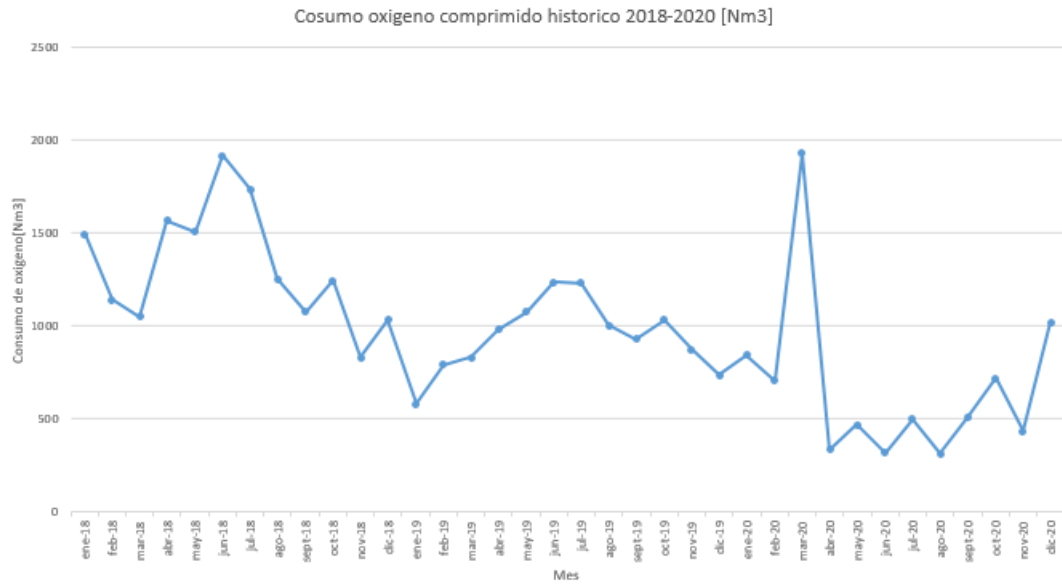


Figura A.6: Consumo histórico oxígeno gaseoso medicinal Hospital Regional de Concepción 2018-2020.

Anexo B

Criterios de cálculo espesor estanque de almacenamiento

B.1. Cálculo de esfuerzos en un estanque cilíndrico

En este apartado se estudia el estado tensional al que está sometido el estanque cilíndrico, debido a la presión interna ejercida por el contenido. Las tensiones ejercidas en la superficie del depósito dependen de las dimensiones del recipiente, es decir de su radio de curvatura y del espesor de la pared, que es el encargado de contener el contenido a la presión de operación [45].

Para determinar los esfuerzos mecánicos a los que está sometido el estanque, se considera la hipótesis de que la relación entre el radio del recipiente y el espesor es mayor a 10 ($r/t_w \gg 10$), con lo cual se plantea la hipótesis de recipiente de pared delgada, donde se trata la pared del depósito como una superficie y se aplican las ecuaciones de Laplace-Young [45]. Planteando el sistema de referencia mostrado en la Figura B.1, se tiene que el estanque posee un esfuerzo longitudinal a lo largo del eje x (σ_x), y un esfuerzo a lo largo del aro en el eje y (σ_y), los cuales se oponen a la presión del contenido.

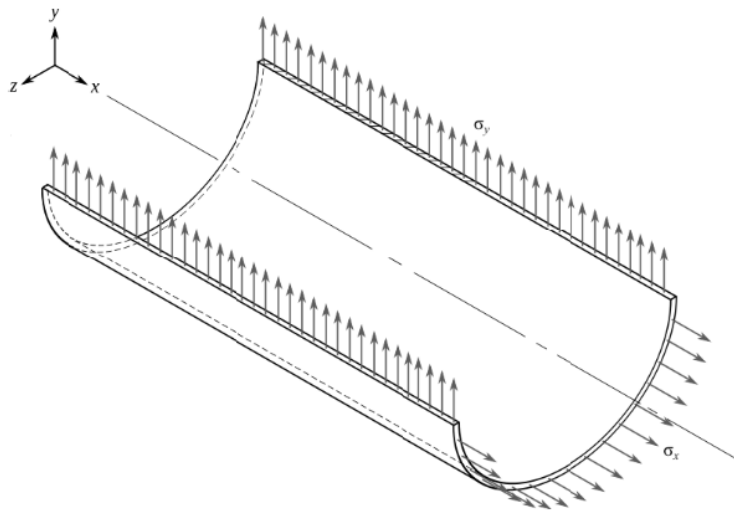


Figura B.1: Sistema de referencia con el estado de tensiones longitudinales y a lo largo del aro del cilindro.

Para el eje x se plantea el diagrama de cuerpo libre de la Figura B.2.

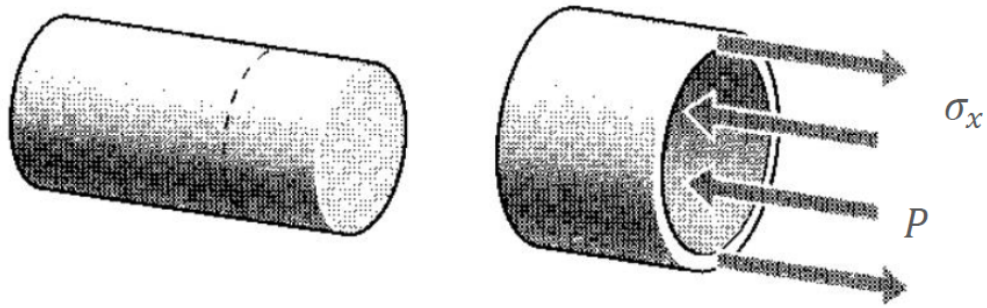


Figura B.2: : Diagrama de cuerpo libre de un depósito cilíndrico sometido a tensión longitudinal [45].

De la Figura B.2 se puede observar que si se analiza una sección transversal, la pared del depósito ejerce una fuerza de tracción (F) respecto de la otra mitad. Esta fuerza será igual a una tensión denominada longitudinal σ_x , multiplicada por el área que actúa, la cual es el espesor de la pared (t_w) por la longitud de la circunferencia ($2\pi r$), tal como se muestra en la siguiente expresión [45]:

$$F = \sigma_x \cdot t_w \cdot 2\pi r \quad (\text{B.1})$$

Sin embargo, la fuerza (F) debe estar en equilibrio con la presión interna (P) ejercida en las paredes del estanque, por lo tanto, la ecuación de equilibrio de Laplace-Young se plantea a continuación [45]:

$$P \cdot \pi r^2 = \sigma_x \cdot t_w \cdot 2\pi r \quad (\text{B.2})$$

Finalmente la Ecuación B.3 muestra el esfuerzo longitudinal del estanque de almacenamiento [45].

$$\sigma_x = \frac{P \cdot r}{2 \cdot t_w} \quad (\text{B.3})$$

Para el eje y se plantea el diagrama de cuerpo libre de la Figura B.3.

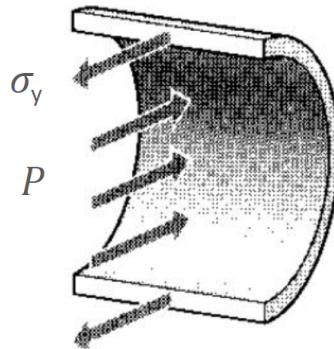


Figura B.3: : Diagrama de cuerpo libre de un depósito cilíndrico sometido a tensión circunferencial [45].

De la Figura B.3 se puede ver que si se analiza ahora una sección longitudinal, la pared del depósito ejerce fuerza de tracción (F), respecto de la otra mitad. Esta fuerza será igual a una tensión denominada circunferencial (σ_y), multiplicada por el área que actúa, la cual es el espesor de la pared (t_w) por la longitud del depósito (L), todo ello multiplicado por 2, ya que son dos las paredes en la sección longitudinal, tal como se muestra en la siguiente expresión [45]:

$$F = \sigma_y \cdot 2 \cdot t_w L \quad (\text{B.4})$$

Pero, la fuerza (F) debe estar en equilibrio con la presión interna (P) ejercida a lo largo de la superficie lateral del depósito, por lo tanto la ecuación de equilibrio de Laplace-Young se plantea a continuación [45]:

$$P \cdot 2rL = \sigma_y \cdot 2 \cdot t_w L \quad (\text{B.5})$$

Por ultimo la Ecuación B.6 muestra el esfuerzo circunferencial del estanque de almacenamiento [45].

$$\sigma_y = \frac{P \cdot r}{t_w} \quad (\text{B.6})$$

Como se puede observar de las expresiones de ambas tensiones, la tensión circunferencial (σ_y) es el doble que la tensión longitudinal (σ_x). Por lo tanto, la mayor parte de la presión interna del recipiente es soportada por la superficie cilíndrica, en los extremos con forma de semiesfera, las tensiones serán menores [45].

Debido a que se trabaja con recipientes de paredes delgadas, las tensiones en la superficie interna y externa serán muy similares, por lo tanto, la tensión cortante a través de la sección transversal se desprecia. Teniendo claro los esfuerzos mecánicos que actúan en la superficie de un recipiente cilíndrico se establece el estado tensional de cada uno de los puntos que forman su superficie. Este estado tensional se muestra en la Figura B.4 [45].

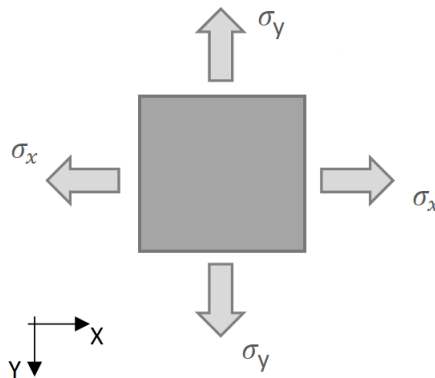


Figura B.4: Estado tensional de la superficie de un recipiente a presión de pared delgada [45].

B.2. Criterio de Von Mises para un material isotropico

Para un material elástico, lineal e isotrópico, es decir, con la misma resistencia mecánica en cualquiera de sus direcciones, se puede utilizar el esfuerzo equivalente de Von Mises mediante las

siguientes expresiones:

$$\sigma_{eq} = \sqrt{\frac{(\sigma_1 - \sigma_2)^2 + (\sigma_1 - \sigma_3)^2 + (\sigma_2 - \sigma_3)^2}{2}} \quad (\text{B.7})$$

$$\sigma_1 = \sigma_x = \frac{P \cdot r}{2 \cdot t_w} \quad (\text{B.8})$$

$$\sigma_2 = \sigma_y = \frac{P \cdot r}{t_w} \quad (\text{B.9})$$

$$\sigma_3 = 0 \quad (\text{B.10})$$

Reemplazando se llega a la expresión:

$$\sigma_{eq} = \frac{P \cdot r \cdot \sqrt{3}}{2 \cdot t_w} \quad (\text{B.11})$$

El criterio de Von Misses establece un factor de seguridad ($n > 1$) dado el límite de fluencia del material (σ_f):

$$n \geq \frac{\sigma_f}{\sigma_{eq}} \quad (\text{B.12})$$

Reemplazando la expresión para el esfuerzo equivalente (σ_{eq}) en el criterio de Von Mises, el espesor de pared para un material elástico lineal e isotrópico se obtiene mediante la Ecuación B.13.

$$t_w \geq \frac{P \cdot r \cdot n \cdot \sqrt{3}}{2 \cdot \sigma_f} \quad (\text{B.13})$$

donde:

- $t_w [m]$: Espesor de pared del estanque.
- $P [kPa]$: Presión de operación del estanque.
- $r [m]$: Radio interior del estanque.
- n : Factor de seguridad.
- $\sigma_f [kPa]$: Límite de fluencia del material de construcción del estanque.

B.3. Criterio del espesor máximo para un material anisotrópico

Para un material anisotrópico, es decir, con diferente resistencia mecánica en sus direcciones, se utiliza el criterio de Von Mises en cada eje por separado. Dado el esfuerzo de fluencia en el eje x (σ_{fx}) e y (σ_{fy}) se tienen las siguientes expresiones:

$$n \geq \frac{\sigma_{fx}}{\sigma_x} \quad (\text{B.14})$$

$$n \geq \frac{\sigma_{fy}}{\sigma_y} \quad (\text{B.15})$$

Las expresiones para los espesores se obtiene mediante las Ecuaciones B.16 y B.17, siendo el espesor del estanque dado por la Ecuación B.18.

$$t_{wx} = \frac{P \cdot r \cdot n}{2 \cdot \sigma_{fx}} \quad (\text{B.16})$$

$$t_{wy} = \frac{P \cdot r \cdot n}{\sigma_{fy}} \quad (\text{B.17})$$

$$t_w = \max\{t_{wx}, t_{wy}\} \quad (\text{B.18})$$

donde:

- $t_{wx}[m]$: Espesor de pared del estanque eje x.
- $t_{wy}[m]$: Espesor de pared del estanque eje y.
- $t_w[m]$: Espesor de pared del estanque.
- P [kPa]: Presión de operación del estanque.
- r [m]: Radio interior del estanque.
- n: Factor de seguridad.
- $\sigma_{fx}[kPa]$: Límite de fluencia del material de construcción del estanque en el eje x.
- $\sigma_{fy}[kPa]$: Límite de fluencia del material de construcción del estanque en el eje y.

Anexo C

Cálculo temperatura de salida compresores de los ciclos de compresión

A continuación se presentan las iteraciones para el cálculo de los coeficientes politrópicos y las temperaturas de salida de los compresores de los diferentes ciclos de compresión.

C.1. Compresores hidrógeno gaseoso

Para comenzar las iteraciones se utilizan como parámetros iniciales los que se encuentran en la Tabla C.1. Donde los calores específicos para un gas ideal diatómico se obtienen de las Ecuaciones C.1 y C.2.

$$c_{pH_2} = \frac{7}{2} \cdot R_{H_2} \quad (C.1)$$

$$c_{vH_2} = \frac{5}{2} \cdot R_{H_2} \quad (C.2)$$

donde:

- $c_{pH_2} [kJ/kgK]$: Calor específico del hidrógeno como gas ideal.
- $c_{vH_2} [kJ/kgK]$: Calor específico del hidrógeno como gas ideal.
- $R_{H_2} [kJ/kgK]$: Constante de los gases ideales para el hidrógeno.

Tabla C.1: Parámetros iniciales para las iteraciones de los compresores de hidrógeno.

Constante gases ideales hidrógeno $R_{H_2} [kJ/kgK]$	4,125
Calor específico gas ideal $c_{pH_2} [kJ/kgK]$	14,44
Calor específico gas ideal $c_{vH_2} [kJ/kgK]$	10,31
Eficiencia politrópica $\eta_p [\%]$	90
Relación de presiones r_p	1,878
Temperatura entrada etapa i T_{ie}	308,15

Para cada iteración se calculan los valores presentes en las Ecuaciones C.3, C.4, C.5, C.6, C.7 y C.8.

$$P_{im} = \frac{P_{ie} + P_{is}}{2} \quad (C.3)$$

$$k_i = \frac{c_{pi}}{c_{vi}} \quad (C.4)$$

$$\frac{n_i}{n_i - 1} = \frac{k_i}{k_i - 1} \cdot \eta_p \quad (C.5)$$

donde:

- $P_{im}[kPa]$: Presión media hidrógeno de la etapa i.
- $P_{ie}[kPa]$: Presión de entrada hidrógeno de la etapa i.
- $P_{is}[kPa]$: Presión de salida hidrógeno de la etapa i.
- k_i : Relación de calores específicos de la etapa i.
- $c_{pi}[kJ/kgK]$: Calor específico del hidrógeno a la presión y temperatura medias de la etapa i.
- $c_v[kJ/kgK]$: Calor específico del hidrógeno a la presión y temperatura medias de la etapa i.
- n_i : Exponente politrópico del hidrógeno de la etapa i.
- η_p : Eficiencia politrópica.
- i: Número de etapa $i=1,2,3,\dots,m$

$$T_{ie} = T_{i+1e} \quad (C.6)$$

$$T_{is} = r_p^{\frac{n_i-1}{n_i}} \cdot T_{ie} \quad (C.7)$$

$$T_{im} = \frac{T_{ie} + T_{is}}{2} \quad (C.8)$$

donde:

- $T_{ie}[K]$: Temperatura de entrada hidrógeno de la etapa i.
- $T_{is}[K]$: Temperatura de salida hidrógeno de la etapa i.
- r_p : Relación de presiones.
- n_i : Exponente politrópico de la etapa i.
- $T_{im}[K]$: Temperatura media hidrógeno de la etapa i.
- i: Número de etapa $i=1,2,3,\dots,m$.

Dada la presión media y temperatura media se recalculan los calores específicos del hidrógeno en base al programa Engineering Equation Solver (EES), y se calcula el exponente politrópico y la temperatura de salida del compresor. Se repite este proceso hasta que la diferencia de valores de la temperatura de salida de la iteración j y $j+1$ sea menor a un 5 %.

Comenzando las iteraciones con los parámetros iniciales de la Tabla C.1 y utilizando las Ecuaciones C.3 a C.8, se obtienen los resultados de las iteraciones para cada etapa de compresión presentes en la Tabla C.2.

Tabla C.2: Resultados para las iteraciones del exponente politrópico y la temperatura de salida de los compresores del hidrógeno gaseoso.

Etapa	Iteración	P_m [kPa]	c_p [kJ/kgK]	c_v [kJ/kg K]	k	n	T_s [K]	T_m [K]
1	1	4.316	14,44	10,312	1,400	1,465	376,372	342,261
	2		14,50	10,320	1,405	1,471	377,048	342,599
	3		14,50	10,320	1,405	1,471	377,048	342,599
2	1	8.104	14,44	10,312	1,400	1,465	376,372	342,261
	2		14,56	10,350	1,407	1,473	377,278	342,714
	3		14,56	10,350	1,407	1,473	377,278	342,714
3	1	15.216	14,44	10,312	1,400	1,465	376,372	342,261
	2		14,67	10,400	1,411	1,478	377,786	342,968
	3		14,67	10,400	1,411	1,478	377,786	342,968
4	1	28.570	14,44	10,312	1,400	1,465	376,372	342,261
	2		14,80	10,490	1,411	1,478	377,825	342,987
	3		14,80	10,490	1,411	1,478	377,825	342,987
5	1	53.641	14,44	10,312	1,400	1,465	376,372	342,261
	2		14,95	10,650	1,404	1,470	376,876	342,513
	3		14,95	10,650	1,404	1,470	376,876	342,513

C.2. Compresores oxígeno gaseoso

Para comenzar las iteraciones se utilizan como parámetros iniciales los que se encuentran en la Tabla C.3. Donde los calores específicos para un gas ideal diatómico se obtienen de las Ecuaciones C.9 y C.10.

$$c_{pO_2} = \frac{7}{2} \cdot R_{O_2} \quad (C.9)$$

$$c_{vO_2} = \frac{5}{2} \cdot R_{O_2} \quad (C.10)$$

donde:

- c_{pO_2} [kJ/kgK]: Calor específico del oxígeno como gas ideal.
- c_{vO_2} [kJ/kgK]: Calor específico del oxígeno como gas ideal.
- R_{O_2} [kJ/kgK]: Constante de los gases ideales para el oxígeno.

Tabla C.3: Parámetros iniciales para las iteraciones de los compresores de oxígeno.

Constante gases ideales oxígeno $R_{O_2}[kJ/kgK]$	0,260
Calor específico gas ideal $c_{pO_2}[kJ/kgK]$	0,91
Calor específico gas ideal $c_{vO_2}[kJ/kgK]$	0,65
Eficiencia politrópica η_p [%]	90
Relación de presiones r_p	1,81
Temperatura entrada etapa i T_{ie}	308,15

Para cada iteración se calculan los valores presentes en las Ecuaciones C.11, C.12, C.13, C.14, C.15 y C.16.

$$P_{im} = \frac{P_{ie} + P_{is}}{2} \quad (C.11)$$

$$k_i = \frac{c_{pi}}{c_{vi}} \quad (C.12)$$

$$\frac{n_i}{n_i - 1} = \frac{k_i}{k_i - 1} \cdot \eta_p \quad (C.13)$$

donde:

- $P_{im}[kPa]$: Presión media oxígeno de la etapa i .
- $P_{ie}[kPa]$: Presión de entrada oxígeno de la etapa i .
- $P_{is}[kPa]$: Presión de salida oxígeno de la etapa i .
- k_i : Relación de calores específicos de la etapa i .
- $c_{pi}[kJ/kgK]$: Calor específico del oxígeno a la presión y temperatura medias de la etapa i .
- $c_v[kJ/kgK]$: Calor específico del oxígeno a la presión y temperatura medias de la etapa i .
- n_i : Exponente politrópico del oxígeno de la etapa i .
- η_p : Eficiencia politrópica.
- i : Número de etapa $i=1,2,3,\dots,m$.

$$T_{ie} = T_{i+1e} \quad (C.14)$$

$$T_{is} = r_p^{\frac{n_i-1}{n_i}} \cdot T_{ie} \quad (C.15)$$

$$T_{im} = \frac{T_{ie} + T_{is}}{2} \quad (C.16)$$

donde:

- $T_{ie}[K]$: Temperatura de entrada oxígeno de la etapa i .

- $T_{is}[K]$: Temperatura de salida oxígeno de la etapa i.
- r_p : Relación de presiones.
- n_i : Exponente politrópico de la etapa i.
- $T_{im}[K]$: Temperatura media oxígeno de la etapa i.
- i: Número de etapa $i=1,2,3,\dots,m$.

Dada la presión media y temperatura media se recalculan los calores específicos del oxígeno en base al programa Engineering Equation Solver (EES), y se calcula el exponente politrópico y la temperatura de salida del compresor. Se repite este proceso hasta que la diferencia de valores de la temperatura de salida de la iteración j y j+1 sea menor a un 5 %.

Comenzando las iteraciones con los parámetros iniciales de la Tabla C.3 y utilizando las Ecuaciones C.11 a C.16, se obtienen los resultados de las iteraciones para cada etapa de compresión presentes en la Tabla C.4.

Tabla C.4: Resultados para las iteraciones del exponente politrópico y la temperatura de salida de los compresores del oxígeno gaseoso.

Etapa	Iteración	P_m [kPa]	c_p [kJ/kgK]	c_v [kJ/kg K]	k	n	T_s [K]	T_m [K]
1	1	1.688	0,91	0,65	1,4	1,465	372,209	340,179
	2		0,9446	0,6682	1,414	1,482	373,910	341,030
	3		0,9446	0,6683	1,413	1,481	373,883	341,017
	4		0,9446	0,6683	1,413	1,481	373,883	341,017
2	1	3.060	0,91	0,650	1,400	1,465	372,209	340,179
	2		0,9606	0,6705	1,433	1,505	376,237	342,194
	3		0,9605	0,6709	1,432	1,504	376,116	342,133
	4		0,9605	0,6709	1,432	1,504	376,116	342,133
3	1	5.547	0,91	0,65	1,400	1,465	372,209	340,179
	2		0,9899	0,6747	1,467	1,547	380,343	344,246
	3		0,9888	0,6753	1,464	1,544	380,000	344,075
	4		0,9889	0,6752	1,465	1,544	380,042	344,096
4	1	10.056	0,91	0,65	1,400	1,465	372,209	340,179
	2		1,042	0,6816	1,529	1,624	387,309	347,729
	3		1,037	0,6824	1,520	1,613	386,305	347,228
	4		1,037	0,6823	1,520	1,613	386,330	347,240
5	1	18.231	0,91	0,65	1,400	1,465	372,209	340,179
	2		1,126	0,6962	1,617	1,736	396,592	352,371
	3		1,11	0,6928	1,602	1,717	395,062	351,606
	4		1,111	0,6927	1,604	1,719	395,232	351,691

Anexo D

Masa real de oxígeno gaseoso y líquido mensual producida en régimen de operación estacionario

La producción de oxígeno mensual por los electrolizadores se determinó en la Sección :Balance de masa proceso de producción de hidrógeno y oxígeno, la cual se ve en la Tabla D.1.

Tabla D.1: Producción de oxígeno global mensual del proceso de electrolisis de los aerogeneradores.

Mes	Producción de oxígeno global m_e [kg/mes]
Enero	512.005
Febrero	450.669
Marzo	434.422
Abril	389.747
Mayo	331.931
Junio	331.931
Julio	341.767
Agosto	334.572
Septiembre	339.026
Octubre	346.630
Noviembre	385.930
Diciembre	494.849
Total [kg/año]	4.693.478

Para cada mes se establece el aumento del flujo real de oxígeno gaseoso para la entrada de compresión producto de la recirculación, tomando los datos de la Tabla D.1. Donde los flujos se obtiene en base al flujo real para un día de operación m_e de cada mes, y las Ecuaciones 5.131, 5.132, 5.153 y 5.136. De este modo se tienen las Tablas D.2 a D.13, donde se tiene que dado que el primer año el flujo de entrada del 1 de Enero no incluye un flujo recirculado, los datos de las tablas corresponde al segundo año de operación, donde en el flujo de entrada del 1 de Enero se incluye el flujo recirculado del 31 de Diciembre del primer año, llegando al estado estacionario de operación.

Tabla D.2: Aumento del flujo real de oxígeno gaseoso para la entrada de compresión producto de la recirculación para el mes de **Enero**.

Día	\dot{m}_e [kg/día]	\dot{m}_c [kg/día]	\dot{m}_g [kg/día]	\dot{m}_L [kg/día]	\dot{m}_t [kg/día]
1	41.929	10.902	31.028	5.275	25.753
2	42.269	10.990	31.279	5.317	25.962
3	42.478	11.044	31.434	5.344	26.090
4	42.606	11.078	31.529	5.360	26.169
5	42.685	11.098	31.587	5.370	26.217
6	42.734	11.111	31.623	5.376	26.247
7	42.763	11.118	31.645	5.380	26.265
8	42.781	11.123	31.658	5.382	26.276
9	42.793	11.126	31.667	5.383	26.283
10	42.800	11.128	31.672	5.384	26.287
11	42.804	11.129	31.675	5.385	26.290
12	42.806	11.130	31.677	5.385	26.292
13	42.808	11.130	31.678	5.385	26.293
14	42.809	11.130	31.679	5.385	26.293
15	42.810	11.130	31.679	5.385	26.294
16	42.810	11.131	31.679	5.385	26.294
17	42.810	11.131	31.680	5.386	26.294
18	42.810	11.131	31.680	5.386	26.294
19	42.810	11.131	31.680	5.386	26.294
20	42.810	11.131	31.680	5.386	26.294
21	42.810	11.131	31.680	5.386	26.294
22	42.810	11.131	31.680	5.386	26.294
23	42.810	11.131	31.680	5.386	26.294
24	42.811	11.131	31.680	5.386	26.294
25	42.811	11.131	31.680	53.86	26.294
26	42.811	11.131	31.680	5.386	26.294
27	42.811	11.131	31.680	5.386	26.294
28	42.811	11.131	31.680	5.386	26.294
29	42.811	11.131	31.680	5.386	26.294
30	42.811	11.131	31.680	5.386	26.294
31	42.811	11.131	31.680	5.386	26.294

Tabla D.3: Aumento del flujo real de oxígeno gaseoso para la entrada de compresión producto de la recirculación para el mes de **Febrero**.

Día	\dot{m}_e [kg/día]	\dot{m}_c [kg/día]	\dot{m}_g [kg/día]	\dot{m}_L [kg/día]	\dot{m}_t [kg/día]
1	42.390	11.021	31.368	5.333	26.036
2	42.131	10.954	31.177	5.300	25.877
3	41.972	10.913	31.059	5.280	25.779
4	41.875	10.887	30.987	5.268	25.719
5	41.815	10.872	30.943	5.260	25.683
6	41.778	10.862	30.916	5.256	25.660
7	41.755	10.856	30.899	5.253	25.646
8	41.741	10.853	30.889	5.251	25.638
9	41.733	10.851	30.882	5.250	25.632
10	41.728	10.849	30.878	5.249	25.629
11	41.724	10.848	30.876	5.249	25.627
12	41.722	10.848	30.875	5.249	25.626
13	41.721	10.848	30.874	5.249	25.625
14	41.721	10.847	30.873	5.248	25.625
15	41.720	10.847	30.873	5.248	25.624
16	41.720	10.847	30.873	5.248	25.624
17	41.720	10.847	30.873	5.248	25.624
18	41.719	10.847	30.872	5.248	25.624
19	41.719	10.847	30.872	5.248	25.624
20	41.719	10.847	30.872	5.248	25.624
21	41.719	10.847	30.872	5.248	25.624
22	41.719	10.847	30.872	5.248	25.624
23	41.719	10.847	30.872	5.248	25.624
24	41.719	10.847	30.872	5.248	25.624
25	41.719	10.847	30.872	5.248	25.624
26	41.719	10.847	30.872	5.248	25.624
27	41.719	10.847	30.872	5.248	25.624
28	41.719	10.847	30.872	5.248	25.624

Tabla D.4: Aumento del flujo real de oxígeno gaseoso para la entrada de compresión producto de la recirculación para el mes de **Marzo**.

Día	\dot{m}_e [kg/día]	\dot{m}_c [kg/día]	\dot{m}_g [kg/día]	\dot{m}_L [kg/día]	\dot{m}_t [kg/día]
1	39.638	10.306	29.332	4.986	24.345
2	38.359	9.973	28.386	4.826	23.560
3	37.574	9.769	27.805	4.727	23.078
4	37.091	9.644	27.448	4.666	22.782
5	36.795	9.567	27.228	4.629	22.600
6	36.613	9.519	27.094	4.606	22.488
7	36.501	9.490	27.011	4.592	22.419
8	36.433	9.473	26.960	4.583	22.377
9	36.391	9.462	26.929	4.578	22.351
10	36.365	9.455	26.910	4.575	22.335
11	36.349	9.451	26.898	4.573	22.325
12	36.339	9.448	26.891	4.571	22.319
13	36.333	9.447	26.886	4.571	22.316
14	36.329	9.446	26.884	4.570	22.314
15	36.327	9.445	26.882	4.570	22.312
16	36.326	9.445	26.881	4.570	22.311
17	36.325	9.444	26.880	4.570	22.311
18	36.324	9.444	26.880	4.570	22.310
19	36.324	9.444	26.880	4.570	22.310
20	36.324	9.444	26.880	4.570	22.310
21	36.324	9.444	26.880	4.570	22.310
22	36.324	9.444	26.880	4.570	22.310
23	36.324	9.444	26.879	4.570	22.310
24	36.324	9.444	26.879	4.570	22.310
25	36.324	9.444	26.879	4.570	22.310
26	36.324	9.444	26.879	4.570	22.310
27	36.324	9.444	26.879	4.570	22.310
28	36.324	9.444	26.879	4.570	22.310
29	36.324	9.444	26.879	4.570	22.310
30	36.324	9.444	26.879	4.570	22.310
31	36.324	9.444	26.879	4.570	22.310

Tabla D.5: Aumento del flujo real de oxígeno gaseoso para la entrada de compresión producto de la recirculación para el mes de **Abril**.

Día	\dot{m}_e [kg/día]	\dot{m}_c [kg/día]	\dot{m}_g [kg/día]	\dot{m}_L [kg/día]	\dot{m}_t [kg/día]
1	35.302	9.178	26.123	4.441	21.682
2	34.674	9.015	25.659	4.362	21.297
3	34.288	8.915	25.373	4.313	21.060
4	34.051	8.853	25.198	4.284	20.914
5	33.906	8.816	25.090	4.265	20.825
6	33.817	8.792	25.024	4.254	20.770
7	33.762	8.778	24.984	4.247	20.736
8	33.728	8.769	24.959	4.243	20.716
9	33.707	8.764	24.943	4.240	20.703
10	33.695	8.761	24.934	4.239	20.695
11	33.687	8.759	24.928	4.238	20.690
12	33.682	8.757	24.925	4.237	20.688
13	33.679	8.757	24.923	4.237	20.686
14	33.677	8.756	24.921	4.237	20.685
15	33.676	8.756	24.920	4.236	20.684
16	33.675	8.756	24.920	4.236	20.683
17	33.675	8.756	24.920	4.236	20.683
18	33.675	8.755	24.919	4.236	20.683
19	33.675	8.755	24.919	4.236	20.683
20	33.675	8.755	24.919	4.236	20.683
21	33.674	8.755	24.919	4.236	20.683
22	33.674	8.755	24.919	4.236	20.683
23	33.674	8.755	24.919	4.236	20.683
24	33.674	8.755	24.919	4.236	20.683
25	33.674	8.755	24.919	4.236	20.683
26	33.674	8.755	24.919	4.236	20.683
27	33.674	8.755	24.919	4.236	20.683
28	33.674	8.755	24.919	4.236	20.683
29	33.674	8.755	24.919	4.236	20.683
30	33.674	8.755	24.919	4.236	20.683

Tabla D.6: Aumento del flujo real de oxígeno gaseoso para la entrada de compresión producto de la recirculación para el mes de **Mayo**.

Día	\dot{m}_e [kg/día]	\dot{m}_c [kg/día]	\dot{m}_g [kg/día]	\dot{m}_L [kg/día]	\dot{m}_t [kg/día]
1	31.390	8.161	23.229	3.949	19.280
2	29.987	7.797	22.191	3.772	18.418
3	29.126	7.573	21.553	3.664	17.889
4	28.596	7.435	21.161	3.597	17.564
5	28.271	7.351	20.921	3.557	17.364
6	28.072	7.299	20.773	3.531	17.242
7	27.949	7.267	20.682	3.516	17.166
8	27.874	7.247	20.627	3.507	17.120
9	27.828	7.235	20.592	3.501	17.092
10	27.799	7.228	20.571	3.497	17.074
11	27.782	7.223	20.558	3.495	17.063
12	27.771	7.220	20.550	3.494	17.057
13	27.764	7.219	20.546	3.493	17.053
14	27.760	7.218	20.543	3.492	17.050
15	27.758	7.217	20.541	3.492	17.049
16	27.756	7.217	20.540	3.492	17.048
17	27.755	7.216	20.539	3.492	17.047
18	27.755	7.216	20.539	3.492	17.047
19	27.754	7.216	20.538	3.492	17.047
20	27.754	7.216	20.538	3.491	17.047
21	27.754	7.216	20.538	3.491	17.047
22	27.754	7.216	20.538	3.491	17.047
23	27.754	7.216	20.538	3.491	17.046
24	27.754	7.216	20.538	3.491	17.046
25	27.754	7.216	20.538	3.491	17.046
26	27.754	7.216	20.538	3.491	17.046
27	27.754	7.216	20.538	3.491	17.046
28	27.754	7.216	20.538	3.491	17.046
29	27.754	7.216	20.538	3.491	17.046
30	27.754	7.216	20.538	3.491	17.046
31	27.754	7.216	20.538	3.491	17.046

Tabla D.7: Aumento del flujo real de oxígeno gaseoso para la entrada de compresión producto de la recirculación para el mes de **Junio**.

Día	\dot{m}_e [kg/día]	\dot{m}_c [kg/día]	\dot{m}_g [kg/día]	\dot{m}_L [kg/día]	\dot{m}_t [kg/día]
1	28.111	7.309	20.802	3.536	17.266
2	28.330	7.366	20.964	3.564	17.400
3	28.465	7.401	21.064	3.581	17.483
4	28.547	7.422	21.125	3.591	17.534
5	28.598	7.436	21.163	3.598	17.565
6	28.629	7.444	21.186	3.602	17.584
7	28.648	7.449	21.200	3.604	17.596
8	28.660	7.452	21.209	3.605	17.603
9	28.667	7.454	21.214	3.606	17.608
10	28.672	7.455	21.217	3.607	17.610
11	28.675	7.455	21.219	3.607	17.612
12	28.676	7.456	21.220	3.607	17.613
13	28.677	7.456	21.221	3.608	17.614
14	28.678	7.456	21.222	3.608	17.614
15	28.678	7.456	21.222	3.608	17.614
16	28.679	7.456	21.222	3.608	17.614
17	28.679	7.456	21.222	3.608	17.614
18	28.679	7.457	21.222	3.608	17.615
19	28.679	7.457	21.222	3.608	17.615
20	28.679	7.457	21.222	3.608	17.615
21	28.679	7.457	21.222	3.608	17.615
22	28.679	7.457	21.222	3.608	17.615
23	28.679	7.457	21.222	3.608	17.615
24	28.679	7.457	21.222	3.608	17.615
25	28.679	7.457	21.222	3.608	17.615
26	28.679	7.457	21.222	3.608	17.615
27	28.679	7.457	21.222	3.608	17.615
28	28.679	7.457	21.222	3.608	17.615
29	28.679	7.457	21.222	3.608	17.615
30	28.679	7.457	21.222	3.608	17.615

Tabla D.8: Aumento del flujo real de oxígeno gaseoso para la entrada de compresión producto de la recirculación para el mes de **Julio**.

Día	\dot{m}_e [kg/día]	\dot{m}_c [kg/día]	\dot{m}_g [kg/día]	\dot{m}_L [kg/día]	\dot{m}_t [kg/día]
1	28.639	7.446	21.193	3.603	17.590
2	28.615	7.440	21.175	3.600	17.575
3	28.600	7.436	21.164	3.598	17.566
4	28.591	7.434	21.157	3.597	17.561
5	28.585	7.432	21.153	3.596	17.557
6	28.582	7.431	21.151	3.596	17.555
7	28.580	7.431	21.149	3.595	17.554
8	28.578	7.430	21.148	3.595	17.553
9	28.578	7.430	21.147	3.595	17.552
10	28.577	7.430	21.147	3.595	17.552
11	28.577	7.430	21.147	3.595	17.552
12	28.577	7.430	21.147	3.595	17.552
13	28.576	7.430	21.147	3.595	17.552
14	28.576	7.430	21.147	3.595	17.552
15	28.576	7.430	21.147	3.595	17.552
16	28.576	7.430	21.146	3.595	17.552
17	28.576	7.430	21.146	3.595	17.552
18	28.576	7.430	21.146	3.595	17.552
19	28.576	7.430	21.146	3.595	17.552
20	28.576	7.430	21.146	3.595	17.552
21	28.576	7.430	21.146	3.595	17.552
22	28.576	7.430	21.146	3.595	17.552
23	28.576	7.430	21.146	3.595	17.552
24	28.576	7.430	21.146	3.595	17.552
25	28.576	7.430	21.146	3.595	17.552
26	28.576	7.430	21.146	3.595	17.552
27	28.576	7.430	21.146	3.595	17.552
28	28.576	7.430	21.146	3.595	17.552
29	28.576	7.430	21.146	3.595	17.552
30	28.576	7.430	21.146	3.595	17.552
31	28.576	7.430	21.146	3.595	17.552

Tabla D.9: Aumento del flujo real de oxígeno gaseoso para la entrada de compresión producto de la recirculación para el mes de **Agosto**.

Día	\dot{m}_e [kg/día]	\dot{m}_c [kg/día]	\dot{m}_g [kg/día]	\dot{m}_L [kg/día]	\dot{m}_t [kg/día]
1	28.344	7.369	20.975	3.566	17.409
2	28.202	7.332	20.869	3.548	17.321
3	28.114	7.310	20.804	3.537	17.268
4	28.060	7.296	20.765	3.530	17.235
5	28.027	7.287	20.740	3.526	17.214
6	28.007	7.282	20.725	3.523	17.202
7	27.995	7.279	20.716	3.522	17.194
8	27.987	7.277	20.710	3.521	17.190
9	27.982	7.275	20.707	3.520	17.187
10	27.979	7.275	20.705	3.520	17.185
11	27.978	7.274	20.703	3.520	17.184
12	27.976	7.274	20.703	3.519	17.183
13	27.976	7.274	20.702	3.519	17.183
14	27.975	7.274	20.702	3.519	17.182
15	27.975	7.274	20.702	3.519	17.182
16	27.975	7.273	20.701	3.519	17.182
17	27.975	7.273	20.701	3.519	17.182
18	27.975	7.273	20.701	3.519	17.182
19	27.975	7.273	20.701	3.519	17.182
20	27.975	7.273	20.701	3.519	17.182
21	27.975	7.273	20.701	3.519	17.182
22	27.975	7.273	20.701	3.519	17.182
23	27.975	7.273	20.701	3.519	17.182
24	27.975	7.273	20.701	3.519	17.182
25	27.975	7.273	20.701	3.519	17.182
26	27.975	7.273	20.701	3.519	17.182
27	27.975	7.273	20.701	3.519	17.182
28	27.975	7.273	20.701	3.519	17.182
29	27.975	7.273	20.701	3.519	17.182
30	27.975	7.273	20.701	3.519	17.182
31	27.975	7.273	20.701	3.519	17.182

Tabla D.10: Aumento del flujo real de oxígeno gaseoso para la entrada de compresión producto de la recirculación para el mes de **Septiembre**.

Día	\dot{m}_e [kg/día]	\dot{m}_c [kg/día]	\dot{m}_g [kg/día]	\dot{m}_L [kg/día]	\dot{m}_t [kg/día]
1	28.483	7.406	21.077	3.583	17.494
2	28.795	7.487	21.308	3.622	17.686
3	28.987	7.537	21.450	3.647	17.804
4	29.105	7.567	21.537	3.661	17.876
5	29.177	7.586	21.591	3.670	17.920
6	29.221	7.598	21.624	3.676	17.948
7	29.249	7.605	21.644	3.679	17.964
8	29.265	7.609	21.656	3.682	17.975
9	29.276	7.612	21.664	3.683	17.981
10	29.282	7.613	21.669	3.684	17.985
11	29.286	7.614	21.672	3.684	17.987
12	29.288	7.615	21.673	3.684	17.989
13	29.290	7.615	21.674	3.685	17.990
14	29.291	7.616	21.675	3.685	17.990
15	29.291	7.616	21.675	3.685	17.991
16	29.291	7.616	21.676	3.685	17.991
17	29.292	7.616	21.676	3.685	17.991
18	29.292	7.616	21.676	3.685	17.991
19	29.292	7.616	21.676	3.685	17.991
20	29.292	7.616	21.676	3.685	17.991
21	29.292	7.616	21.676	3.685	17.991
22	29.292	7.616	21.676	3.685	17.991
23	29.292	7.616	21.676	3.685	17.991
24	29.292	7.616	21.676	3.685	17.991
25	29.292	7.616	21.676	3.685	17.991
26	29.292	7.616	21.676	3.685	17.991
27	29.292	7.616	21.676	3.685	17.991
28	29.292	7.616	21.676	3.685	17.991
29	29.292	7.616	21.676	3.685	17.991
30	29.292	7.616	21.676	3.685	17.991

Tabla D.11: Aumento del flujo real de oxígeno gaseoso para la entrada de compresión producto de la recirculación para el mes de **Octubre**.

Día	\dot{m}_e [kg/día]	\dot{m}_c [kg/día]	\dot{m}_g [kg/día]	\dot{m}_L [kg/día]	\dot{m}_t [kg/día]
1	29.173	7.585	21.588	3.670	17.918
2	29.100	7.566	21.534	3.661	17.873
3	29.055	7.554	21.500	3.655	17.845
4	29.027	7.547	21.480	3.652	17.828
5	29.010	7.543	21.467	3.649	17.818
6	29.000	7.540	21.460	3.648	17.811
7	28.993	7.538	21.455	3.647	17.808
8	28.989	7.537	21.452	3.647	17.805
9	28.987	7.537	21.450	3.647	17.804
10	28.985	7.536	21.449	3.646	17.803
11	28.984	7.536	21.448	3.646	17.802
12	28.984	7.536	21.448	3.646	17.802
13	28.983	7.536	21.448	3.646	17.802
14	28.983	7.536	21.448	3.646	17.802
15	28.983	7.536	21.448	3.646	17.801
16	28.983	7.536	21.447	3.646	17.801
17	28.983	7.536	21.447	3.646	17.801
18	28.983	7.536	21.447	3.646	17.801
19	28.983	7.536	21.447	3.646	17.801
20	28.983	7.536	21.447	3.646	17.801
21	28.983	7.536	21.447	3.646	17.801
22	28.983	7.536	21.447	3.646	17.801
23	28.983	7.536	21.447	3.646	17.801
24	28.983	7.536	21.447	3.646	17.801
25	28.983	7.536	21.447	3.646	17.801
26	28.983	7.536	21.447	3.646	17.801
27	28.983	7.536	21.447	3.646	17.801
28	28.983	7.536	21.447	3.646	17.801
29	28.983	7.536	21.447	3.646	17.801
30	28.983	7.536	21.447	3.646	17.801
31	28.983	7.536	21.447	3.646	17.801

Tabla D.12: Aumento del flujo real de oxígeno gaseoso para la entrada de compresión producto de la recirculación para el mes de **Noviembre**.

Día	\dot{m}_e [kg/día]	\dot{m}_c [kg/día]	\dot{m}_g [kg/día]	\dot{m}_L [kg/día]	\dot{m}_t [kg/día]
1	30.666	7.973	22.693	3.858	18.835
2	31.699	8.242	23.457	3.988	19.470
3	32.334	8.407	23.927	4.068	19.860
4	32.724	8.508	24.216	4.117	20.099
5	32.963	8.570	24.393	4.147	20.246
6	33.110	8.609	24.502	4.165	20.336
7	33.201	8.632	24.569	4.177	20.392
8	33.256	8.647	24.610	4.184	20.426
9	33.290	8.655	24.635	4.188	20.447
10	33.311	8.661	24.650	4.191	20.460
11	33.324	8.664	24.660	4.192	20.468
12	33.332	8.666	24.666	4.193	20.473
13	33.337	8.668	24.669	4.194	20.475
14	33.340	8.668	24.671	4.194	20.477
15	33.342	8.669	24.673	4.194	20.478
16	33.343	8.669	24.674	4.195	20.479
17	33.343	8.669	24.674	4.195	20.480
18	33.344	8.669	24.674	4.195	20.480
19	33.344	8.669	24.675	4.195	20.480
20	33.344	8.670	24.675	4.195	20.480
21	33.344	8.670	24.675	4.195	20.480
22	33.344	8.670	24.675	4.195	20.480
23	33.344	8.670	24.675	4.195	20.480
24	33.345	8.670	24.675	4.195	20.480
25	33.345	8.670	24.675	4.195	20.480
26	33.345	8.670	24.675	4.195	20.480
27	33.345	8.670	24.675	4.195	20.480
28	33.345	8.670	24.675	4.195	20.480
29	33.345	8.670	24.675	4.195	20.480
30	33.345	8.670	24.675	4.195	20.480

Tabla D.13: Aumento del flujo real de oxígeno gaseoso para la entrada de compresión producto de la recirculación para el mes de **Diciembre**.

Día	\dot{m}_e [kg/día]	\dot{m}_c [kg/día]	\dot{m}_g [kg/día]	\dot{m}_L [kg/día]	\dot{m}_t [kg/día]
1	36.443	9.475	26.968	4.585	22.383
2	38.346	9.970	28.376	4.824	23.552
3	39.515	10.274	29.241	4.971	24.270
4	40.233	10.461	29.772	5.061	24.711
5	40.674	10.575	30.099	5.117	24.982
6	40.945	10.646	30.299	5.151	25.148
7	41.111	10.689	30.422	5.172	25.250
8	41.213	10.715	30.498	5.185	25.313
9	41.276	10.732	30.544	5.193	25.352
10	41.315	10.742	30.573	5.197	25.375
11	41.338	10.748	30.590	5.200	25.390
12	41.353	10.752	30.601	5.202	25.399
13	41.362	10.754	30.608	5.203	25.404
14	41.367	10.755	30.612	5.204	25.408
15	41.371	10.756	30.614	5.204	25.410
16	41.373	10.757	30.616	5.205	25.411
17	41.374	10.757	30.617	5.205	25.412
18	41.375	10.757	30.617	5.205	25.412
19	41.375	10.758	30.618	5.205	25.413
20	41.376	10.758	30.618	5.205	25.413
21	41.376	10.758	30.618	5.205	25.413
22	41.376	10.758	30.618	5.205	25.413
23	41.376	10.758	30.618	5.205	25.413
24	41.376	10.758	30.618	5.205	25.413
25	41.376	10.758	30.618	5.205	25.413
26	41.376	10.758	30.618	5.205	25.413
27	41.376	10.758	30.618	5.205	25.413
28	41.376	10.758	30.618	5.205	25.413
29	41.376	10.758	30.618	5.205	25.413
30	41.376	10.758	30.618	5.205	25.413
31	41.376	10.758	30.618	5.205	25.413

La masa real mensual de oxígeno gaseoso a la entrada del ciclo se obtiene mediante la Ecuación D.1. Así como el oxígeno gaseoso producido en régimen estacionario se obtiene con la Ecuación D.2, donde se asume que a fin de mes el flujo recirculante \dot{m}_t es utilizado para el mes siguiente. Así también la masa real mensual de oxígeno líquido producido en régimen estacionario se obtiene con la Ecuación D.3.

$$m_{ej} = \sum_{i=1}^{N_j} \dot{m}_{eij} \quad (D.1)$$

$$m_{c j} = \sum_{i=1}^{N_j} \dot{m}_{c i j} \quad (D.2)$$

$$m_{L j} = \sum_{i=1}^{N_i} \dot{m}_{L i j} \quad (D.3)$$

- $m_{e j} [kg/mes]$: Masa real mensual de oxígeno gaseoso de entrada ciclo en régimen estacionario del mes j.
- $\dot{m}_{e i j} [kg/dia]$: Flujo másico de entrada oxígeno gaseoso al ciclo del día i en el mes j.
- N_j :; Número de días del mes j.
- $m_{c j} [kg/mes]$: Masa real mensual de oxígeno gaseoso producido en régimen estacionario del mes j.
- $\dot{m}_{c i j} [kg/dia]$: Flujo másico de entrada oxígeno gaseoso al estanque de almacenamiento del día i en el mes j.
- $m_{L j} [kg/mes]$: Masa real mensual de oxígeno liquido producido en régimen estacionario del mes j.
- $\dot{m}_{L i} [kg/dia]$: Flujo másico de entrada oxígeno liquido al estanque de almacenamiento del día i en el mes j.

Evaluando las Ecuaciones D.1, D.2 y D.3, en las Tablas D.2 a D.13 se obtiene la masa real de oxígeno gaseoso y liquido producido por la planta de electrolisis presente en la Tabla D.14.

Tabla D.14: Producción de oxígeno gaseoso y liquido real mensual en un estado estacionario para el 2 año de operación.

Mes	Masa oxígeno entrada m_e [kg/mes]	Producción oxígeno gaseoso m_c [kg/mes]	Producción oxígeno liquido m_L [kg/mes]	Producción oxígeno total [kg/mes]
Enero	1.324.842	344.459	166.665	511.124
Febrero	1.169.878	304.168	147.171	451.339
Marzo	1.134.620	295.001	142.735	437.736
Abril	1.014.449	263.757	127.618	391.375
Mayo	869.795	226.147	109.420	335.567
Junio	858.897	223.313	108.049	331.362
Julio	886.029	230.368	111.462	341.830
Agosto	868.173	225.725	109.216	334.941
Septiembre	876.663	227.932	110.284	338.217
Octubre	898.962	233.730	113.089	346.820
Noviembre	993.393	258.282	124.969	383.251
Diciembre	1.269.870	330.166	159.750	489.916
Total [kg/año]	6.223.907	3.163.049	1.530.429	4.693.478

Anexo E

Desarrollo flujo de caja

E.1. Flujo de caja proyecto puro

El precio de venta de los insumos se ve en la Tabla E.1, la cantidad vendida corresponde a la demanda de hidrógeno gaseoso Tabla 5.30, y la demanda de oxígeno gaseoso y líquido del Hospital Regional de Concepción Tablas 4.30 y 4.27. Mediante la Ecuación 6.7 se obtienen los ingresos por venta presentes en la Tabla E.2 .

Tabla E.1: Precio de venta de los compuestos al Hospital Regional de Concepción.

Precio venta hidrógeno P_{H_2} [USD/kg]	12
Precio venta oxígeno gaseoso P_{O_2g} [USD/Nm ³]	2,50
Precio arriendo cilindros oxígeno gaseoso P_{cO_2g} [USD/cilindroda]	0,20
Precio venta oxígeno líquido P_{O_2L} [USD/Nm ³]	0,29

Tabla E.2: Ingresos por la venta de los compuestos al Hospital Regional de Concepción.

Ingresos por venta de hidrógeno [USD/año]	6.567.684
Ingresos por venta de oxígeno gaseoso [USD/año]	142.853
Ingresos por venta de oxígeno líquido [USD/año]	99.759
Ingresos totales [USD/año]	6.810.296

El desarrollo del flujo de caja del proyecto puro se puede ver en las Tablas E.3 a E.9.

Tabla E.3: Primera parte flujo de caja proyecto puro año 0 al 3.

Estructura flujo de caja	0	1	2	3
Ingreso por ventas		6.810.296	6.810.296	6.810.296
Costos Variable		0	0	0
Costo fijo		-3.616.943	-3.616.943	-3.616.943
Depreciación total activos		-8.942.486	-8.942.486	-8.942.486
Ganancia/Perdida de capital				
Perdidas del ejercicio anterior			-2.132.190	-4.264.380
Utilidad antes de impuestos		-2.132.190	-4.264.380	-6.396.569
Impuesto a las empresas		0	0	0
Utilidad después de impuestos		-2.132.190	-4.264.380	-6.396.569
Depreciación total activos		8.942.486	8.942.486	8.942.486
Ganancia/Perdida de capital				
Perdidas del ejercicio anterior			2.132.190	4.264.380
Flujo operacional		3.193.353	3.193.353	3.193.353
Inversión capital fijo	-174.382.195			
Inversión de reemplazo activos				
Valor residual de los activos				
Capital de trabajo	-26.157.329			
Recuperación del capital de trabajo				
Flujo de capitales	-200.539.525	0	0	0
Flujo de caja privado	-200.539.525	3.193.353	3.193.353	3.193.353

Tabla E.4: Segunda parte flujo de caja proyecto puro año 4 al 7.

Estructura flujo de caja	4	5	6	7
Ingreso por ventas	6.810.296	6.810.296	6.810.296	6.810.296
Costos Variable	0	0	0	0
Costo fijo	-3.616.943	-3.616.943	-3.616.943	-3.616.943
Depreciación total activos	-8.942.486	-8.942.486	-8.942.486	-8.942.486
Ganancia/Perdida de capital	-997.181		-1.620.000	
Perdidas del ejercicio anterior	-6.396.569	-9.525.940	-11.658.130	-15.410.319
Utilidad antes de impuestos	-9.525.940	-11.658.130	-15.410.319	-17.542.509
Impuesto a las empresas	0	0	0	0
Utilidad después de impuestos	-9.525.940	-11.658.130	-15.410.319	-17.542.509
Depreciación total activos	8.942.486	8.942.486	8.942.486	8.942.486
Ganancia/Perdida de capital	997.181		1.620.000	
Perdidas del ejercicio anterior	6.396.569	9.525.940	11.658.130	15.410.319
Flujo operacional	3.193.353	3.193.353	3.193.353	3.193.353
Inversión capital fijo				
Inversión de reemplazo activos	-8.336.431		-16.929.000	
Valor residual de los activos	1.994.362		3.240.000	
Capital de trabajo				
Recuperación del capital de trabajo				
Flujo de capitales	-6.342.070	0	-13.689.000	0
Flujo de caja privado	-3.148.717	3.193.353	-10.495.647	3.193.353

Tabla E.5: Tercera parte flujo de caja proyecto puro año 8 al 11.

Estructura flujo de caja	8	9	10	11
Ingreso por ventas	6.810.296	6.810.296	6.810.296	6.810.296
Costos Variable	0	0	0	0
Costo fijo	-3.616.943	-3.616.943	-3.616.943	-3.616.943
Depreciación total activos	-6.296.398	-6.225.978	-6.225.978	-4.714.450
Ganancia/Perdida de capital	-997.181			
Perdidas del ejercicio anterior	-17.542.509	-18.025.791	-17.441.473	-16.857.155
Utilidad antes de impuestos	-18.025.791	-17.441.473	-16.857.155	-14.761.310
Impuesto a las empresas	0	0	0	0
Utilidad después de impuestos	-18.025.791	-17.441.473	-16.857.155	-14.761.310
Depreciación total activos	6.296.398	6.225.978	6.225.978	4.714.450
Ganancia/Perdida de capital	997.181			
Perdidas del ejercicio anterior	17.542.509	18.025.791	17.441.473	16.857.155
Flujo operacional	3.193.353	3.193.353	3.193.353	3.193.353
Inversión capital fijo				
Inversión de reemplazo activos	-8.336.431			
Valor residual de los activos	1.994.362			
Capital de trabajo				
Recuperación del capital de trabajo				
Flujo de capitales	-6.342.070	0	0	0
Flujo de caja privado	-3.148.717	3.193.353	3.193.353	3.193.353

Tabla E.6: Cuarta parte flujo de caja proyecto puro año 12 al 15.

Estructura flujo de caja	12	13	14	15
Ingreso por ventas	6.810.296	6.810.296	6.810.296	6.810.296
Costos Variable	0	0	0	0
Costo fijo	-3.616.943	-3.616.943	-3.616.943	-3.616.943
Depreciación total activos	-4.714.450	-4.714.450	-4.714.450	-6.543.813
Ganancia/Perdida de capital	-2.617.181			5.122.217
Perdidas del ejercicio anterior	-14.761.310	-15.282.645	-13.186.799	-11.090.953
Utilidad antes de impuestos	-15.282.645	-13.186.799	-11.090.953	-5.702.254
Impuesto a las empresas	0	0	0	0
Utilidad después de impuestos	-15.282.645	-13.186.799	-11.090.953	-5.702.254
Depreciación total activos	4.714.450	4.714.450	4.714.450	6.543.813
Ganancia/Perdida de capital	2.617.181			-5.122.217
Perdidas del ejercicio anterior	14.761.310	15.282.645	13.186.799	11.090.953
Flujo operacional	3.193.353	3.193.353	3.193.353	3.193.353
Inversión capital fijo				
Inversión de reemplazo activos	-25.265.431			-12.805.542
Valor residual de los activos	5.234.362			5.122.217
Capital de trabajo				
Recuperación del capital de trabajo				
Flujo de capitales	-20.031.070	0	0	-7.683.325
Flujo de caja privado	-16.837.717	3.193.353	3.193.353	-4.489.972

Tabla E.7: Quinta parte flujo de caja proyecto puro año 16 al 19.

Estructura flujo de caja	16	17	18	19
Ingreso por ventas	6.810.296	6.810.296	6.810.296	6.810.296
Costos Variable	0	0	0	0
Costo fijo	-3.616.943	-3.616.943	-3.616.943	-3.616.943
Depreciación total activos	-6.484.897	-6.484.897	-6.484.897	-6.484.897
Ganancia/Perdida de capital	-997.181		-1.620.000	
Perdidas del ejercicio anterior	-5.702.254	-6.374.035	-6.048.636	-7.343.237
Utilidad antes de impuestos	-6.374.035	-6.048.636	-7.343.237	-7.017.838
Impuesto a las empresas	0	0	0	0
Utilidad después de impuestos	-6.374.035	-6.048.636	-7.343.237	-7.017.838
Depreciación total activos	6.484.897	6.484.897	6.484.897	6.484.897
Ganancia/Perdida de capital	997.181		1.620.000	
Perdidas del ejercicio anterior	5.702.254	6.374.035	6.048.636	7.343.237
Flujo operacional	3.193.353	3.193.353	3.193.353	3.193.353
Inversión capital fijo				
Inversión de reemplazo activos	-8.336.431		-16.929.000	
Valor residual de los activos	1.994.362		3.240.000	
Capital de trabajo				
Recuperación del capital de trabajo				
Flujo de capitales	-6.342.070	0	-13.689.000	0
Flujo de caja privado	-3.148.717	3.193.353	-10.495.647	3.193.353

Tabla E.8: Sexta parte flujo de caja proyecto puro año 20 al 23.

Estructura flujo de caja	20	21	22	23
Ingreso por ventas	6.810.296	6.810.296	6.810.296	6.810.296
Costos Variable	0	0	0	0
Costo fijo	-3.616.943	-3.616.943	-3.616.943	-3.616.943
Depreciación total activos	-6.484.897	-6.484.897	-4.655.534	-4.655.534
Ganancia/Perdida de capital	-997.181			
Perdidas del ejercicio anterior	-7.017.838	-7.689.619	-7.364.220	-5.209.458
Utilidad antes de impuestos	-7.689.619	-7.364.220	-5.209.458	-3.054.695
Impuesto a las empresas	0	0	0	0
Utilidad después de impuestos	-7.689.619	-7.364.220	-5.209.458	-3.054.695
Depreciación total activos	6.484.897	6.484.897	4.655.534	4.655.534
Ganancia/Perdida de capital	997.181			
Perdidas del ejercicio anterior	7.017.838	7.689.619	7.364.220	5.209.458
Flujo operacional	3.193.353	3.193.353	3.193.353	3.193.353
Inversión capital fijo				
Inversión de reemplazo activos	-8.336.431			
Valor residual de los activos	1.994.362			
Capital de trabajo				
Recuperación del capital de trabajo				
Flujo de capitales	-6.342.070	0	0	0
Flujo de caja privado	-3.148.717	3.193.353	3.193.353	3.193.353

Tabla E.9: Séptima parte flujo de caja proyecto puro año 24 y 25.

Estructura flujo de caja	24	25
Ingreso por ventas	6.810.296	6.810.296
Costos Variable	0	0
Costo fijo	-3.616.943	-3.616.943
Depreciación total activos	-4.655.534	-4655534
Ganancia/Perdida de capital	-2.617.181	7.221.048
Perdidas del ejercicio anterior	-3.054.695	-3.517.114
Utilidad antes de impuestos	-3.517.114	5.858.697
Impuesto a las empresas	0	-1.581.848
Utilidad después de impuestos	-3.517.114	4.276.848
Depreciación total activos	4.655.534	4.655.534
Ganancia/Perdida de capital	2.617.181	-7.221.048
Perdidas del ejercicio anterior	3.054.695	3.517.114
Flujo operacional	3.193.353	1.611.505
Inversión capital fijo		
Inversión de reemplazo activos	-25.265.431	
Valor residual de los activos	5.234.362	19.268.361
Capital de trabajo		
Recuperación del capital de trabajo		26.157.329
Flujo de capitales	-20.031.070	45.425.691
Flujo de caja privado	-16.837.717	47.037.195

E.2. Flujo de caja proyecto con deuda

El precio de venta de los insumos se ve en la Tabla E.10, la cantidad vendida corresponde a la demanda de hidrógeno gaseoso Tabla 5.30, y la demanda de oxígeno gaseoso y líquido del Hospital Regional de Concepción Tablas 4.30 y 4.27. Mediante la Ecuación 6.7 se obtienen los ingresos por venta presentes en la Tabla E.11.

Tabla E.10: Precio de venta de los compuestos al Hospital Regional de Concepción.

Precio venta hidrógeno P_{H_2} [USD/kg]	12
Precio venta oxígeno gaseoso P_{O_2g} [USD/Nm ³]	2,50
Precio arriendo cilindros oxígeno gaseoso P_{cO_2g} [USD/cilindro]	0,20
Precio venta oxígeno líquido P_{O_2L} [USD/Nm ³]	0,29

Tabla E.11: Ingresos por la venta de los compuestos al Hospital Regional de Concepción.

Ingresos por venta de hidrógeno [USD/año]	6.567.684
Ingresos por venta de oxígeno gaseoso [USD/año]	142.853
Ingresos por venta de oxígeno líquido [USD/año]	99.759
Ingresos totales [USD/año]	6.810.296

El desarrollo del flujo de caja del proyecto con deuda, dado un 30% del costo de capital fijo (CAPEX) como préstamo se puede ver en las Tablas E.12 a E.18.

Tabla E.12: Primera parte flujo de caja proyecto con deuda tomando un préstamo del 30 % del costo de capital fijo (CAPEX), así como la tabla de pago año 0 al 3.

Estructura flujo de caja	0	1	2	3
Ingreso por ventas		6.810.296	6.810.296	6.810.296
Costos Variable		0	0	0
Costo fijo		-3.616.943	-3.616.943	-3.616.943
Depreciación total activos		-8.942.486	-8.942.486	-8.942.486
Ganancia/Perdida de capital				
Interés		-2.092.586	-2.042.339	-1.990.082
Perdidas del ejercicio anterior			-4224776	-8.399.305
Utilidad antes de impuestos		-4.224.776	-8.399.305	-12.521.577
Impuesto a las empresas		0	0	0
Utilidad después de impuestos		-4.224.776	-8.399.305	-12.521.577
Depreciación total activos		8.942.486	8.942.486	8.942.486
Ganancia/Perdida de capital				
Perdidas del ejercicio anterior			4224776	8.399.305
Flujo operacional		1.100.766	1.151.013	1.203.270
Inversión capital fijo	-174.382.195			
Inversión de reemplazo activos				
Valor residual de los activos				
Capital de trabajo	-26.157.329			
Recuperación del capital de trabajo				
Prestamos	52.314.659			
Amortizaciones		-1.256.178	-1.306.425	-1.358.682
Flujo de capitales	-148.224.866	-1.256.178	-1.306.425	-1.358.682
Flujo de caja privado	-148.224.866	-155.411	-155.411	-155.411

Año	0	1	2	3
Préstamo	52.314.659	51.058.481	49.752.056	48.393.374
Intereses		2.092.586	2.042.339	1.990.082
Amortización		1.256.178	1.306.425	1.358.682
Cuota		3.348.764	3.348.764	3.348.764

Tabla E.13: Segunda parte flujo de caja proyecto con deuda tomando un préstamo del 30 % del costo de capital fijo (CAPEX), así como la tabla de pago año 4 al 7.

Estructura flujo de caja	4	5	6	7
Ingreso por ventas	6.810.296	6.810.296	6.810.296	6.810.296
Costos Variable	0	0	0	0
Costo fijo	-3.616.943	-3.616.943	-3.616.943	-3.616.943
Depreciación total activos	-8.942.486	-8.942.486	-8.942.486	-8.942.486
Ganancia/Perdida de capital	-997.181		-1.620.000	
Interés	-1.935.735	-1.879.214	-1.820.432	-1.759.299
Perdidas del ejercicio anterior	-12.521.577	-17.586.683	-21.598.086	-27.170.708
Utilidad antes de impuestos	-17.586.683	-21.598.086	-27.170.708	-31.062.196
Impuesto a las empresas	0	0	0	0
Utilidad después de impuestos	-17.586.683	-21.598.086	-27.170.708	-31.062.196
Depreciación total activos	8.942.486	8.942.486	8.942.486	8.942.486
Ganancia/Perdida de capital	997.181		1.620.000	
Perdidas del ejercicio anterior	12.521.577	17.586.683	21.598.086	27.170.708
Flujo operacional	1.257.618	1.314.139	1.372.921	1.434.054
Inversión capital fijo				
Inversión de reemplazo activos	-8.336.431		-16.929.000	
Valor residual de los activos	1.994.362		3.240.000	
Capital de trabajo				
Recuperación del capital de trabajo				
Prestamos				
Amortizaciones	-1.413.029	-1.469.550	-1.528.332	-1.589.465
Flujo de capitales	-7.755.099	-1.469.550	-15.217.332	-1.589.465
Flujo de caja privado	-6.497.481	-155.411	-13.844.411	-155.411

Año	4	5	6	7
Préstamo	46.980.345	45.510.795	43.982.463	42.392.998
Intereses	1.935.735	1.879.214	1.820.432	1.759.299
Amortización	1.413.029	1.469.550	1.528.332	1.589.465
Cuota	3.348.764	3.348.764	3.348.764	3.348.764

Tabla E.14: Tercera parte flujo de caja proyecto con deuda tomando un préstamo del 30 % del costo de capital fijo (CAPEX), así como la tabla de pago año 8 al 11.

Estructura flujo de caja	8	9	10	11
Ingreso por ventas	6.810.296	6.810.296	6.810.296	6.810.296
Costos Variable	0	0	0	0
Costo fijo	-3.616.943	-3.616.943	-3.616.943	-3.616.943
Depreciación total activos	-6.296.398	-6.225.978	-6.225.978	-4.714.450
Ganancia/Perdida de capital	-997.181			
Interés	-1.695.720	-1.629.598	-1.560.832	-1.489.314
Perdidas del ejercicio anterior	-31.062.196	-33.241.198	-34.286.479	-35.262.992
Utilidad antes de impuestos	-33.241.198	-34.286.479	-35.262.992	-34.656.460
Impuesto a las empresas	0	0	0	0
Utilidad después de impuestos	-33.241.198	-34.286.479	-35.262.992	-34.656.460
Depreciación total activos	6.296.398	6.225.978	6.225.978	4.714.450
Ganancia/Perdida de capital	997.181			
Perdidas del ejercicio anterior	31.062.196	33.241.198	34.286.479	35.262.992
Flujo operacional	1.497.633	1.563.755	1.632.521	1.704.039
Inversión capital fijo				
Inversión de reemplazo activos	-8.336.431			
Valor residual de los activos	1.994.362			
Capital de trabajo				
Recuperación del capital de trabajo				
Prestamos				
Amortizaciones	-1.653.044	-1.719.166	-1.787.932	-1.859.450
Flujo de capitales	-7.995.114	-1.719.166	-1.787.932	-1.859.450
Flujo de caja privado	-6.497.481	-155.411	-155.411	-155.411

Año	8	9	10	11
Préstamo	4.0739.954	39.020.788	37.232.855	35.373.406
Intereses	1.695.720	1.629.598	1.560.832	1.489.314
Amortización	165.3044	1.719.166	1.787.932	1.859.450
Cuota	3.348.764	3.348.764	3.348.764	3.348.764

Tabla E.15: Cuarta parte flujo de caja proyecto con deuda tomando un préstamo del 30% del costo de capital fijo (CAPEX), así como la tabla de pago año 12 al 15.

Estructura flujo de caja	12	13	14	15
Ingreso por ventas	6.810.296	6.810.296	6.810.296	6.810.296
Costos Variable	0	0	0	0
Costo fijo	-3.616.943	-3.616.943	-3.616.943	-3.616.943
Depreciación total activos	-4.714.450	-4.714.450	-4.714.450	-6.543.813
Ganancia/Perdida de capital	-2.617.181			5.122.217
Interés	-1.414.936	-1.337.583	-1.257.136	-1.173.471
Perdidas del ejercicio anterior	-34.656.460	-36.592.732	-35.834.469	-34.995.759
Utilidad antes de impuestos	-36.592.732	-35.834.469	-34.995.759	-30.780.530
Impuesto a las empresas	0	0	0	0
Utilidad después de impuestos	-36.592.732	-35.834.469	-34.995.759	-30.780.530
Depreciación total activos	4.714.450	4.714.450	4.714.450	6.543.813
Ganancia/Perdida de capital	2.617.181			-5.122.217
Perdidas del ejercicio anterior	34.656.460	36.592.732	35.834.469	34.995.759
Flujo operacional	1.778.417	1.855.770	1.936.217	2.019.882
Inversión capital fijo				
Inversión de reemplazo activos	-25.265.431			-12.805.542
Valor residual de los activos	5.234.362			5.122.217
Capital de trabajo				
Recuperación del capital de trabajo				
Prestamos				
Amortizaciones	-1.933.828	-2.011.181	-2.091.628	-2.175.293
Flujo de capitales	-21.964.898	-2.011.181	-2.091.628	-9.858.618
Flujo de caja privado	-20.186.481	-155.411	-155.411	-7.838.736

Año	12	13	14	15
Préstamo	33.439.578	31.428.397	29.336.769	27.161.476
Intereses	1.414.936	1.337.583	1.257.136	1.173.471
Amortización	1.933.828	2.011.181	2.091.628	2.175.293
Cuota	3.348.764	3.348.764	3.348.764	3.348.764

Tabla E.16: Quinta parte flujo de caja proyecto con deuda tomando un préstamo del 30 % del costo de capital fijo (CAPEX), así como la tabla de pago año 16 al 19.

Estructura flujo de caja	16	17	18	19
Ingreso por ventas	6.810.296	6.810.296	6.810.296	6.810.296
Costos Variable	0	0	0	0
Costo fijo	-3.616.943	-3.616.943	-3.616.943	-3.616.943
Depreciación total activos	-6.484.897	-6.484.897	-6.484.897	-6.484.897
Ganancia/Perdida de capital	-997.181		-1.620.000	
Interés	-1.086.459	-995.967	-901.855	-803.979
Perdidas del ejercicio anterior	-30.780.530	-32.538.771	-33.209.339	-35.405.794
Utilidad antes de impuestos	-32.538.771	-33.209.339	-35.405.794	-35.884.374
Impuesto a las empresas	0	0	0	0
Utilidad después de impuestos	-32.538.771	-33.209.339	-35.405.794	-35.884.374
Depreciación total activos	6.484.897	6.484.897	6.484.897	6.484.897
Ganancia/Perdida de capital	997.181		1.620.000	
Perdidas del ejercicio anterior	30.780.530	32.538.771	33.209.339	35.405.794
Flujo operacional	2.106.894	2.197.386	2.291.498	2.389.374
Inversión capital fijo				
Inversión de reemplazo activos	-8.336.431		-16.929.000	
Valor residual de los activos	1.994.362		3.240.000	
Capital de trabajo				
Recuperación del capital de trabajo				
Prestamos				
Amortizaciones	-2.262.305	-2.352.797	-2.446.909	-2.544.785
Flujo de capitales	-8.604.375	-2.352.797	-16.135.909	-2.544.785
Flujo de caja privado	-6.497.481	-155.411	-13.844.411	-155.411

Año	16	17	18	19
Préstamo	24.899.171	22.546.374	20.099.464	17.554.679
Intereses	1.086.459	995.967	901.855	803.979
Amortización	2.262.305	2.352.797	2.446.909	2.544.785
Cuota	3.348.764	3.348.764	3.348.764	3.348.764

Tabla E.17: Sexta parte flujo de caja proyecto con deuda tomando un préstamo del 30% del costo de capital fijo (CAPEX), así como la tabla de pago año 20 a 23.

Estructura flujo de caja	20	21	22	23
Ingreso por ventas	6.810.296	6.810.296	6.810.296	6.810.296
Costos Variable	0	0	0	0
Costo fijo	-3.616.943	-3.616.943	-3.616.943	-3.616.943
Depreciación total activos	-6.484.897	-6.484.897	-4.655.534	-4.655.534
Ganancia/Perdida de capital	-997.181			
Interés	-702.187	-596.324	-486.226	-371.725
Perdidas del ejercicio anterior	-35.884.374	-37.258.342	-37.529.267	-35.860.731
Utilidad antes de impuestos	-37.258.342	-37.529.267	-35.860.731	-34.077.694
Impuesto a las empresas	0	0	0	0
Utilidad después de impuestos	-37.258.342	-37.529.267	-35.860.731	-34.077.694
Depreciación total activos	6.484.897	6.484.897	4.655.534	4.655.534
Ganancia/Perdida de capital	997.181			
Perdidas del ejercicio anterior	35.884.374	37.258.342	37.529.267	35.860.731
Flujo operacional	2.491.166	2.597.029	2.707.126	2.821.628
Inversión capital fijo				
Inversión de reemplazo activos	-8.336.431			
Valor residual de los activos	1.994.362			
Capital de trabajo				
Recuperación del capital de trabajo				
Prestamos				
Amortizaciones	-2.646.577	-2.752.440	-2.862.537	-2.977.039
Flujo de capitales	-8.988.647	-2.752.440	-2.862.537	-2.977.039
Flujo de caja privado	-6.497.481	-155.411	-155.411	-155.411

Año	20	21	22	23
Préstamo	14.908.102	12.155.662	9.293.125	6.316.086
Intereses	702.187	596.324	486.226	371.725
Amortización	2.646.577	2.752.440	2.862.537	2.977.039
Cuota	3.348.764	3.348.764	3.348.764	3.348.764

Tabla E.18: Sexta parte flujo de caja proyecto con deuda tomando un préstamo del 30% del costo de capital fijo (CAPEX), así como la tabla de pago año 24 y 25.

Estructura flujo de caja	24	25
Ingreso por ventas	6.810.296	6.810.296
Costos Variable	0	0
Costo fijo	-3.616.943	-3.616.943
Depreciación total activos	-4.655.534	-4.655.534
Ganancia/Perdida de capital	-2.617.181	7.221.048
Interés	-252.643	-128.799
Perdidas del ejercicio anterior	-34.077.694	-34.792.756
Utilidad antes de impuestos	-34.792.756	-25.545.744
Impuesto a las empresas	0	0
Utilidad después de impuestos	-34.792.756	-25.545.744
Depreciación total activos	4.655.534	4.655.534
Ganancia/Perdida de capital	2.617.181	-7.221.048
Perdidas del ejercicio anterior	34.077.694	34.792.756
Flujo operacional	2.940.709	3.064.554
Inversión capital fijo		
Inversión de reemplazo activos	-25.265.431	
Valor residual de los activos	5.234.362	19.268.361
Capital de trabajo		
Recuperación del capital de trabajo		26.157.329
Prestamos		
Amortizaciones	-3.096.121	-3.219.965
Flujo de capitales	-23.127.190	42.205.725
Flujo de caja privado	-20.186.481	45.270.280

Año	24	25
Préstamo	3.219.965	0
Intereses	252.643	128.799
Amortización	3.096.121	3.219.965
Cuota	3.348.764	3.348.764