



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

**ESTUDIO DE FACTIBILIDAD TÉCNICA Y ECONÓMICA DE PLANTAS DE GENERACIÓN ELÉCTRICA BASADAS EN LA COMBUSTIÓN DE HIDRÓGENO PRODUCIDO EN BASE A ENERGÍA SOLAR**

MEMORIA PARA OPTAR AL TÍTULO DE INGENIERO CIVIL MECÁNICO

**BENJAMÍN IGNACIO DÍAZ ADASME**

PROFESOR GUÍA:  
RAMÓN LUIS FREDERICK GONZÁLEZ

MIEMBROS DE LA COMISIÓN:  
LUIS SANTIAGO VARGAS DÍAZ  
WILLIAMS RODRIGO CALDERÓN MUÑOZ

SANTIAGO DE CHILE  
2021

## RESUMEN DE LA MEMORIA PARA OPTAR

AL TÍTULO DE: Ingeniero Civil Mecánico

POR: Benjamín Ignacio Díaz Adasme

FECHA: 2021

PROFESOR GUÍA: Ramón Luis Frederick González

### ESTUDIO DE FACTIBILIDAD TÉCNICA Y ECONÓMICA DE PLANTAS DE GENERACIÓN ELÉCTRICA BASADAS EN LA COMBUSTIÓN DE HIDRÓGENO PRODUCIDO EN BASE A ENERGÍA SOLAR

Hoy el 31 % del total de los Gases de Efecto Invernadero (GEI) en Chile provienen de la matriz energética, que hoy cuenta con más de un tercio de su capacidad instalada con Energías Renovables No Convencionales (ERNC), pero que su mayor problemática es el fenómeno de intermitencia, presentando gran variabilidad en el recurso energético. Ante esto, surge la propuesta de aprovechar el recurso solar para la generación de hidrógeno verde, para luego ser usado como combustible en una central termoeléctrica. El presente trabajo entrega una evaluación de factibilidad técnica y económica de la implementación de una central de producción y almacenamiento de hidrógeno verde y de generación eléctrica en base a su combustión en el norte de Chile.

La metodología empleada consta en la determinación de un diseño conceptual que abarque la producción, almacenamiento y aprovechamiento del hidrógeno para la generación eléctrica viable en base a la investigación bibliográfica de distintas técnicas y tecnologías. Posteriormente, se elige en base a distintos factores, y principalmente al recurso solar, con el cual se produce el hidrógeno, la ubicación fija de la central completa, resultando en un área entre 21,1 y 39,8  $km^2$  a 30 km al Oeste de Sierra Gorda en la Región de Antofagasta. Luego, mediante el uso de MATLAB y librerías de propiedades termodinámicas de Python, se generan los balances de masa y energía y dimensionamiento de las etapas de: generación eléctrica, mediante combustión del hidrógeno en turbinas a gas, evaluando distintas capacidades y asegurando bajas emisiones de gases NOx; almacenamiento de hidrógeno comprimido, mediante tuberías enterradas; producción de hidrógeno, mediante electrólisis alcalina; y generación fotovoltaica, que energiza el proceso de electrólisis. El estudio culmina con un análisis de *performance* de la central y una evaluación económica que compara las distintas capacidades de generación.

Dentro de los principales resultados se tiene que para la generación termoeléctrica con hidrógeno verde entre 30,4 y 63,6 [MW], con eficiencias de generación entre 31,7 y 36,5 [%], se requiere una producción diaria de hidrógeno entre 67,1 y 126,5 [ton], precisando largos de tubería enterrada entre 18,8 y 35,5 [km] para una presión máxima de 100 bar y una potencia instalada de compresores entre 4,7 y 8,8 [MW]. Para producir el hidrógeno se calculó una potencia instalada de electrolizadores alcalinos entre 368,8 y 695,6 [MW] y un parque solar de entre 493,3 y 930 [MWp]. El consumo hídrico de la central se mantiene entre 2.426 y 4.755,8 [ $m^3$ /día]. Se obtiene como subproducto de la central entre 538,6 y 1055,9 [ton] de oxígeno. La eficiencia energética de la central para la generación eléctrica llega a estar entre 4,8 y 5,1 [%] y el factor de planta entre el 65,1 y 69,1 [%]. Finalmente para la evaluación económica se obtiene un VAN entre 3157,7 y 6263 [MUSD], una TIR entre 17,5 y 20 [%] y un LCOE entre 40,7 y 48,9 [USD/MWh].

*FRIENDS, Temporada 5, Episodio 4, Minuto 10:39.*

# Agradecimientos

En primer lugar, quiero agradecer profundamente a mi familia, sobre todo a mi mi paires y a mi maires, quienes no solo me brindaron una educación y formación desde hace más de 20 años, sino que me develaron muchos de los aspectos cruciales de la vida. De a donde apuntar, ser buena persona, ser solidario, honesto, empático, responsable, y muchos otros valores con los que sinceramente agradezco contar hoy. Sin duda han sido los mayores pilares en mi desarrollo y me han entregado innumerables oportunidades que no todas las personas logran tener. También me permitieron compartir con mis hermanas y hermano: Javi, Ale, Panchi y Vicho, gracias por permitirme experimentar lo que es tener una gran familia. No encuentro palabras para expresar lo inmensamente agradecido que estoy con todos ustedes, pero sé que jamás le he entregado tanto peso a un par de palabras como ahora: Gracias. Los amo.

En segundo lugar, sé perfectamente que esta etapa de mi vida habría sido muy distinta de no haber conocido a mi polola. Mi ganzita. Mi pilar fundamental. Mi gran amor, amiga, compañera y confidente. Gracias por haberme brindado el apoyo, cariño y entusiasmo que necesité para seguir adelante, y sobre todo en este último par de años, que no podría haber superado como lo hice de no ser por ti. Eres increíble y te admiro demasiado. Gracias. Te Amo.

Quiero agradecer a los amigos y amigas con los que tuve la suerte de encontrarme y hacer de la vida pre-universitaria y universitaria más entretenida y diversa. Chelo, Camus, Arlyn, sin duda tienen mención honrosa por todo el apoyo que recibí de su parte bebecitos. Paulito, Koke, Nico, Cami T, Cami F, Mauri, Huguito, Carlitos, dicen que las buenas amistades añejan como el vino, así que que siga la guarda. Marlo, Ariel, Fabi, Max, Rober, Isa, mis panas, sin duda ustedes me brindaron una gran vida universitaria y por ello y más siempre los tendré en mi corazón a pesar del distanciamiento por el maldito virus ese, ojalá verlos pronto.

Agradezco a CEUS Chile, ONG que me permitió conocer a una red de jóvenes comprometidos en lograr un futuro sustentable, y que me abrió las puertas para ser el cambio que quiero ver en el mundo. Mención honrosa a la coordinación general del CEUS 2021 Nico, Gaby, Javi Ca. y Javi Co., son secas chiquillas, muchas gracias por todo.

También, quiero agradecer a, Ramón Frederick, por permitirme explorar esta temática tan interesante y por ser comprensivo y paciente con mi trabajo.

Son muchas las personas que no pude mencionar aquí, pero que me dejaron ya sea marcas, experiencias, o simplemente palabras que me ayudaron a seguir el rumbo. A todas esas personas, muchísimas gracias y espero que yo también las haya apoyado en algún aspecto.

¡Se van!

# Tabla de Contenido

<b>1. Introducción</b>	<b>1</b>
1.1. Antecedentes generales . . . . .	1
1.1.1. Cambio Climático . . . . .	1
1.1.2. Energías Renovables No Convencionales (ERNC) . . . . .	1
1.1.3. Hidrógeno Verde . . . . .	2
1.1.4. Centrales Termoeléctricas . . . . .	3
1.2. Motivación . . . . .	4
1.3. Objetivos . . . . .	4
1.3.1. Objetivo General . . . . .	4
1.3.2. Objetivos Específicos . . . . .	4
1.4. Alcances . . . . .	5
<b>2. Metodología</b>	<b>6</b>
<b>3. Antecedentes</b>	<b>8</b>
3.1. Producción de Hidrógeno . . . . .	8
3.1.1. Electrolizadores Alcalinos . . . . .	11
3.1.2. Electrolizadores PEM . . . . .	11
3.2. Recurso Solar . . . . .	13
3.2.1. Tecnologías de Generación Eléctrica . . . . .	13
3.2.2. Tecnología PV . . . . .	14
3.2.3. Sistema PV-Electrolizador . . . . .	16
3.3. Almacenamiento de Hidrógeno . . . . .	18
3.3.1. Hidrógeno Gaseoso Comprimido . . . . .	19
3.3.1.1. Compresión . . . . .	19
3.3.1.2. Contenedor . . . . .	20
3.3.2. Hidrógeno Líquido . . . . .	21
3.3.2.1. Licuefacción . . . . .	21
3.3.2.2. Contenedor . . . . .	22
3.4. Combustión del Hidrógeno . . . . .	24
3.5. Generación Termoeléctrica . . . . .	27
3.5.1. Ciclo Rankine . . . . .	27
3.5.2. Ciclo Rankine Modificado . . . . .	29
3.5.3. Ciclo Brayton . . . . .	30
3.5.4. Ciclo Combinado . . . . .	32

<b>4. Diseño de la Central</b>	<b>38</b>
4.1. Diseño Conceptual	38
4.1.1. Generación Eléctrica	39
4.1.1.1. Eficiencia	39
4.1.1.2. Costo Capital	40
4.1.1.3. Costo Operacional	40
4.1.1.4. Tecnología	40
4.1.1.5. Preselección	41
4.1.1.6. Diseño	41
4.1.2. Almacenamiento de Hidrógeno	44
4.1.2.1. Costo Capital	46
4.1.2.2. Costo Operacional	46
4.1.2.3. Sinergia	47
4.1.2.4. Costo Energético	47
4.1.2.5. Preselección	47
4.1.2.6. Diseño	47
4.1.3. Producción de Hidrógeno	49
4.1.3.1. Costo energético	50
4.1.3.2. Costo Capital	50
4.1.3.3. Costo Operacional	50
4.1.3.4. Sinergia	50
4.1.3.5. Preselección	51
4.1.3.6. Diseño	51
4.2. Emplazamiento	55
4.2.1. Terreno	56
4.2.1.1. Topografía	56
4.2.1.2. Disponibilidad de Agua	60
4.2.2. Recurso Solar	62
4.2.2.1. Irradiación	62
4.2.2.2. Condiciones ambientales	64
4.2.3. Líneas de Transmisión	67
4.2.3.1. Cercanía	67
4.2.3.2. Costo Marginal	68
4.2.4. Aspectos Socioambientales	70
4.2.5. Selección	72
<b>5. Balance, Modelado y Dimensionamiento de Etapas</b>	<b>75</b>
5.1. Etapa de Generación	77
5.1.1. Ciclo Brayton	78
5.1.1.1. Balances	79
5.1.1.1.1. Acondicionamiento & Admisión	79
5.1.1.1.2. Compresión	81
5.1.1.1.3. Combustión	82
5.1.1.1.4. Expansión	85
5.1.1.1.5. Potencia, Eficiencia y Otros	86
5.1.1.2. Modelado y Dimensionamiento	89
5.1.2. HRSG y Ciclo Rankine	96

5.1.2.1.	Balances	100
5.1.2.1.1.	Volumen de Control A	104
5.1.2.1.2.	Volumen de Control B	105
5.1.2.1.3.	Volumen de Control D	106
5.1.2.1.4.	Volumen de Control E	106
5.1.2.1.5.	Volumen de Control F	107
5.1.2.1.6.	Volumen de Control G	108
5.1.2.1.7.	Volumen de Control H	108
5.1.2.1.8.	Volumen de Control I	109
5.1.2.1.9.	Volumen de Control J	110
5.1.2.1.10.	Volumen de Control K	111
5.1.2.1.11.	Potencia y Eficiencia	111
5.1.2.2.	Modelado y Dimensionamiento	112
5.1.3.	Ciclo Combinado	113
5.2.	Etapas de Almacenamiento y Producción	115
5.2.1.	Balances	116
5.2.1.1.	Etapas de Almacenamiento	116
5.2.1.1.1.	Reducción de Presión y Calentamiento de Hidrógeno	117
5.2.1.1.2.	Almacenamiento en Tuberías	118
5.2.1.1.3.	Compresión y Enfriamiento de Hidrógeno	122
5.2.1.2.	Etapas de Producción	124
5.2.1.2.1.	Electrólisis Alcalina	125
5.2.1.2.2.	Acondicionamiento de Agua de Alimentación	127
5.2.1.2.3.	Parque Solar	128
5.2.1.2.4.	Compresión y Almacenamiento de Oxígeno	133
5.2.2.	Modelado y Dimensionamiento	137
5.2.2.1.	Reducción de Presión	137
5.2.2.2.	Tubería Enterrada	137
5.2.2.3.	Flujo y Presión de Hidrógeno en Tuberías	139
5.2.2.4.	Calentamiento de Hidrógeno	141
5.2.2.5.	Compresión de Hidrógeno	142
5.2.2.6.	Enfriamiento de Hidrógeno	144
5.2.2.7.	Electrólisis de Agua	144
5.2.2.8.	Acondicionamiento de Agua de Alimentación	146
5.2.2.9.	Parque Solar	147
5.2.2.10.	Compresión y Almacenamiento de Oxígeno	150
5.3.	Central Completa	157
5.3.1.	Eficiencia de la Central	157
5.3.2.	Factor de Planta	158
5.3.3.	Consumo Hídrico	163
<b>6.</b>	<b>Evaluación económica</b>	<b>166</b>
6.1.	Indicadores	167
6.2.	Flujo de Caja	168
6.2.1.	Inversión	168
6.2.1.1.	Etapas de Generación	168
6.2.1.2.	Etapas de Almacenamiento	170

6.2.1.3.	Etapa de Producción . . . . .	171
6.2.1.3.1.	Planta de Electrólisis Alcalina . . . . .	172
6.2.1.3.2.	Parque Solar . . . . .	173
6.2.1.4.	Inversión Total . . . . .	174
6.2.2.	Ingresos . . . . .	175
6.2.2.1.	Producción de Energía . . . . .	175
6.2.2.2.	Potencia Instalada . . . . .	179
6.2.2.3.	Producción de Oxígeno . . . . .	180
6.2.2.4.	Ingresos Totales . . . . .	181
6.2.3.	Costos . . . . .	181
6.2.3.1.	Costos Fijos . . . . .	182
6.2.3.1.1.	Etapa de Generación . . . . .	182
6.2.3.1.2.	Etapa de Almacenamiento . . . . .	182
6.2.3.1.3.	Planta de Electrólisis . . . . .	182
6.2.3.1.4.	Parque Solar . . . . .	183
6.2.3.1.5.	Recurso Hídrico . . . . .	183
6.2.3.1.6.	Costos Fijos Totales . . . . .	183
6.2.3.2.	Costos Variables . . . . .	184
6.3.	Resultados y Análisis . . . . .	185
<b>7.</b>	<b>Conclusiones</b>	<b>189</b>
	<b>Bibliografía</b>	<b>194</b>
	<b>Anexo A. Nomenclatura</b>	<b>197</b>
	<b>Anexo B. Diseño de la Central</b>	<b>207</b>
B.1.	Emplazamiento . . . . .	207
B.1.1.	Recurso Solar . . . . .	207
B.1.2.	Líneas de Transmisión . . . . .	208
	<b>Anexo C. Balance, Modelado y Dimensionamiento de Etapas</b>	<b>210</b>
C.1.	Etapa de Generación . . . . .	210
C.1.1.	HRSO y Ciclo Rankine . . . . .	210
C.1.1.1.	Modelado y Dimensionamiento . . . . .	210
C.2.	Etapa de Almacenamiento y Producción . . . . .	211
C.2.1.	Modelado y Dimensionamiento . . . . .	211
C.2.1.1.	Flujo y Presión de Hidrógeno en Tuberías . . . . .	211
C.2.1.2.	Compresión de Hidrógeno . . . . .	212
C.2.1.3.	Enfriamiento de Hidrógeno . . . . .	213
C.2.1.4.	Electrólisis de Agua . . . . .	214
C.2.1.5.	Acondicionamiento de Agua de Alimentación . . . . .	215
C.2.1.6.	Compresión y Almacenamiento de Oxígeno . . . . .	216
	<b>Anexo D. Evaluación Económica</b>	<b>220</b>
D.1.	Flujo de Caja . . . . .	220
D.1.1.	Ingresos . . . . .	220
D.1.1.1.	Producción de Energía . . . . .	220

D.2. Resultados y Análisis . . . . .	221
D.2.1. Flujos de Caja . . . . .	221
D.2.2. Préstamos . . . . .	230

# Índice de Tablas

3.1.	Comparación características de electrolizadores ALK y PEM. . . . .	12
3.2.	Comparación de costos entre tecnologías PV y CSP. [22] . . . . .	14
3.3.	Comparación entre sistemas PV-ALK y PV-PEM. [17] . . . . .	17
3.4.	Densidades energéticas y densidad del hidrógeno y otros combustibles [23]. . . . .	18
3.5.	Tecnología de almacenamiento de hidrógeno y estimaciones de pesos, volúmenes y densidad para almacenar 3 kg de $H_2$ en gas comprimido vehicular, líquido criogénico e hidruro metálico [10]. . . . .	19
3.6.	Comparación métodos de almacenamiento a mediana escala. . . . .	23
3.7.	Comparación de propiedades entre hidrógeno, metano y gasolina [14][23]. . . . .	25
4.1.	Parámetros y flujo másico de hidrógeno mínimo requerido por el Ciclo Brayton. . . . .	44
4.2.	Comparación de CAPEX de contenedores para las principales técnicas de almacenamiento. . . . .	46
4.3.	Comparación de CAPEX de la maquinaria para las principales técnicas de almacenamiento. . . . .	46
4.4.	Comparación de potencia instalada requerida de electrolizadores ALK y PEM para flujo másico mínimo requerido. . . . .	49
4.5.	Superficie total por área con pendientes indicadas. . . . .	58
4.6.	Distancia de centros longitudinales de áreas a la costa. . . . .	61
4.7.	Puntajes asignados a cada área en cada subcriterio y suma total para el terreno. . . . .	62
4.8.	Valores promedio, mediana y desviación estándar de los datos de IGPI para cada área. . . . .	63
4.9.	Comparación de desviación estándar entre los ciclos anuales de insolación para cada área según su punto representativo. . . . .	64
4.10.	Valores promedio, mediana y desviación estándar de los datos de temperatura para cada área. . . . .	65
4.11.	Valores promedio, mediana y desviación estándar de la temperatura máxima promedio anual de cada área. . . . .	66
4.12.	Porcentajes de nubosidad máxima promedio anual para cada área. . . . .	66
4.13.	Puntajes asignados a cada área en cada sub-criterio y suma total para el recurso solar. . . . .	67
4.14.	Tabla resumen de subestaciones y secciones de líneas de transmisión en cada área (Tabla B.3). . . . .	68
4.15.	Puntajes asignados a cada área en cada sub-criterio y suma total para el criterio de líneas de transmisión. . . . .	70
4.16.	Puntajes asignados a cada área para el criterio de aspectos socioambientales. . . . .	73
4.17.	Puntaje final de cada área en base a los criterios de emplazamiento. . . . .	73
4.18.	Coordenadas de vértices y área de zona de emplazamiento de la central. . . . .	74

4.19.	Características, condiciones ambientales y de radiación promedio anuales en sitio elegido. . . . .	74
5.1.	Procesos y puntos de interés dentro del Ciclo Brayton. . . . .	79
5.2.	Parámetros y datos de desempeño de turbinas de gas Siemens capaces de funcionar con 100 % vol. H <sub>2</sub> . . . . .	89
5.3.	Parámetros requeridos para datos de catálogo. . . . .	90
5.4.	Parámetros conservados, modificados y evaluados para cada turbina. . . . .	91
5.5.	Parámetros considerados en evaluación de Ciclo Brayton con mezcla de hidrógeno-vapor de agua. . . . .	91
5.6.	Estados termodinámicos para los puntos A, 0, 1 y 2 para las turbinas modeladas. . . . .	92
5.7.	Valores de temperatura de llama adiabática y concentración de gases NO <sub>x</sub> para distintas fracciones molares de hidrógeno. . . . .	93
5.8.	Resultados de temperatura y entropía específica para cada punto del Ciclo Brayton y cada turbina con $X_{H_2} = 0,5$ . . . . .	94
5.9.	Flujos másicos calculados para cada turbina. . . . .	95
5.10.	Flujos másicos calculados para opción de turbinas no adaptables (og = original). . . . .	95
5.11.	Potencia neta, eficiencia y otros resultados del Ciclo Brayton para cada turbina y para cada opción evaluada. . . . .	96
5.12.	Procesos y puntos de interés dentro del HRSG. Flujo de gases de combustión. . . . .	98
5.13.	Procesos y puntos de interés dentro del HRSG. Flujo de agua/vapor. . . . .	99
5.14.	Procesos y puntos de interés dentro del Ciclo Rankine, excluyendo HRSG. . . . .	100
5.15.	Flujos másicos y temperatura de gases de salida de los Ciclos Brayton dimensionados. . . . .	112
5.16.	Resultados del Ciclo Rankine. . . . .	112
5.17.	Resultados de Ciclo Combinado. . . . .	114
5.18.	Procesos y puntos de interés dentro de la etapa de almacenamiento . . . . .	117
5.19.	Procesos y puntos de interés dentro de la etapa de producción. . . . .	125
5.20.	Parámetros de entrada de Modelo de Generación Fotovoltaica. . . . .	128
5.21.	Procesos y puntos de interés dentro de la compresión y almacenamiento de oxígeno. . . . .	134
5.22.	Flujos volumétricos estándar de hidrógeno y número de válvulas reductoras o líneas paralelas de reducción de presión a implementar en cada caso para la válvula considerada. . . . .	137
5.23.	Resultados de dimensionamiento de tubería enterrada. . . . .	139
5.24.	Cantidad diaria y anual de hidrógeno a suplir a la etapa de generación. . . . .	139
5.25.	Calor y potencia térmica máximas requeridas en cada caso en el intercambiador UTC para llevar el hidrógeno a las condiciones de diseño. . . . .	142
5.26.	Potencia instalada total de compresores y la relación de presiones y flujo volumétrico estándar asociados a dicha potencia. . . . .	144
5.27.	Potencia de electrolizadores instalada y flujos de agua de alimentación y oxígeno correspondientes. . . . .	146
5.28.	Potencia de bomba de alimentación instalada y potencia térmica a suplir para el día correspondiente y para cada caso de flujo. . . . .	147
5.29.	Características de panel fotovoltaico considerado y parámetros de entrada para el Explorador Solar. . . . .	148
5.30.	Principales resultados de generación fotovoltaica para el módulo considerado. . . . .	148
5.31.	Número de paneles y potencia instalada total en el parque solar. . . . .	148

5.32.	Dimensiones requeridas para el cálculo de separación en la dirección Norte-Sur.	150
5.33.	Distancia entre sistemas de seguimiento y área total del parque solar.	150
5.34.	Cantidad diaria y anual de oxígeno producido.	150
5.35.	Características de tanques de almacenamiento de oxígeno gaseoso <sup>1</sup> .	151
5.36.	Potencia instalada total de compresores para cada etapa y su relación de presiones y flujo volumétrico estándar asociado a dicha potencia.	155
5.37.	Variables consideradas para el cálculo de la eficiencia energética y su valor calculado.	158
5.38.	Efectos netos de factores influyentes en el factor de planta.	160
5.39.	Efectos de factores influyentes en factor de planta en resultados de la etapa de generación.	160
5.40.	Energía realmente generada por la central en un período anual para cada caso considerado.	161
5.41.	Producción de hidrógeno y oxígeno y consumo de agua modificados por Heat Rate para cada caso de flujo.	162
5.42.	Eficiencia de planta aproximada calculada para cada caso considerado.	162
5.43.	Eficiencia de planta aproximada calculada para cada caso considerado sin considerar la energía fotovoltaica excedente.	163
5.44.	Flujo de agua de alimentación para el Ciclo Combinado en la etapa de generación para cada caso de flujo.	163
5.45.	Flujos de agua de electrolisis, desalada y de rechazo calculados en la etapa de producción.	164
6.1.	Inversión de capital en la etapa de generación para cada caso evaluado.	170
6.2.	Inversión de capital en la etapa de almacenamiento para cada caso evaluado.	171
6.3.	Inversión de capital en la etapa de producción en la planta de electrólisis para cada caso evaluado.	173
6.4.	Inversión de capital en la etapa de producción en el parque solar para cada caso evaluado.	174
6.5.	Inversión de capital total para cada opción evaluada.	175
6.6.	Ejemplo de valores de distribución considerada de proyección de costos marginales en PELP 2018-2022.	176
6.7.	Ejemplo de valores de costo marginales en una semana típica para la estación de verano del año 2021.	177
6.8.	Ejemplo de diferencia de costos marginales de semana típica entre subestaciones para la estación de verano del año 2021.	177
6.9.	Ejemplo de cálculo de costos marginales de semana típica para la subestación Kimal para la estación de verano del año 20XX.	178
6.10.	Precio nudo para la subestación Sierra Gorda determinado por la CNE. <sup>2</sup>	180
6.11.	Ingresos anuales por potencia instalada para cada caso.	180
6.12.	Ingresos anuales por venta de oxígeno en cada caso.	181
6.13.	Costos fijos de la central para cada caso considerado.	184
6.14.	Costo variable para cada caso considerado.	185
6.15.	Resultados de VAN para cada caso y escenario evaluado.	185
6.16.	Resultados de TIR para cada caso y escenario evaluado.	186
6.17.	Resultados de LCOE para los distintos casos de generación considerados.	186
6.18.	Resultados de indicadores sin venta o procesamiento de oxígeno en la central.	188
B.1.	Puntos analizados dentro de cada área.	207

B.2.	Ciclos anuales de insolación para cada área según su punto representativo. . . . .	208
B.3.	Subestaciones y secciones de línea de transmisión existentes por área. . . . .	209
C.1.	Temperaturas en puntos de interés a lo largo del HRSG para cada caso evaluado.	210
C.2.	Valores calculados de $y(t,n)$ para $n = 172$ a lo largo del día. . . . .	211
C.3.	Resultados del flujo másico de hidrógeno a la entrada de la tubería enterrada a lo largo del día para el solsticio de invierno y para los distintos casos de flujo. . . . .	211
C.4.	Resultados de evolución de presión dentro de la tubería enterrada para distintas estaciones del año. . . . .	212
C.5.	Resultados de evolución de la temperatura en el punto C,s y de la relación de presiones en la etapa de compresión de hidrógeno para el día $n = 166$ . . . . .	212
C.6.	Resultados de potencia requerida en la compresión de hidrógeno a lo largo del día para el solsticio de invierno y para los distintos casos evaluados. . . . .	213
C.7.	Resultados de potencia térmica extraída del flujo de hidrógeno comprimido a lo largo del día para el día $n = 166$ y para los distintos casos evaluados. . . . .	213
C.8.	Resultados de evolución de potencia de electrolizadores requerida a lo largo del día para el día $n = 169$ y para los distintos casos evaluados. . . . .	214
C.9.	Resultados de evolución de flujo de agua de alimentación requerida por los electrolizadores a lo largo del día para el día $n = 169$ y para los distintos casos evaluados.	214
C.10.	Resultados de evolución de la potencia de bomba requerida para el acondicionamiento del agua a lo largo del día para el día $n = 169$ y para los distintos casos evaluados. . . . .	215
C.11.	Resultados de evolución de la potencia térmica requerida para el acondicionamiento del agua a lo largo del día para el día $n = 169$ y para los distintos casos evaluados. . . . .	215
C.12.	Resultados de evolución del flujo de salida de oxígeno de los electrolizadores a lo largo del día para el día $n = 169$ y para los distintos casos evaluados. . . . .	216
C.13.	Resultados de evolución de presión dentro de los tanques de almacenamiento de oxígeno para distintas estaciones del año. . . . .	216
C.14.	Resultados de potencia requerida en la primera etapa de compresión de oxígeno a lo largo del día para el día $n=169$ y para los distintos casos evaluados. . . . .	217
C.15.	Resultados de potencia requerida en la segunda etapa de compresión de oxígeno a lo largo del día para el día $n=190$ y para los distintos casos evaluados. . . . .	217
C.16.	Resultados de evolución de la temperatura en el punto C,I,s y de la relación de presiones en la primera etapa de compresión de oxígeno para el día $n = 166$ . . . . .	218
C.17.	Resultados de evolución de la temperatura en el punto C,II,s y de la relación de presiones en la segunda etapa de compresión de oxígeno para el día $n = 190$ . . . . .	218
C.18.	Resultados de potencia térmica extraída del flujo de oxígeno comprimido en la primera etapa a lo largo del día para el día $n = 169$ y para los distintos casos evaluados. . . . .	219
C.19.	Resultados de potencia térmica extraída del flujo de oxígeno comprimido en la segunda etapa a lo largo del día para el día $n = 169$ y para los distintos casos evaluados. . . . .	219
D.1.	Valores de costo marginal proyectados calculados para la subestación Sierra Gorda durante el período de evaluación de la central. . . . .	220
D.2.	Flujo de caja para el caso A65 - TA - Escenario C, Parte 1. . . . .	222
D.3.	Flujo de caja para el caso A65 - TA - Escenario C, Parte 2. . . . .	223
D.4.	Flujo de caja para el caso A65 - TA - Escenario C, Parte 3. . . . .	224

D.5.	Flujo de caja para el caso A65 - TA - Escenario C, Parte 4. . . . .	225
D.6.	Flujo de caja para el caso A35 - TA - Escenario C, Parte 1. . . . .	226
D.7.	Flujo de caja para el caso A35 - TA - Escenario C, Parte 2. . . . .	227
D.8.	Flujo de caja para el caso A35 - TA - Escenario C, Parte 3. . . . .	228
D.9.	Flujo de caja para el caso A35 - TA - Escenario C, Parte 4. . . . .	229
D.10.	Préstamo supuesto para el flujo de caja del caso A65 - TA - Escenario C. . . . .	230
D.11.	Préstamo supuesto para el flujo de caja del caso A35 - TA - Escenario C. . . . .	230

# Índice de Ilustraciones

1.1.	Ciclo diario del factor de planta eólico (a) simulado para 3 zonas de la Región de Antofagasta (1,5 MW a 60 metros de altura), y solar PV (b) calculado y modelado para la estación "Crucero" de la misma región [8]. . . . .	2
3.1.	Curva de polarización típica de una celda de electrólisis [17]. . . . .	9
3.2.	Principios de funcionamiento de distintas tecnologías de electrólisis [19]. . . . .	10
3.3.	a) Ejemplo de sistema de concentración solar con espejo convexo. b) Esquema de sistema fotovoltaico simple.[22] . . . . .	13
3.4.	Curvas I-V y P-V que indican el punto de máxima potencia (MPP), el voltaje de circuito abierto ( $V_{oc}$ ) y la corriente de cortocircuito ( $I_{sc}$ ). [17] . . . . .	15
3.5.	Curvas I-V de sistema PV, (a) electrolizador alcalino y (b) electrolizador PEM. [17]	16
3.6.	a) Diagrama de ciclo Rankine tradicional. b) Gráfico T-s de ciclo Rankine con irreversibilidad en turbina y bomba [14]. . . . .	27
3.7.	Diagrama conceptual de un ciclo de Rankine en un sistema de combustión hidrógeno-oxígeno. (A) Hidrógeno y oxígeno, (B) combustor, (C) generador, (D) turbina de alta presión, (E) turbina de baja presión, (F) unidad de suministro de agua, (G) enfriador [13]. . . . .	29
3.8.	a) Diagrama de ciclo Brayton tradicional. b) Gráfico T-s de ciclo Brayton cerrado con irreversibilidad en turbina y compresor [14]. . . . .	30
3.9.	Ciclo combinado tradicional [14]. . . . .	33
3.10.	Componentes típicos de un HRSG [29]. . . . .	33
3.11.	Perfil de temperatura típico de gases de combustión y agua/vapor dentro de un HRSG. [29] . . . . .	36
3.12.	Eficiencias típicas de varios tipos de plantas termoeléctricas. [28] . . . . .	37
4.1.	Características económicas y operacionales de varios tipos de plantas de potencia. [28] . . . . .	39
4.2.	Diagrama de flujo de la etapa de generación eléctrica. . . . .	43
4.3.	Esquema explicativo de estados y horas de almacenamiento de combustible requerido. . . . .	45
4.4.	Diagrama de flujo de la etapa de almacenamiento de hidrógeno. . . . .	48
4.5.	Diagrama de flujo de la etapa de producción de hidrógeno. . . . .	52
4.6.	Diagrama de flujo del almacenamiento de oxígeno. . . . .	53
4.7.	Diagrama de Central Completa. . . . .	54
4.8.	Tabla que muestra el potencial solar PV estimado (superficie y capacidad instalable) para configuraciones PV fija (factor de planta superior a 0,24) y con seguimiento en un eje (factor de planta superior a 0,3). [8] . . . . .	55
4.9.	Divisiones de Región de Antofagasta. . . . .	57
4.10.	(a) Mallado de las distintas divisiones, y (b) Gráfico de pendientes en la región según división. . . . .	58

4.11.	(a) Gráfica de pendientes con áreas potenciales delimitadas, (b) Sub-división de áreas potenciales en la Región de Antofagasta y (c) Gráfico de pendientes en áreas potenciales de la región. . . . .	59
4.12.	Gráfico de insolación para cada punto considerado. . . . .	63
4.13.	Gráfico de temperatura ambiental promedio anual a 2 metros sobre el suelo de cada punto considerado. . . . .	65
4.14.	Gráfico de costo marginal de la energía mensual promedio para cada área durante el año 2018. . . . .	69
4.15.	Área de emplazamiento de la central. . . . .	74
5.1.	Componentes y puntos de interés del Ciclo Brayton. . . . .	78
5.2.	Diagrama h-s de proceso de admisión de aire al turbocompresor. . . . .	80
5.3.	Temperatura de llama adiabática & concentración de gases $NO_x$ en gases de salida para cada turbina considerada versus $X_{H_2}$ . . . . .	93
5.4.	Gráfico T-s para el Ciclo Brayton con cada turbina y $X_{H_2} = 0,5$ . . . . .	94
5.5.	Componentes y puntos de interés del Ciclo Rankine. . . . .	97
5.6.	Componentes y puntos de interés del HRSG. . . . .	97
5.7.	Esquema de volumen de control A en HRSG. . . . .	104
5.8.	Esquema de volumen de control B en HRSG. . . . .	105
5.9.	Esquema de volumen de control D en HRSG. . . . .	106
5.10.	Esquema de volumen de control E en HRSG. . . . .	106
5.11.	Esquema de volumen de control F para la opción 1 de HRSG. . . . .	107
5.12.	Esquema de volumen de control G para la opción 1 de HRSG. . . . .	108
5.13.	Esquema de volumen de control H para la opción 1 de HRSG. . . . .	109
5.14.	Esquema de volumen de control I para la opción 1 de HRSG. . . . .	109
5.15.	Esquema de volumen de control J para la opción 1 de HRSG. . . . .	110
5.16.	Esquema de volumen de control K para la opción 1 de HRSG. . . . .	111
5.17.	Perfil de temperatura en cada intercambiador de calor a lo largo del HRSG, para la turbina SGT-A45 y opción TA. . . . .	113
5.18.	Potencia neta y eficiencia del ciclo combinado en cada caso evaluado. . . . .	114
5.19.	Componentes y puntos de interés de la etapa de almacenamiento. . . . .	117
5.20.	Componentes y puntos de interés de la etapa de producción. . . . .	124
5.21.	Sombra en paneles solares TSAT en dirección Norte-Sur para una rotación del eje (w) igual a $0^\circ$ . . . . .	130
5.22.	Sombra en paneles solares TSAT en dirección Norte-Sur para una rotación del eje (w) igual a $45^\circ$ . . . . .	132
5.23.	Componentes y puntos de interés de sub-etapa de compresión y almacenamiento de oxígeno. . . . .	133
5.24.	Función $y(t,n)$ para el solsticio de invierno. . . . .	140
5.25.	Evolución del flujo másico de hidrógeno a la entrada de la tubería enterrada a lo largo del día para el solsticio de invierno y para los distintos casos de flujo. . . . .	140
5.26.	Evolución de la presión dentro de la tubería enterrada para distintos días del año. . . . .	141
5.27.	Evolución de $T_{C,s}$ y $r_C$ a través del día $n=166$ . . . . .	143
5.28.	Evolución de $\dot{W}_C$ requerido para la compresión del hidrógeno en cada caso de flujo. . . . .	143
5.29.	Evolución de la potencia térmica extraída ( $\dot{Q}_{out}(t, n)$ ) del flujo de hidrógeno saliente del compresor en los intercambiadores de calor para el día $n=166$ . . . . .	144
5.30.	Evolución de la potencia total de electrolizadores requerida durante el día $n = 169$ para cada caso de flujo de hidrógeno. . . . .	145

5.31.	Evolución del flujo de agua de alimentación hacia los electrolizadores a través del día $n=169$ para cada caso de flujo de hidrógeno. . . . .	145
5.32.	Evolución de la potencia total de bomba requerida para el agua de alimentación de electrólisis para el día $n=169$ . . . . .	146
5.33.	Evolución de la potencia térmica total requerida para el agua de alimentación de electrólisis para el día $n=169$ . . . . .	147
5.34.	Número de paneles y potencia instalada total en el parque solar. . . . .	149
5.35.	Sistema de seguimiento solar TSAT. . . . .	149
5.36.	Evolución del flujo másico total de oxígeno a la salida de los electrolizadores a lo largo del día $n=169$ para los distintos casos de flujo. . . . .	151
5.37.	Evolución de la presión dentro de los tanques de almacenamiento para distintos días del año. . . . .	152
5.38.	Evolución de $\dot{W}_C(t, n)$ requerido para la primera etapa de compresión del oxígeno en cada caso de flujo para el día $n=169$ . . . . .	153
5.39.	Evolución de $\dot{W}_C(t, n)$ requerido para la segunda etapa de compresión del oxígeno en cada caso de flujo para el día $n=190$ . . . . .	154
5.40.	Evolución de $T_{C,I,s}$ y $r_{C,I}$ a través del día $n=169$ . . . . .	154
5.41.	Evolución de $T_{C,II,s}$ y $r_{C,II}$ a través del día $n=190$ . . . . .	155
5.42.	Evolución de la potencia térmica de extracción ( $\dot{Q}_{out}(t, n)$ ) en el intercambiador de calor I para el día $n=169$ . . . . .	156
5.43.	Evolución de la potencia térmica de extracción ( $\dot{Q}_{out}(t, n)$ ) en el intercambiador de calor II para el día $n=190$ . . . . .	156
6.1.	Composición de costos de adquisición para distintos componentes en una central de generación de ciclo combinado.[28] . . . . .	169
6.2.	Inversión de capital total para cada opción evaluada. . . . .	175
6.3.	Gráfico de proyección de costos marginales en subestación Kimal 220kv en PELP 2018-2022. Fuente: Elaboración propia. . . . .	176
6.4.	Proyección de costo marginal en la subestación Sierra Gorda para cada escenario de la PELP. Fuente: Elaboración propia. . . . .	179
6.5.	Ingresos de la central para el año 1 de operación en el escenario C de CMg. . . . .	181
6.6.	Costos fijos de la central para cada caso considerado. . . . .	183
6.7.	Análisis de sensibilidad de indicadores VAN y TIR ante el cambio en el precio de venta del oxígeno. . . . .	187

# Capítulo 1

## Introducción

### 1.1. Antecedentes generales

#### 1.1.1. Cambio Climático

Uno de los principales problemas que actualmente enfrenta la humanidad es el Cambio Climático (CC), que se caracteriza por el inequívoco calentamiento en el sistema climático, además de otros cambios observados que desde la década de 1950 no han tenido precedentes en los últimos decenios a milenios. Dicho fenómeno es impulsado por un forzamiento radiativo positivo, es decir, un desbalance en los flujos de energía – en forma de radiación – en la atmósfera, a raíz del cambio de concentraciones de varias sustancias emitidas. La principal contribución al forzamiento radiativo total proviene del aumento en la concentración de CO<sub>2</sub> en la atmósfera, el cual se ha producido continuamente desde la revolución industrial [1].

El CC ha demostrado ser un fenómeno de vital importancia, tanto así, que desde 1992 ha movilizado a una gran cantidad de países mediante la Convención Marco de las Naciones Unidas por el Cambio Climático (UNFCCC), organismo cuyo objetivo último es lograr la estabilización de las concentraciones de gases de efecto invernadero en la atmósfera a un nivel que impida interferencias antropógenas peligrosas en el sistema climático. Ese nivel debería lograrse en un plazo suficiente para permitir que los ecosistemas se adapten naturalmente al cambio climático, asegurar que la producción de alimentos no se vea amenazada y permitir que el desarrollo económico prosiga de manera sostenible [2].

#### 1.1.2. Energías Renovables No Convencionales (ERNC)

Las energías renovables son aquellas energías que en sus procesos de transformación y aprovechamiento en energía útil no se consumen ni se agotan en una escala humana [3]. Por otro lado, según la Ley N° 20.257, la ERNC se define como la energía eléctrica generada por medios de generación renovables no convencionales, es decir, aquellas tecnologías que utilizan fuentes de energía renovable (RES), produzcan un bajo impacto ambiental y que aún no sea han desarrollo significativamente en el país, correspondiendo a centrales hidroeléctricas pequeñas, o a proyectos que aprovechen la energía eólica, la solar, la geotérmica, la de los mares o la de la biomasa [4].

Si bien la definición de ERNC se ha mantenido desde la publicación de la Ley N° 20.257

en el año 2008, las ERNC han mostrado un sostenido crecimiento y desarrollo en la matriz energética chilena, llegando a componer un 36 % de la capacidad instalada a noviembre de este año, con las energías eólica y solar por sobre el resto, constituyendo el 12,9 % y el 18,9 % del total [5]. Dicho progreso, se ha traducido en un gran aporte a la reducción de emisiones de GEI, reportándose una disminución de 10.974 ktCO<sub>2</sub>eq al año 2016 [6], sin embargo, esta cifra sigue estando por debajo de la cantidad emitida por el sector energético en la generación eléctrica, llegando en el mismo año a 35.711,1 ktCO<sub>2</sub>eq [7].

Sin duda las energías eólica y solar han mostrado mayor incidencia en la matriz energética chilena durante los últimos años, y esto es gracias en parte a la elevada disponibilidad de ambos recursos en territorio chileno. Por un lado, la capacidad instalable asociada al potencial eólico disponible y a la cartera de proyectos con factor de planta igual o superior al 30 %, alcanza un total de 40.452 MW desde Antofagasta a Chiloé, mientras que en el caso de la energía solar fotovoltaica (PV), se reporta una capacidad total de 1.640 TW para un sistema con factor de planta del 30 % entre las regiones de Arica y Valparaíso [8]. Esta gran diferencia de potenciales es debido a la extraordinaria calidad del recurso solar, que en Chile se presenta con una irradiancia global horizontal – potencia de radiación solar por unidad de superficie - de hasta 7,44 kWh/m<sup>2</sup>/día (Región de Antofagasta), mientras que en otros lugares como el norte de África se alcanzan los 6,68 kWh/m<sup>2</sup>/día (Libya) [9]. Esto es sin duda un factor importante que explicaría la mayor difusión que ha experimentado la energía solar en Chile en comparación a la eólica.

Un problema fundamental presentado por las energías solar y eólica que impiden una mayor tasa de inserción y desarrollo es el fenómeno de intermitencia, caracterizado por la gran variabilidad de ambos recursos por condiciones climáticas y estacionales, sumado a la dificultad de predecir el nivel de producción. Un ejemplo de esto aparece en las gráficas mostradas de la Figura 1.1, donde se muestra la variación horaria de los factores de planta de centrales eólica y solar específicas en la Región de Antofagasta.

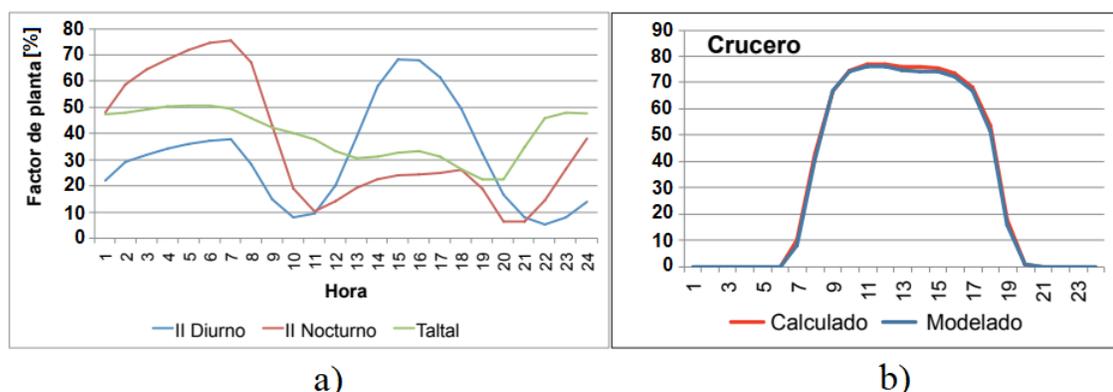


Figura 1.1: Ciclo diario del factor de planta eólico (a) simulado para 3 zonas de la Región de Antofagasta (1,5 MW a 60 metros de altura), y solar PV (b) calculado y modelado para la estación "Crucero" de la misma región [8].

### 1.1.3. Hidrógeno Verde

El hidrógeno es el elemento más liviano y abundante que existe en el universo observable. A pesar de esto, en el planeta Tierra no se encuentra de forma natural, debiendo producirlo

para su posterior aprovechamiento. Sus aplicaciones incluyen la fabricación de compuestos químicos, refinamiento del petróleo, aplicaciones espaciales, entre otras, y actualmente, alrededor del 96 % del hidrógeno producido es a través de combustibles fósiles, provocando una cantidad significativa de emisiones de CO<sub>2</sub>, mientras que el otro 4 % proviene de la electrólisis del agua y otras fuentes de subproductos de hidrógeno [10].

Durante las últimas dos décadas, el hidrógeno verde – hidrógeno obtenido mediante el uso de energías renovables – ha sido profundamente estudiado y puesto a prueba a pequeña y gran escala [11], lo que sumado a la disminución en los costos de algunas tecnologías de energía renovable como la solar y eólica en la última década, ha incrementado el interés en este tipo de producción, sobre todo a través de la electrólisis del agua. Este proceso consiste en la aplicación directa de corriente eléctrica a través de un ánodo y cátodo sumergidos en agua, produciéndose hidrógeno en la superficie del cátodo. En esta técnica, la electricidad es la única fuente de energía, por lo que, si esta es suministrada a través de una RES, no solo disminuiría los costos de producción, sino que permitiría que la obtención de hidrógeno sea prácticamente carbono neutral [10].

Gracias a los avances tecnológicos alrededor del aprovechamiento del hidrógeno, como las celdas de combustible en base a hidrógeno para producir electricidad y electrolizadores a gran escala, diversas aplicaciones se han considerado cada vez más costo-asequibles y reproducibles, como energizar varios medios de transporte (autos, camiones, trenes, barcos, etc.), generación de energía eléctrica para consumidores estacionarios (sistema eléctrico, hospitales, edificios, entre otros), baterías móviles para aparatos electrónicos, entre otras [12].

Si bien el aprovechamiento electroquímico del hidrógeno queda evidenciado por el párrafo anterior, otra forma de emplear este elemento es mediante su combustión, que, si se realiza de manera controlada entrega como resultado, además de una reacción exotérmica de hasta 1500 °C, vapor de agua, sin descargar contaminantes del aire y, por lo tanto, con la posibilidad de realizar una generación de energía altamente eficiente [13]. Esto es en parte gracias a la alta densidad energética másica presentada por el hidrógeno, cuyo valor llega hasta los 142 MJ/kg [10]. Si dicha generación se complementa con el almacenamiento del elemento, se forma la idea de una batería de hidrógeno, que puede entrar en funcionamiento cuando se necesite, como, por ejemplo, en reemplazo de ERNC cuando se vean afectadas por la intermitencia.

#### **1.1.4. Centrales Termoeléctricas**

Una central termoeléctrica tradicional – también llamadas centrales de combustión – funciona y logra operar con la energía producida por una caldera de vapor, alimentada por carbón, gas natural, biomasa u otro combustible. El vapor a alta presión y temperatura mueve una turbina, la cual al estar conectada a un alternador produce electricidad [14]. En términos termodinámicos simples, corresponde a un ciclo Rankine donde el fluido de trabajo es vapor de agua.

Si bien el 62,5% de las centrales de generación son de carácter termoeléctrico a nivel global, estas son alimentadas mediante combustibles fósiles, generando una gran cantidad de GEI en su funcionamiento [15]. Sin embargo, si se toma en cuenta que la fuente de calor

para la caldera no debe ser necesariamente un combustible fósil, se abre la posibilidad de considerar otro tipo de combustibles, los cuales posean una emisión de GEI reducida. Esto es lo que se ha intentado lograr al combinar, por ejemplo, hidrógeno al 15 % con metano para turbinas a gas [13].

## **1.2. Motivación**

Del total de fuentes de GEI en el mundo, el sector energético representa más del 70 % del total de emisiones al año 2015 [16]. En el caso de Chile, al año 2016, 78 % de los GEI antropogénicos provenían del sector energético, incluyendo transporte, industria y generación eléctrica, siendo esta última categoría la responsable del 31 % de las emisiones totales [7]. Ante este panorama, se vuelve imprescindible encontrar RES libre de emisiones de GEI que permitan efectuar una transición energética sustentable para mitigar los efectos del CC.

Aportando a dicho rol, están las ERNC, las cuales son una parte importante del Sistema Eléctrico Nacional, componiendo el 36 % de la capacidad instalada a la fecha [5]. Sin embargo, el problema de intermitencia de varias de estas fuentes de energía renovable - solar fotovoltaica y eólica - impide que tengan una mayor incidencia. De forma paralela a las problemáticas anteriores, el desarrollo y la disminución de precios en el uso de RES en el último tiempo, ha impulsado el estudio del hidrógeno verde, lo que, sumado a sus diversas aplicaciones energéticas potenciales en el transporte, industria y generación eléctrica, dan una posibilidad de acelerar la mitigación del CC [10].

Tomando en consideración los párrafos anteriores, surge la idea de aprovechar el recurso solar para la generación de hidrógeno verde, para luego ser usado como materia prima en una central termoeléctrica. Se propone determinar sus características principales para el correcto funcionamiento y evaluar su factibilidad técnica, económica y medioambiental, y así diagnosticar si se debería considerar como una opción para efectuar una transición energética sustentable.

## **1.3. Objetivos**

A continuación, se presentan el objetivo general, los objetivos específicos y alcances del trabajo de Memoria de Título.

### **1.3.1. Objetivo General**

El objetivo general del presente trabajo es evaluar la factibilidad técnica y económica de la implementación de una central de generación eléctrica en base a la combustión del hidrógeno verde en Chile.

### **1.3.2. Objetivos Específicos**

- Definir el diseño conceptual de la planta, identificando y determinando los parámetros de operación para una generación entre 39 - 78 MW conectada al Sistema Eléctrico

Nacional.

- Emplazar la central en base al terreno, recurso solar, líneas de transmisión y aspectos socioambientales.
- Estudiar y definir los ciclos y estados termodinámicos adecuados para la generación eléctrica.
- Dimensionar los equipos para la etapa de generación eléctrica.
- Dimensionar los equipos para la etapa de almacenamiento de H<sub>2</sub>.
- Dimensionar los equipos para la etapa de producción de H<sub>2</sub>.
- Dimensionar el parque solar necesario para la producción de hidrógeno.
- Determinar la eficiencia, factor de planta, entre otros parámetros de la central completa.
- Realizar evaluación económica.

## **1.4. Alcances**

El enfoque principal del estudio es diseñar, emplazar y evaluar técnica y económicamente una central termoeléctrica alimentada con hidrógeno verde obtenido de un parque solar fotovoltaico, identificando sus componentes y condiciones de operación necesarias para su correcto funcionamiento.

Para lograr lo anterior, se tendrá en cuenta lo siguiente para el desarrollo del trabajo:

- El trabajo se limita a una ubicación geográfica en el norte de Chile, asegurando la calidad del recurso solar para la generación de hidrógeno.
- Se tuvieron en cuenta tecnologías y equipos comercialmente disponibles o en vías de salir al mercado, con funcionamiento y rendimiento comprobados.
- Debido a la condición de escasez hídrica que se vive al norte de Chile, se supondrá el abastecimiento de agua por medio de una planta desaladora, incurriendo solo en sus aspectos económicos.

# Capítulo 2

## Metodología

La metodología utilizada para el cumplimiento de los objetivos planteados en el presente trabajo se describe a continuación:

1. Como primer paso, se efectuó una investigación bibliográfica para estudiar y determinar las distintas etapas, componentes e instalaciones principales que deben ser considerados e implementados en la construcción del diseño conceptual de la planta, teniendo en cuenta una capacidad nominal de generación bajo los 100 MW. En esta fase se determinaron la configuración general y tecnologías a utilizar en las etapas de producción de hidrógeno, almacenamiento de hidrógeno y generación eléctrica, comparando distintos criterios técnicos y económicos en base a bibliografía disponible. Para el mayor entendimiento de los siguientes pasos, se le informa al lector que el ciclo termodinámico seleccionado corresponde a un Ciclo Combinado con Ciclo Brayton y Ciclo Rankine de vapor de agua.
2. Se empleó el explorador solar, mapas del coordinador eléctrico nacional, entre otras herramientas, para emplazar la central en base al recurso solar disponible, líneas de transmisión, terreno y aspectos socioambientales. En este último se analizan a grandes rasgos los impactos ambientales, empleando la Ley N° 19.300 de la legislación chilena..
3. Se construyó el balance de masa y energía para el Ciclo Brayton dentro de la etapa de generación eléctrica, analizando las emisiones de gases NOx por la combustión de hidrógeno mediante la bibliografía disponible y la herramienta online *Chemical Equilibrium with Applications* o CEA, determinando como límite de concentración de emisiones los 25 ppm según la legislación chilena.
4. Luego, con la ayuda de MATLAB y distintas librerías de Python, se dimensionó el Ciclo Brayton, determinando las turbinas comercialmente disponibles y capaces de funcionar con un 100 % de hidrógeno para la etapa de generación eléctrica, limitando los pasos siguientes del trabajo a las capacidades y características de dichas turbo-máquinas además de las concentraciones de gases NOx en los gases de combustión.
5. Se construyó el balance de masa y energía para el aprovechamiento de los gases de salida del Ciclo Brayton a través de un Ciclo Combinado, habiendo considerado varias iteraciones de HRSG.

6. Se dimensionó el aprovechamiento de los gases de combustión en el HRSG y Ciclo Rankine del Ciclo Combinado, para luego dimensionar la etapa de generación eléctrica completa.
7. Se construyó el balance de masa y energía de la etapa de almacenamiento de hidrógeno, haciendo uso de las principales consideraciones dentro de la norma ASME B31.12, teniendo en cuenta los componentes comercialmente disponibles asegurando el abastecimiento continuo de la etapa de generación.
8. Se construyó el balance de masa y energía de la etapa de producción de hidrógeno, incluyendo el parque solar, teniendo en cuenta la producción variable de hidrógeno debido al recurso solar. Para este último se tiene en cuenta el posterior uso del Explorador Solar como principal herramienta para su dimensionamiento, basando el balance en este hecho.
9. Se dimensionan las etapas de almacenamiento y producción de hidrógeno, asegurando el abastecimiento diario para la etapa de generación para todo el año.
10. En base a la capacidad instalada de electrolizadores en la etapa de producción, se dimensiona el parque solar fotovoltaico mediante el uso del Explorador Solar y la consideración de componentes comercialmente disponibles.
11. Dados los flujos de entrada y salida de la central, al igual que los valores de eficiencia para los procesos gracias a los equipos previamente definidos, se obtienen la eficiencia de la central completa, el factor de planta, entre otras variables mediante un balance energético.
12. Finalmente, se estima la inversión inicial, los costos e ingresos para realizar una evaluación económica del proyecto, aplicando los indicadores VAN y TIR y calculando el precio nivelado de la energía en la central (LCOE).

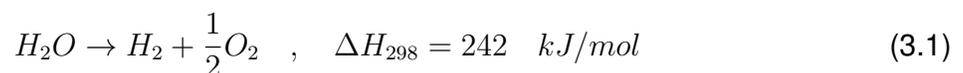
# Capítulo 3

## Antecedentes

### 3.1. Producción de Hidrógeno

Los principales métodos de obtención de hidrógeno utilizados a la fecha son aquellos basados en combustibles fósiles, tales como: Reformado, empleado en hidrocarburos gaseosos como metano o syngas; Gasificación, usado en combustibles sólidos o líquidos densos como carbón y biomasa; Pirólisis, que consta en la descomposición anaeróbica de materia orgánica con altas temperaturas; y Reformado de plasma, comúnmente utilizado para apoyar a los otros métodos. Dos puntos que tienen en común estos procesos son, en primer lugar, sus altas eficiencias en la generación de hidrógeno alcanzando del 70 % en promedio, y segundo, sus altos niveles de emisión de GEI [10].

Por otro lado, otra forma menos utilizada es la separación del agua, la cual posee un nivel sumamente bajo o nulo de emisiones de GEI. Este tipo de técnica es ampliamente deseada al hablar de generación de hidrógeno basándose en energías renovables o hidrógeno verde. La separación del agua es la hidrólisis exotérmica de este compuesto en hidrógeno y oxígeno, cuya reacción a grandes rasgos y la energía teórica requerida a 25 °C se puede revisar en la expresión 3.1 a continuación:



Algunas de las técnicas asociadas a la separación del agua son: Electrólisis, que consiste en la introducción de corriente directamente al agua; Termo-electrólisis, método que básicamente usa la electrólisis en vapor a temperaturas sobre los 700 °C; Termólisis, cuyo objetivo es llevar el agua a temperaturas cercanas a los 2500 °C para lograr la descomposición de esta en hidrógeno y oxígeno; Fotocatálisis, que emplea directamente la luz solar mediante una celda fotoelectroquímica para producir electrólisis; entre otras. De todas las anteriores, la electrólisis del agua es el método que muestra mejores posibilidades de ser económicamente competitivo cuando se energiza con fuentes de energía renovables y es impulsado por políticas públicas y/o subsidios estatales [10].

En el proceso de electrólisis del agua, la corriente eléctrica pasa directamente a través de un ánodo y un cátodo sumergidos en agua y separados por un electrolito conductor de iones, generándose el hidrógeno en la superficie del cátodo. En este proceso, la electricidad es la única fuente de energía, obteniendo hidrógeno con hasta un 99,999 % de pureza en volumen,

y los equipos electrolizadores utilizados cuentan con eficiencias globales de hasta 81 %, dependiendo de la tecnología empleada y el factor de carga aplicado. Además, dichos equipos poseen una gran flexibilidad de integración con diferentes tecnologías de generación de energía solar.[10]

La eficiencia del proceso de electrólisis se evalúa como el cociente entre la energía de salida por unidad de tiempo del hidrógeno producido ( $\dot{E}_{output}$ ) sobre la energía de entrada por unidad de tiempo ( $\dot{E}_{input}$ ).  $\dot{E}_{input}$  se calcula con la expresión en la Ecuación 3.2, donde  $I_{DC}$  es la corriente directa que pasa entre los electrodos, y  $V_{cell}$  el voltaje de disociación de la celda.  $V_{cell}$  debe ser disminuido en orden de aumentar la eficiencia de la reacción de electrólisis, y este valor se puede descomponer en la suma del voltaje reversible y el sobrevoltaje necesario en la celda, como se muestra en la Ecuación 3.3. Donde  $V_{rev}$  es el voltaje reversible;  $V_{act}$  es el sobrevoltaje de activación, necesario para proveer la energía requerida por la carga para pasar por los electrodos y especies químicas;  $V_{ohm}$  es el sobrevoltaje derivado de las pérdidas óhmicas o de resistencia; y  $V_{con}$  el sobrevoltaje de concentración, necesario para llevar a cabo el proceso de transporte de masa en la reacción. El voltaje teórico mínimo de la celda para que se lleve a cabo la reacción es de 1.23 V. [17]

$$\dot{E}_{input} = I_{DC} \cdot V_{cell} \quad (3.2)$$

$$V_{cell} = V_{rev} + V_{act} + V_{ohm} + V_{con} \quad (3.3)$$

Una de las formas de describir el rendimiento de una celda de electrólisis es mediante su *Curva de Polarización*, la cual es una curva de corriente versus voltaje, como se observa en la Figura 3.1. Un electrolizador de alto rendimiento muestra un voltaje bajo para densidades de corriente altas. Dependiendo de la densidad de corriente alcanzada, el rendimiento de las celdas de un equipo electrolizador puede verse afectado por distintos factores, ubicándose en distintas regiones de la curva de polarización. Para densidades de corriente bajas, la celda se encuentra en la región de activación y su comportamiento se ve dominado por  $V_{act}$ . Para densidades de corriente intermedias, la celda se encuentra en la región óhmica, dominada por  $V_{ohm}$ . Por último, para densidades de corriente altas, la celda está en la región de concentración, dominada por  $V_{con}$ .

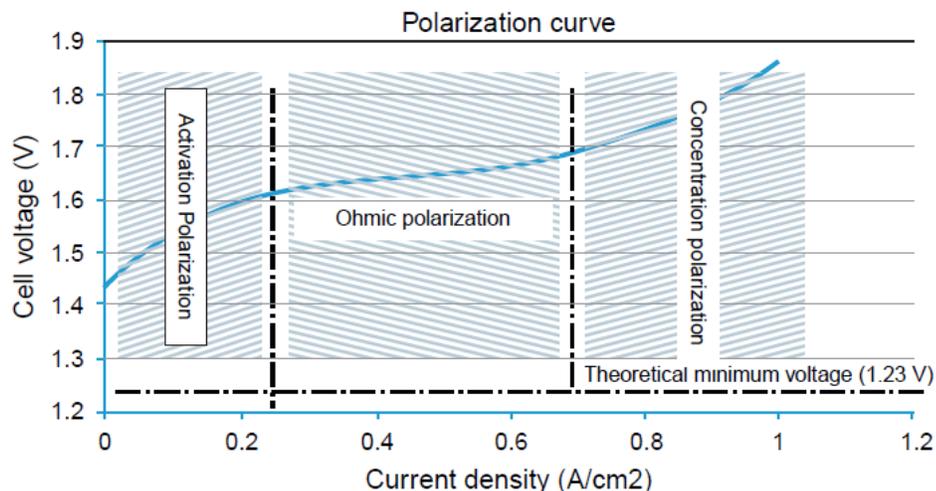


Figura 3.1: Curva de polarización típica de una celda de electrólisis [17].

Con respecto al recurso hídrico necesario para la generación de hidrógeno mediante electrólisis, es de aproximadamente  $9 \text{ ltH}_2\text{O}/\text{kgH}_2$ , dependiendo de la tecnología, con 8 kg de oxígeno como subproducto, el cual es ampliamente utilizado para propósitos industriales a gran escala. Dicha cantidad de agua es levemente mayor a la requerida por el proceso de reformado, con  $7 \text{ lt}/\text{kgH}_2$ . Si bien la escasez de agua en algunas áreas podría ser un obstáculo para su implementación, el uso de agua de mar sería una solución asequible para zonas costeras, ya que al emplear la desalinización por osmosis inversa, el costo adicional que implica para la electrólisis del agua se encuentra entre  $0.01\text{-}0.02 \text{ USD}/\text{kgH}_2$ , esto considerando una demanda de  $3\text{-}4 \text{ kWh}/\text{m}^3$  en la planta de osmosis inversa y un costo de  $0.7\text{-}2.5 \text{ USD}/\text{m}^3$ . [18]

Hay 3 tecnologías principalmente utilizadas para la generación de hidrógeno mediante la electrólisis del agua, cuya diferencia radica en el tipo de electrolito que se emplea, el cual influye en el resto de los componentes. Estos electrolizadores son: Alcalinos (ALK), que utilizan un líquido electrolítico de solución acuosa de hidróxido de potasio (KOH) o hidróxido de sodio (NaOH) y son tecnológicamente maduros; Membrana de intercambio de protones (PEM), que emplea una membrana polimérica con carácter ácido, la cual es responsable del intercambio de protones de hidrógeno; y Membrana de estado sólido (SOE), que usa una membrana sólida cerámica, la cual presenta una buena conductividad en el electrolito. Un esquema del principio y condiciones de funcionamiento de estas tecnologías se puede observar en la Figura 3.2 a continuación:

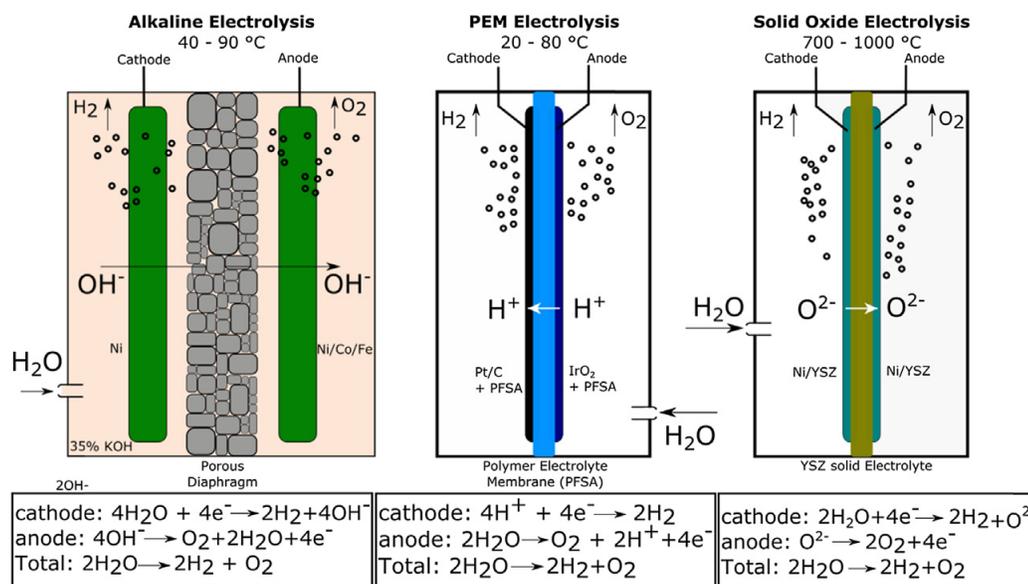


Figura 3.2: Principios de funcionamiento de distintas tecnologías de electrólisis [19].

De las opciones anteriores, los electrolizadores ALK y PEM poseen una madurez tecnológica que les permite estar comercialmente disponibles para uso industrial, mientras que los electrolizadores SOE se mantienen aún a nivel de laboratorio e investigación. [12]. En las siguientes secciones se hace una breve descripción y comparación de los tipos de electrolizadores comercialmente disponibles:

### 3.1.1. Electrolizadores Alcalinos

Esta corresponde a la tecnología más común y madura para la producción de hidrógeno mediante electrólisis del agua. La celda de electrólisis alcalina consta de dos electrodos sumergidos en un electrolito alcalino líquido hecho de una solución de potasa cáustica a un nivel de 20-30 % de KOH. Como se puede ver en la Figura 3.2, un diafragma separa los electrodos para evitar contacto entre los gases producidos por motivos de seguridad y eficiencia. Los electrodos están fabricados con placas de acero tratadas con níquel (Ni) para mejorar la resistencia de la placa a la corrosión. Además, se utilizan otros metales para aumentar el rendimiento del electrodo. Se agregan vanadio y hierro al cátodo mientras que el ánodo se trata con cobalto. [17]

El hidrógeno producido mediante esta tecnología alcanza una pureza del 99 % y una eficiencia global entre 50 y 70 %, con una temperatura de operación entre 40° y 90° C. Dicha eficiencia puede ser incrementada si la reacción es llevada a cabo por medio de bajas densidades de corriente, teniendo en cuenta que las densidades con las cuales trabajan los electrolizadores ALK comerciales van desde 240 a 450  $mA/cm^2$ , es decir, en la región óhmica de la curva de polarización. Esta cota de baja densidad de corriente limita su funcionamiento con fuentes de energía intermitentes. Por otro lado, el costo energético específico de producción de hidrógeno con electrolizadores ALK, incluyendo equipos auxiliares, tiene un rango de 5.0 a 5.9  $kWh/Nm^3$ , es decir, considerando una densidad de 0.0898  $kgH_2/Nm^3$ , entre 55.68 y 65.7  $kWh/kgH_2$ . [20][17]

El rendimiento de la reacción de electrólisis alcalina se ve fuertemente afectado por los cambios de temperatura, disminuyendo el voltaje de la celda para una densidad de corriente fija ante un aumento de la temperatura. Además, la eficiencia de Faraday, definida como la razón entre la producción real y teórica de hidrógeno en la celda, disminuye con el aumento de la temperatura de la celda.

Otros valores relevantes a considerar en este tipo de electrolizadores es la vida útil, la cual alcanza un promedio de 85 mil horas de funcionamiento. Por otro lado, el porcentaje de carga con el cual puede funcionar el electrolizador alcalino no puede bajar del 20 % y alcanzando presiones de operación entre 1 y 30 bar. En cuanto al costo de inversión en electrolizadores ALK de gran escala (sobre 100 MW), al día de hoy se encuentra por debajo de los 700 USD/kW, más específicamente, entre 520 y 650 USD/kW. Por último, considerando como costos de O&M sólo el reemplazo de las celdas una vez cumplen con su vida útil, este representa el 45 % del CAPEX inicial para electrolizadores alcalinos. [21]

### 3.1.2. Electrolizadores PEM

En los electrolizadores PEM, se emplea una membrana sólida polisulfonada como electrolito. Como se puede observar en la Figura 3.2, el agua se bombea al ánodo, donde se produce su división en protones ( $H^+$ ), oxígeno ( $O_2$ ) y electrones ( $e^-$ ). Los protones formados pasan a través de la membrana, que permite que solo los protones penetren, mientras que los electrones cruzan del ánodo al cátodo a través de un circuito externo, debiendo aplicar una diferencia de potencial para que ocurra. Finalmente, en el lado del cátodo, los electrones se combinan con los protones para formar hidrógeno. La eficiencia global de este tipo de elec-

trolizadores esta entre 46 y 60 %, obteniendo hidrógeno por sobre un 99.999 % de pureza. [17]

Debido a la gran cantidad de requerimientos que la membrana debe cumplir para permitir el traspaso de protones, las condiciones corrosivas a las cuales se exponen los electrodos ( $pH < 2$ ) y a que la celda debe soportar altos voltajes y densidades de corriente, solo algunos materiales cumplen con todo lo anterior, como el Platino (Pt), Iridio (Ir) y el Rutenio (Ru), materiales relativamente poco abundantes y costosos, los cuales elevan considerablemente el valor de los electrolizadores PEM, manteniéndose entre 770 y 1100 USD/kW de potencia instalada para sistemas por sobre 4 MW. Además, otro inconveniente es su menor vida útil en comparación a los electrolizadores alcalinos, llegando a un promedio de 65 mil horas de funcionamiento, desventaja que también se ve reflejada en los costos de O&M, donde al considerar solo el costo de reemplazo de las celdas PEM, dicho monto corresponde al 30 % del CAPEX inicial. [17][21]

Si bien sus costos son elevados, los electrolizadores PEM se desarrollaron para sobrellevar las desventajas de los electrolizadores ALK. Por ello, son capaces de operar a densidades de corriente bastante altas, manteniéndose entre 1.0 y 2.0  $A/cm^2$ . Este aumento considerable permite llegar a la misma capacidad de generación de hidrógeno en un menor espacio o área de celda, reduciendo al mismo tiempo los costos operacionales. Además, gracias a que la generación de hidrógeno es mediante transporte de protones a través de una membrana, la celda PEM responde rápidamente ante variaciones de la potencia de entrada. Sumado a lo anterior, el diseño compacto de las celdas PEM con membrana sólida, le entrega buenas propiedades estructurales, permitiendo elevadas presiones de operación (20-50 bar), lo cual dependiendo del método de almacenamiento, reduce los costos para comprimir y almacenar los productos de electrólisis.

A diferencia de los electrolizadores ALK, los PEM muestran una mejora en su rendimiento con el aumento de su temperatura de operación, siendo 50°-80° C, 1.9 V y 2  $A/cm^2$  sus típicas condiciones de operación a nivel industrial. Sumado a lo anterior, la carga a la cual pueden operar va de 0 a 100 %, incluso superando este valor durante breves períodos de tiempo. Por otro lado, el costo energético específico de producción de hidrógeno para electrolizadores PEM, incluyendo equipos auxiliares, tiene un rango de 5.0 a 6.5  $kWh/Nm^3$ , o 55.68 a 72.38  $kWh/kgH_2$ . [20][17]

A modo de resumen, una tabla comparativa entre las distintas propiedades y valores relevantes de ambas tecnologías de electrólisis se muestra a continuación:

Tabla 3.1: Comparación características de electrolizadores ALK y PEM.

Tipo de elec.	Eff. global (%)	Presión de Opp. (bar)	Temp. de Opp. (C)	Densidad de corriente ( $A/cm^2$ )	Costo energético específico ( $kWh/kgH_2$ )	Vida útil (kh)	CAPEX (USD/kW)	Capacidad de carga (%)
Alcalino	50 - 70	1 - 30	40 - 90	0.24 - 0.45	55.7 - 65.7	85	520 - 650	20 - 100
PEM	46 - 60	20 - 50	50 - 80	1.0 - 2.0	55.7 - 72.4	65	770 - 1100	0 - 100

## 3.2. Recurso Solar

Como bien se menciona al principio de este documento, el recurso solar en Chile es particularmente extraordinario, lo cual ha potenciado en la última década la implementación de diversas tecnologías para su aprovechamiento, sobre todo en el sector eléctrico.

### 3.2.1. Tecnologías de Generación Eléctrica

La energía solar puede ser empleada para la generación eléctrica de dos maneras principalmente. Por un lado, se puede aprovechar con tecnología fotovoltaica (PV), utilizando la energía transmitida por los fotones que componen la luz del sol, que al impactar en una celda de material semiconductor produce electricidad mediante el efecto fotoeléctrico. Y, por otro lado, de forma térmica mediante la concentración solar de potencia (CSP), concentrando la radiación solar directa en un solo punto mediante espejos parabólicos o esféricos, para así alcanzar densidades energéticas del orden de  $MW/m^2$ , elevando la temperatura de un fluido de trabajo para ejercer trabajo mecánico en ciclos termodinámicos de generación eléctrica. Esquemas de estas dos metodologías se pueden observar en la Figura 3.3 a continuación:

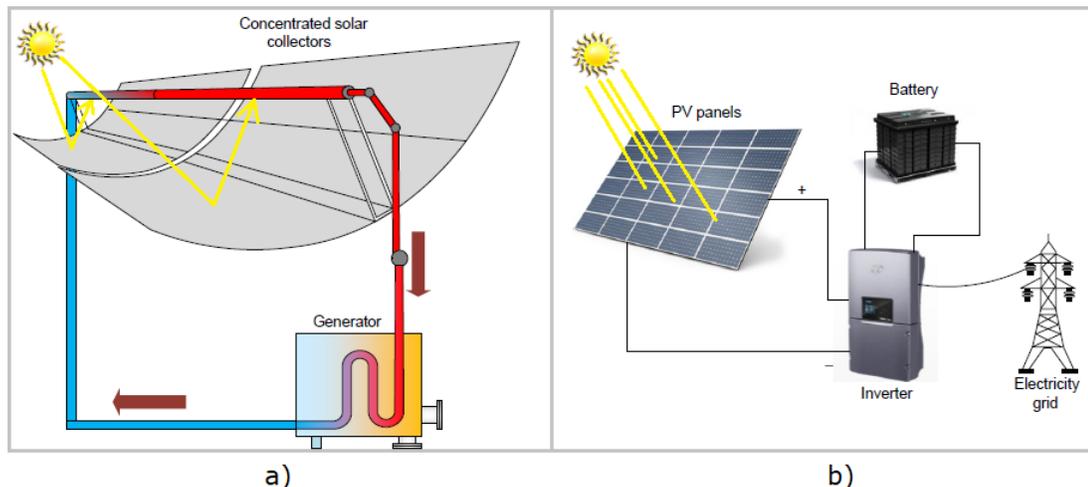


Figura 3.3: a) Ejemplo de sistema de concentración solar con espejo convexo. b) Esquema de sistema fotovoltaico simple.[22]

De estas dos tecnologías, la PV es la menos eficiente, alcanzando solamente un 6% de eficiencia al considerar el promedio anual de un sistema fotovoltaico ordinario que está conectado a una red eléctrica, mientras que en la tecnología CSP, se obtienen eficiencias de generación de electricidad de hasta un 26%. Esto sumado a que las centrales CSP pueden alcanzar factores de planta entre 20% y 40%, valores mucho mayores en comparación a las plantas PV, con alrededor de 15% de factor de planta, indicaría a simple vista que la tecnología más apta para la generación de electricidad aprovechable para la producción de hidrógeno corresponde a la CSP. Sin embargo, al considerar los costos de inversión, operación y mantenimiento, como se pueden observar en la Tabla 3.2, se denota a la tecnología PV como la más accesible económicamente. [22]

Tabla 3.2: Comparación de costos entre tecnologías PV y CSP. [22]

Tecnología	Costo fijo de O&M (USD/kW)	Inversión (USD/MW)
PV	18 - 100	3500 - 6600
CSP	60 - 82	6000 - 7300

Lo anterior, en conjunto a la gran madurez que posee la tecnología solar fotovoltaica, permiten afirmar que actualmente esta es la más apta a implementar para la producción de hidrógeno. Confirmando dicha afirmación, se tiene al estudio efectuado por Gallardo et al [21], el cual concluye que en el contexto chileno es más competitivo sobredimensionar un sistema PV acoplado a un sistema electrolizador, que implementar un sistema CSP, esto debido a la gran intensidad eléctrica del proceso de generación de hidrógeno. En dicho estudio se analizan igualmente datos de generación fotovoltaica en Chile, donde se afirma que el factor de planta para plantas PV en la Región de Atacama llega al 32 %.

### 3.2.2. Tecnología PV

Los sistemas de paneles fotovoltaicos poseen varias configuraciones posibles dependiendo de su uso final: Sistemas PV conectados a la red (*on-grid*), los cuales inyectan la electricidad producida directamente a la red; Sistemas PV autónomos (*off-grid*), que generan electricidad para ser utilizada localmente en el centro de generación sin inyectarse a la red; Y sistemas fotovoltaicos híbridos, donde el sistema fotovoltaico genera energía eléctrica que se consume localmente o se almacena en baterías, y el exceso se inyecta a la red mediante medición neta. [17]

En todos los sistemas descritos anteriormente, los componentes básicos necesarios para la generación de electricidad son similares. Estos se agrupan en cuatro categorías:

#### 1. Módulos fotovoltaicos:

Corresponde a la interconexión de varias celdas fotovoltaicas, las cuales son responsables de la conversión de energía lumínica en electricidad mediante el efecto fotoeléctrico, gracias a los materiales semiconductores que las componen. La agrupación de celdas se lleva a cabo debido a que la potencia generada por celda es sumamente baja, por lo que para aumentar el voltaje generado se colocan varias en serie, formando los módulos. Para mayores requerimientos de voltaje o corriente, los módulos se agrupan nuevamente formando los paneles solares. [17]

Para determinar el rendimiento de un módulo fotovoltaico, y eventualmente el de un panel, se emplean las curvas  $I$ - $V$  y  $P$ - $V$  (Figura 3.4), donde  $I$  es la corriente,  $V$  el voltaje y  $P$  la potencia. Estas curvas determinan: El punto de máxima potencia (MPP), punto donde se genera la mayor potencia en la celda ( $V_{max}$ ,  $I_{max}$ ), el cual depende de algunas condiciones de radiación y parámetros climáticos; La corriente de corto circuito ( $I_{sc}$ ), la máxima corriente alcanzable por la celda en condiciones de funcionamiento, que es mayor a  $I_{max}$ ; Y el voltaje de circuito abierto ( $V_{oc}$ ), máximo valor de voltaje alcanzable por la celda en condiciones de circuito abierto, el cual es mayor a  $V_{max}$ .

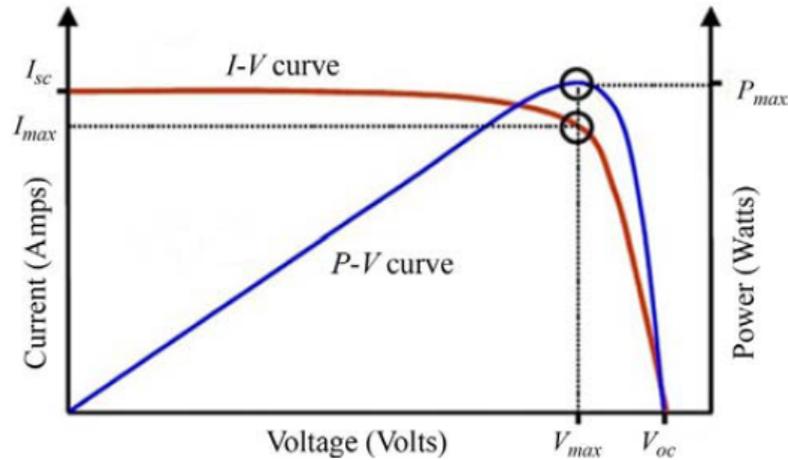


Figura 3.4: Curvas I-V y P-V que indican el punto de máxima potencia (MPP), el voltaje de circuito abierto ( $V_{oc}$ ) y la corriente de cortocircuito ( $I_{sc}$ ). [17]

## 2. Componentes electrónicos de potencia:

En los sistemas fotovoltaicos los elementos electrónicos de potencia son ampliamente utilizados, encargándose mayoritariamente del acondicionamiento o adecuación de la energía, es decir, adaptar el input de energía proveniente de los paneles a los requerimientos del uso final.

Un ejemplo de estos componentes es el inversor, utilizado para convertir la corriente directa (DC) generada por los paneles PV, en corriente alterna (AC). Este componente es necesario al momento de inyectar la energía eléctrica a la red, la cual funciona con AC. Otro ejemplo es un convertidor DC-DC, empleado para modificar las características de corriente y voltaje entregadas por los paneles en sistemas off-grid.

## 3. Dispositivos de almacenamiento de energía:

Dependiendo del tipo de planta fotovoltaica, se puede planificar el almacenamiento de energía. En un sistema off-grid, se suele utilizar una opción de almacenamiento de energía, mientras que en la on-grid se puede utilizar o no un sistema de almacenamiento de energía.

Existen varias opciones de almacenamiento de energía para sistemas fotovoltaicos, siendo los más utilizados: Las baterías, convirtiendo la energía de los paneles en energía química; Y el almacenamiento de energía por bombeo, convirtiendo la energía de los paneles en energía potencial gravitatoria mediante el bombeo de agua.

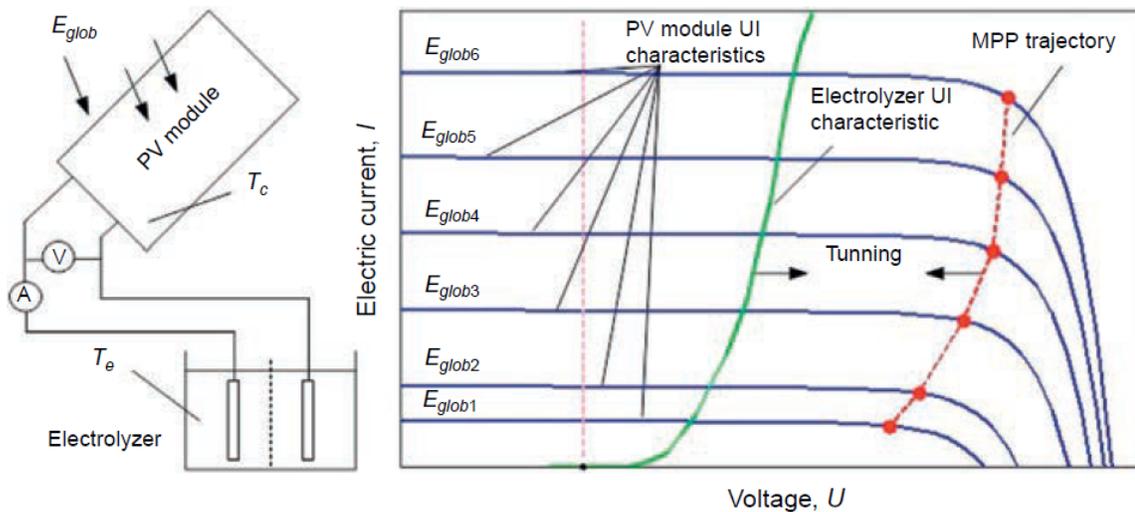
## 4. Componentes eléctricos y mecánicos:

Entre los componentes eléctricos se incluyen cables, cajas de conexión, entre otros, mientras que en los componentes mecánicos se encuentran las estructuras de soporte que en el caso de sistemas con *tracking*, se vuelven más complejos al tener que instalar motores y algunos controladores. Los sistemas fotovoltaicos con *tracking*, son sistemas que siguen el movimiento del sol en uno o dos ejes para optimizar el input de irradiación variando los ángulos de inclinación del panel.

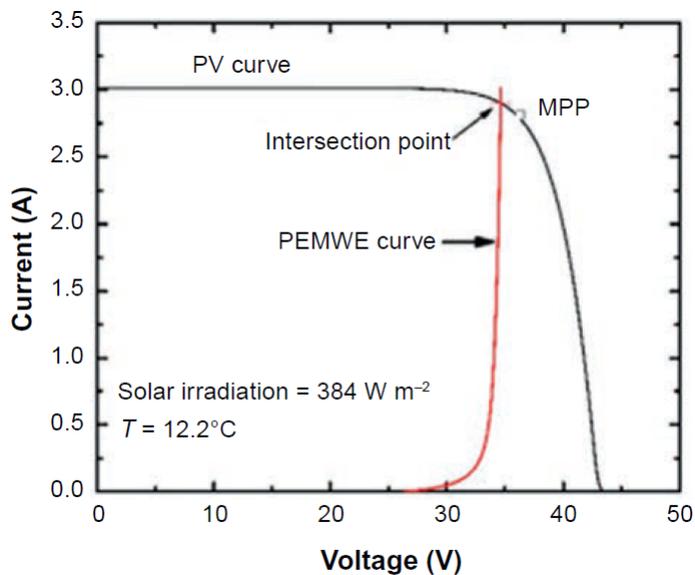
### 3.2.3. Sistema PV-Electrolizador

El uso de energía fotovoltaica (PV) para impulsar la electrólisis es una estrategia prometedora para lograr una producción de hidrógeno completamente renovable y barata. Ésta es la ventaja más importante de esta tecnología. Por el contrario, algunos problemas afectan este tipo de tecnología relacionados con la adaptación eléctrica entre el equipo electrolizador y el sistema fotovoltaico, y el alto costo del electrolizador. [17]

Con respecto a la adaptación eléctrica entre el sistema PV y el equipo electrolizador, esta se refiere principalmente a la incongruencia entre la curva de puntos MPP en la curva I-V y la curva de polarización respectivamente (Figura 3.5), cuya diferencia o separación implica pérdidas para el sistema. Por otro lado, el rendimiento del sistema PV-Electrolizador se ve considerablemente afectado por las fluctuaciones de generación en el sistema fotovoltaico.



(a)



(b)

Figura 3.5: Curvas I-V de sistema PV, (a) electrolizador alcalino y (b) electrolizador PEM. [17]

Ante estas problemáticas anteriormente mencionadas, se tienen dos estrategias principales: Conexión directa entre el sistema PV y el electrolizador, y acoplamiento con inversores.

En el caso de la conexión directa, esta configuración reduce significativamente las pérdidas eléctricas del sistema debido a la ausencia de dispositivos eléctricos como inversores, cables y transformadores. Sin embargo, esta estrategia puede obligar, en algunas condiciones, al módulo fotovoltaico a trabajar lejos del punto de máxima potencia, disminuyendo la eficiencia global del proceso. Por lo tanto, este enfoque muestra una mayor eficiencia nominal pero conduce a un funcionamiento intermitente con una tasa fluctuante de producción de hidrógeno.

Por otro lado, el acoplamiento mediante inversores optimiza el funcionamiento dinámico pero reduce la eficiencia global del sistema, aumentando el número de dispositivos eléctricos instalados.

Con respecto a la elección entre sistemas PV-ALK y PV-PEM, se tiene la siguiente tabla comparativa con ventajas y desventajas de cada configuración:

Tabla 3.3: Comparación entre sistemas PV-ALK y PV-PEM. [17]

Sistema PV-ALK	Sistema PV-PEM
<b>Ventajas</b>	
Tecnología madura	Logra misma eficiencia a voltajes mayores
Larga vida útil	Funcionamiento con inputs de 0 al 100 % de la capacidad de diseño
Bajo costo	Rápida respuesta ante cambios de input energético
Simple y escalable	Operación dinámica y adaptable a varios inputs energéticos
<b>Desventajas</b>	
Funcionamiento con capacidades parciales limitadas por electrolizador (20 - 100 %)	Alto costo capital (PEM)
	Componentes corrosivos/ácidos
Baja dinámica del sistema en el input energético	Menor vida útil
	Materiales costosos y de difícil acceso

### 3.3. Almacenamiento de Hidrógeno

Al seleccionar el método de almacenamiento de un combustible, es importante considerar su densidad energética, para conocer y verificar la cantidad de energía que efectivamente se está acumulando. Para ello, uno de los valores más utilizados es el poder calorífico o *heating value*, que representa la entalpía de combustión del combustible, o más bien, la diferencia entre la suma de entalpías en los productos y la suma de entalpías en los reactantes cuando se tiene una combustión completa a una cierta presión y temperatura. Bajo esta definición, en el caso de formarse agua en estado líquido en los productos se le llama Higher Heating Value (HHV), mientras que al formarse en estado gaseoso se le dice Lower Heating Value (LHV). El valor de HHV es mayor al de LHV ya que se descuenta el calor de vaporización en el proceso [14].

Una de las principales características del hidrógeno que lo hacen destacar entre todos los combustibles, es efectivamente su densidad energética, cuyo valor LHV en formato másico alcanza a ser entre 3 y 4 veces el valor de la gasolina (Tabla 3.4), pero que en formato volumétrico es solamente un tercio en comparación al metano, esto debido a su muy baja densidad en condiciones ambientales. Al poseer un LHV volumétrico mucho más bajo en comparación a otros combustibles, dependiendo del método de almacenamiento, puede traducirse en la necesidad de mayor infraestructura para almacenar la misma cantidad de energía.

Tabla 3.4: Densidades energéticas y densidad del hidrógeno y otros combustibles [23].

Combustible	HHV		LHV		$\rho$ ( $kg/m^3$ )
	( $MJ/kg$ )	( $MJ/m^3$ )	( $MJ/kg$ )	( $MJ/m^3$ )	
Hidrógeno	141,78	12,7	119,95	10,7	0,08
Metano	55,51	39,7	50,02	35,8	0,65
Iso-octano	49,6	33,4x103	36,4	31x103	692

Pese a dichos valores, el hidrógeno es considerado un medio químico de almacenamiento energético, donde su principal ventaja y atractivo es el potencial de efectuarse a largo plazo, llegando a cantidades que redondean los Terawatt-hora, y mostrando varias alternativas, tales como gas comprimido, hidrógeno líquido, materiales sólidos hidrogenados, entre otras opciones [10].

Las formas de almacenamiento más comunes del hidrógeno son en su forma gaseosa comprimida ( $CGH_2$ ) y líquida ( $LH_2$ ), las cuales tienen un alto nivel de madurez y factibilidad comercial. El hidrógeno gaseoso posee gran facilidad de operación a temperatura ambiente y puede alcanzar una densidad de  $39.22 kg/m^3$  a 700 bar en tanques de almacenamiento sobre tierra, pero implica altos costos entre 500 – 600 USD por kg de hidrógeno. En cambio, el hidrógeno líquido posee mayor densidad y por lo tanto mayor densidad energética, siendo técnicamente factible a pequeña y gran escala, sin embargo, implica un alto costo energético de aproximadamente 35 % del LHV del hidrógeno licuado. Por otro lado, el almacenamiento de hidrógeno en sustancias sólidas es un método eficiente y seguro para aplicaciones móviles o estacionarias, con menor requerimiento de volumen y presión. Una comparación entre los 3 métodos anteriores se puede observar en la Tabla 3.5 [10].

Tabla 3.5: Tecnología de almacenamiento de hidrógeno y estimaciones de pesos, volúmenes y densidad para almacenar 3 kg de  $H_2$  en gas comprimido vehicular, líquido criogénico e hidruro metálico [10].

Tecnología	Volumen [lt]	Peso [kg]	Densidad [Wt. % $H_2$ ]
$H_2$ comprimido a 350 bar	145	45	6,7
$H_2$ comprimido a 700 bar	100	50	6,0
$H_2$ líquido criogénico	90	40	7,5
Hidruro metálico a baja temperatura	55	215	1,4

Según la capacidad másica de almacenamiento de hidrógeno, se tienen 3 categorías distintas según la bibliografía: almacenamiento a pequeña escala, bajo las 5 toneladas (166,6 MWh, según LHV); almacenamiento a mediana escala, entre 5 y 500 toneladas (166,6 - 27.770 MWh); y almacenamiento a gran escala, sobre las 500 toneladas. Para el almacenamiento a mediana escala del hidrógeno en forma pura, las técnicas más comunes siguen siendo el  $CGH_2$  y el  $LH_2$ , con algunas diferencias en lo que respecta a los tipos de contenedores empleados, entre otras cosas [24]. En las siguientes secciones se profundizará sobre dichas formas de almacenamiento.

### 3.3.1. Hidrógeno Gaseoso Comprimido

Este método de almacenamiento, independiente de la escala, tiene dos componentes principales: la compresión necesaria para llevar el gas a la presión requerida, y el contenedor.

#### 3.3.1.1. Compresión

La densidad del hidrógeno a 20 °C y presión atmosférica (1.013 bar) es de  $0.084 \text{ kg/m}^3$ , mientras que a 100 bar esta se eleva a  $7.797 \text{ kg/m}^3$ . La etapa de compresión se emplea para elevar la densidad del gas y requerir un menor volumen de contenedor. [24]

El trabajo requerido para la compresión cambia dependiendo del tipo de compresión y enfriamiento aplicado. En términos de eficiencia energética, la compresión isoterma es la más apta, que en términos teóricos requiere un trabajo mínimo de 1.5 y 2.0  $kWh/kg$  para llegar a las presiones de 253 y 1013 bar respectivamente. Al considerar pérdidas y la energía consumida por los equipos anexos al compresor genérico, el trabajo se eleva a 2.5 y 4.0  $kWh/kg$ , lo cual corresponde al 7.5% y 12% del LHV del hidrógeno ( $33.3 \text{ kWh/kg}$ ). Por otro lado, los costos asociados a los compresores a mediana escala, considerándose una capacidad del compresor de hasta 350 bar, el costo específico llega a los  $3.9 \text{ kUSD/kW}_e$ , donde la capacidad instalada de compresores se obtiene del flujo de hidrógeno ( $kgH_2/hr$ ) y la energía específica consumida por cada compresor ( $kWh_e/kgH_2$ ). [21]

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. Lo más moderno para aplicaciones de gran volumen

y escala son los pistones alternativos, mientras que para aplicaciones de pequeño volumen se utilizan pistones o diafragmas.

### 3.3.1.2. Contenedor

En general, los contenedores utilizados para el almacenamiento de gas natural son adecuados para el almacenamiento de hidrógeno, pero para el almacenamiento de  $CGH_2$  a mediana escala, los efectos del hidrógeno en los materiales del contenedor son distintos a los del gas natural. Se deben emplear materiales resistentes a la fatiga y a la fragilización por hidrógeno. Para ello, algunas recomendaciones son 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. Algunos materiales generalmente aceptables incluyen aceros inoxidable austeníticos, aleaciones de aluminio, cobre y aleaciones de cobre.

El  $CGH_2$  a mediana escala, puede almacenarse en contenedores sobre tierra o de forma subterránea, donde generalmente, y en relación a las propiedades de los materiales empleados en los contenedores y los costos de operación, la presión en estos contenedores no supera los 200 y 100 bar respectivamente, limitando las densidades alcanzables por este método a 14.47 y 7.66  $kg/m^3$ , lo que si bien aumenta el volumen de contenedor necesario, y por lo tanto el costo capital, disminuye el costo operacional gracias a las presiones relativamente bajas, para las cuales se requiere solo entre 1,2 y 1  $kWh/kgH_2$ , es decir, entre el 3 y 4 % del LHV del hidrógeno aproximadamente. Por otro lado, el costo capital del contenedor, asumiendo al acero como material constitutivo y una presión máxima de 350 bar, llega hasta los 500  $USD/kgH_2$ . [25] [24] [21]

Para el almacenamiento subterráneo, se tienen dos opciones principalmente, las cuales son descritas a continuación:

#### ■ Cavernas de sal:

Esta técnica se considera una práctica madura y establecida al día de hoy, existiendo algunos ejemplos de cavernas de hidrógeno en pleno funcionamiento: Cúpula de Clemens, lago Jackson, U.S., con capacidad de 580.000  $m^3$ ; Cúpula de sal Moss Bluff, U.S., con capacidad de hasta 566.000  $m^3$ ; entre otros. Este método permite reducir considerablemente los costos de construcción, tiene bajas tasas de fuga de hidrógeno, tasas rápidas de inyección y extracción, entre otras ventajas. Por otro lado, no todas las regiones cumplen los requisitos geológicos para disponer de esta opción, siendo necesarios una serie de estudios previos de prospección, capacidad de la caverna, entre otros, que aumentan los tiempos y costos de investigación. En el caso chileno, otro factor sumamente influyente en este método es la elevada actividad sísmica en todo el país, elevando el riesgo de fuga.

#### ■ Tuberías enterradas:

El almacenamiento mediante tuberías enterradas posee varias ventajas. Su rango de presión llega hasta los 100 bar, su forma de construcción es técnicamente simple reduciendo los costos de inversión, tienen un extensa vida útil (sobre 20 años), y al estar enterradas un par de metros bajo tierra, se encuentran protegidas de condiciones ambientales y el

terreno sobre estas es posible usarlo para otros propósitos.

Si bien hoy en día las tuberías enterradas se usan principalmente para el transporte de hidrógeno a menores presiones, al utilizar los materiales adecuados u otras técnicas como capas de polímeros dentro de la tubería para evitar fragilización, es posible emplear este método para el almacenamiento a mediana escala, que si se maneja utilizando las presiones y diámetros de tubería de los depósitos de gas natural, se podrían almacenar aproximadamente 12 ton de hidrógeno por km de tubería.

En cuanto al almacenamiento en contenedores sobre tierra a escala mediana, se cuenta con dos opciones principalmente:

■ **Contenedores de gas:**

Los contenedores de gas almacenan gases a una presión muy cercana a la atmosférica, algunos mbar por sobre esta. Debido a esto, la capacidad volumétrica necesaria para almacenar una cierta cantidad de hidrógeno es considerablemente mayor. Por otro lado, las capacidades a la cual pueden llegar estos contenedores llegan hasta los  $700.000\ m^3$ , capacidad que si se adaptara para el almacenamiento de hidrógeno lograría retener sobre 50 toneladas de hidrógeno. Si bien esta técnica hoy se considera obsoleta, aún existen contenedores de gas con hidrógeno en operación, donde el más grande reportado tiene una capacidad de  $30.000\ m^3$ .

■ **Contenedores esféricos:**

Los contenedores esféricos en comparación a los contenedores de gas, soportan presiones de hasta 20 bar, logrando capacidades de almacenamiento de incluso  $300.000\ m^3$ . Hoy se consideran como una tecnología madura y de uso extendido, empleándose mayoritariamente para el almacenamiento de metano. Si bien no se utiliza comúnmente para almacenar hidrógeno gaseoso, al emplear los materiales recomendados para los contenedores de hidrógeno, entre otras medidas, permitirían hacerlo técnicamente factible. Lo anterior elevaría aún más el costo capital de esta técnica, ya que debido a su forma esférica de gran volumen, el costo de manufactura es mayor.

### 3.3.2. Hidrógeno Líquido

En esta técnica, el hidrógeno se almacena a  $-253\ ^\circ\text{C}$  a presión atmosférica en tanques bien aislados. Al igual que para el hidrógeno comprimido, se puede separar en dos componentes principales a analizar: el proceso de licuefacción del hidrógeno, y el contenedor de hidrógeno líquido.

#### 3.3.2.1. Licuefacción

Además de la compresión del hidrógeno, la licuefacción es otra técnica que permite elevar considerablemente la densidad del elemento. A presión atmosférica, la densidad del hidrógeno líquido saturado es de  $70\ \text{kg}/\text{m}^3$ , es decir, casi 10 veces la densidad del hidrógeno comprimido a 100 bar. Esta gran diferencia justificaría que al día de hoy se considere como una metodología madura, habiendo una capacidad instalada de 355 tpd (toneladas por día)

de hidrógeno líquido. La planta con mayor capacidad de licuefacción en el mundo, empleada para suministrar hidrógeno líquido a la NASA, alcanza una tasa de 34 tpd, mientras que las plantas construidas hoy en día funcionan con capacidades de entre 1 a 10 tpd. [25]

Este proceso tiene una gran demanda energética, cuyas dos principales razones son: el punto de ebullición extremadamente bajo del hidrógeno (-253 °C a 1 bar), y tener que incluir un proceso de preenfriamiento en la licuefacción. Lo último debido a que el hidrógeno en forma gaseosa no se enfría durante los procesos de expansión isentálpica para temperaturas por encima de los -73 °C. El preenfriamiento utiliza comúnmente nitrógeno líquido.

La demanda de energía típica de las plantas de licuefacción de hidrógeno existentes está en el rango de 10 a 15 kWh/kg, que corresponden al 30 y 45 % del LHV del hidrógeno. El costo y los requisitos de energía por kilogramo de hidrógeno licuado disminuyen a medida que aumenta la capacidad de la planta. Por otro lado, la inversión capital requerida para el proceso de licuefacción es considerable. Para una planta de licuefacción optimizada de 50  $tonH_2/dia$  y un consumo energético específico de  $6.4 kW h_e/kgH_2$ , el costo específico de una unidad de licuefacción es de  $50 kUSD/(kg/hr)$ . [24][25]

De los varios procesos de licuefacción existentes, el más conocido es el ciclo de Linde. En este ciclo, el gas previamente purificado se hace pasar por una serie de compresores, intercambiadores de calor y válvulas o turbinas de expansión, que permiten licuar el hidrógeno. Otros de los procesos requeridos en la licuefacción del hidrógeno es la purificación, debido a la necesidad de reducir la concentración de impurezas a por debajo de 1 ppm, de lo contrario, estos materiales causarían obstrucciones en el proceso, ya que son sólidos a 20 °K. [20]

### 3.3.2.2. Contenedor

El almacenamiento de hidrógeno líquido es similar al del helio líquido y está bien establecido en la actualidad, especialmente debido a las aplicaciones intensivas en los vuelos espaciales. [24]

Al igual que en los tanques de almacenamiento para  $CGH_2$ , los materiales a utilizar en los contenedores deben elegirse con ciertas consideraciones. La fragilización por hidrógeno puede desprejarse en el punto de ebullición porque la solubilidad del hidrógeno es baja. Sin embargo, la fragilidad de los metales a temperaturas criogénicas limita la elección de materiales. Por lo tanto, los aceros ferríticos al níquel, que se pueden aplicar hasta -200 °C, o los aceros inoxidables austeníticos estabilizados y las aleaciones de aluminio, que son adaptables hasta el cero absoluto, se utilizan comúnmente para los tanques criogénicos. El costo específico de este tipo de tanques de almacenamiento de hidrógeno llega a los  $90 USD/kgH_2$ . [25]

A mediana escala, o en los tanques de almacenamiento de mayor tamaño, se emplea un diseño esférico generalmente, esto para garantizar la menor relación superficie/volumen y, por lo tanto, disminuir las pérdidas por evaporación. La evaporación del hidrógeno líquido constituye una pérdida de la energía gastada en licuar el hidrógeno y del hidrógeno propiamente tal, ya que el gas evaporado debe ventilarse debido a la acumulación de presión dentro del recipiente de almacenamiento. Esta pérdida de hidrógeno almacenado a lo largo del tiempo se conoce como ebullición y a menudo se presenta como el porcentaje de hidrógeno alma-

cenado perdido por día: la tasa de ebullición. La transferencia de calor del medio ambiente al hidrógeno líquido almacenado y, por lo tanto, la tasa de ebullición, se reducen minimizando la relación superficie/volumen de los tanques haciéndolos esféricos y mediante un aislamiento avanzado para minimizar la transferencia de calor a través de las paredes del tanque.

Finalmente, a continuación se muestra una tabla comparativa de las técnicas de almacenamiento  $CGH_2$  y  $LH_2$  a mediana escala en forma de resumen:

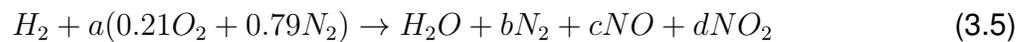
Tabla 3.6: Comparación métodos de almacenamiento a mediana escala.

<b>Método</b>	<b>Temp. de alm. (C)</b>	<b>Presión de alm. (bar)</b>	<b>Densidad (<math>kg/m^3</math>)</b>	<b>Gasto energético (% del LHV)</b>	<b>Costo de Maquinaria (<math>kUSD/kW_e</math>)</b>	<b>Costo de contenedor (<math>USD/kg</math>)</b>
$CGH_2$	20	100-200	7,66 - 14,47	3 - 4	3,9	500
$LH_2$	-253	1	70	30 - 45	7,81	90

### 3.4. Combustión del Hidrógeno

En una reacción de combustión, se produce la oxidación rápida de los elementos combustibles en un compuesto, resultando en la liberación de energía y formación de otros productos químicos. En la mayoría de los combustibles, son el carbono, hidrógeno y azufre los elementos que se oxidan, de tal manera que cuando todo el carbono se oxida en dióxido de carbono, todo el hidrógeno en agua, todo el azufre en dióxido de azufre y todo el resto de los elementos combustibles se oxidan completamente, se considera como una combustión completa. Cuando lo anterior no se cumple, se toma como incompleta [14].

En el caso del hidrógeno, su combustión completa está representada en la ecuación estequiométrica que se muestra en la Ecuación 3.4 [14] en kilomoles a continuación:



Como se puede ver en la Ecuación 3.4, el resultado principal de la combustión del hidrógeno es agua cuando se tiene al oxígeno como comburente u oxidante, sin embargo, esta reacción es extremadamente exotérmica, llegando a temperaturas por sobre los 3000 °K, lo cual se convierte en una dificultad técnica por exceder la temperatura de trabajo de varios metales. Un caso distinto es la combustión completa del hidrógeno cuando se utiliza el aire como comburente (Ecuación 3.5<sup>1</sup>), que al estar compuesto aproximadamente por 21 % de oxígeno y 79 % de nitrógeno, en un ambiente de alta temperatura es probable la formación de óxido nítrico (*NO*) y dióxido de nitrógeno (*NO*<sub>2</sub>), mejor conocidos como gases *NO*<sub>x</sub>, los cuales son sumamente dañinos en la atmósfera, y dado que la combustión completa del hidrógeno con aire alcanza una temperatura de llama adiabática de 2390 °K, la emisión de estos gases se vuelve un punto relevante [14][23][26].

Al considerar el aire como comburente, es importante considerar la relación de aire-combustible, parámetro que cuantifica las cantidades de ambos componentes en un proceso de combustión. Este queda definido por la Ecuación 3.6, donde ( $\overline{AF}$ ) es los moles de aire dividido por los moles de combustible,  $M_{air}$  la masa de aire y  $M_{fuel}$  la masa de combustible en la reacción. Cuando la cantidad de aire disponible suministra suficiente oxígeno para que se produzca una combustión completa, esta es llamada cantidad teórica de aire, que al determinarla como el 100 % de aire teórico, al tener un mayor porcentaje se habla de exceso de aire, mientras que con uno menor se tiene deficiencia de aire [14].

$$AF = \overline{AF} \left( \frac{M_{air}}{M_{fuel}} \right) \quad (3.6)$$

Para un análisis energético de la combustión, se puede utilizar la entalpía de combustión, que como se mencionó en la sección anterior, es la diferencia entre la suma de entalpías en los productos y la suma de entalpías en los reactantes cuando ocurre una combustión completa a una cierta presión y temperatura, que para los combustibles, es representado por los poderes caloríficos HHV y LHV. Otro valor comúnmente utilizado es la entalpía de formación

<sup>1</sup> Balance estequiométrico con productos dependientes de la temperatura y presión.

$(\bar{h}_f^o)$  que representa la energía absorbida o liberada cuando un compuesto es formado desde sus elementos, a una temperatura de 298.15 K y presión de 1 atm [14].

Las principales propiedades de combustibles a considerar en un proceso de combustión se muestran en la Tabla 3.7, la cual incluye los combustibles: hidrógeno, metano e iso-octano (gasolina).

Tabla 3.7: Comparación de propiedades entre hidrógeno, metano y gasolina [14][23].

Combustible	M	$\bar{h}_f^o$	HHV		LHV		$\rho$	AF	$\bar{AF}$
	$\left(\frac{kg}{kmol}\right)$	$\left(\frac{MJ}{kmol}\right)$	$\left(\frac{MJ}{kg}\right)$	$\left(\frac{MJ}{m^3}\right)$	$\left(\frac{MJ}{kg}\right)$	$\left(\frac{MJ}{m^3}\right)$	$\left(\frac{kg}{m^3}\right)$	$\left(\frac{kg_a}{kg_f}\right)$	$\left(\frac{kmola}{kmolf}\right)$
Hidrógeno	2,016	0	141,78	12,7	119,95	10,7	0,08	34,2	2,387
Metano	16,04	-74,85	55,51	39,7	50,02	35,8	0,65	17,1	9,547
Iso-octano	114,22	-208,45	49,6	33,4x103	36,4	31x103	692	15	59,666

Como se pudo apreciar en la tabla anterior, al poseer una densidad energética volumétrica tan baja con respecto a otros combustibles comunes, conlleva a que en cualquier aplicación que incluya la combustión del hidrógeno, al compararlo con por ejemplo el metano, se requiere un flujo tres veces mayor para obtener la misma cantidad de energía en forma de calor.

Otra característica importante que se presenta en la combustión del hidrógeno es su velocidad de llama, parámetro que indica la velocidad a la cual los gases no combustionados se propagan a la llama, la cual alcanza un valor de 170 cm/seg, valor 4,5 veces mayor al del metano. En un sistema como una turbina a gas, este valor adquiere suma relevancia ya que determina si un combustor tendrá problemas con la propagación de la llama aguas arriba, desde la zona de combustión a la zona de premezcla. Sumado a lo anterior, la llama del hidrógeno tiene muy baja luminosidad, presentando problemas para identificarla visualmente [27].

Como bien se mencionó anteriormente, otra de las dificultades presentadas por el hidrógeno al considerarse su combustión con aire, es la generación de gases  $NO_x$ . Los principales óxidos de nitrógeno producidos en la combustión son  $NO$ , con alrededor del 10 % restante  $NO_2$ . Los principales mecanismos de formación que ocurren en el combustor de una turbina a gas, son los siguientes [28]:

- Fijación de oxígeno y nitrógeno atmosféricos a altas temperaturas de llama, también llamado  $NO_x$  térmico.
- Ataque de radicales de carbono o hidrocarburos del combustible sobre las moléculas de nitrógeno, resultando en la formación de  $NO$ .
- Oxidación del nitrógeno presente en el combustible.

Dado que el combustible es hidrógeno, los últimos dos mecanismos no son posibles, por lo que la formación de gases  $NO_x$  en la combustión de hidrógeno con aire sería debida únicamente al las altas temperaturas de llama. La tasa de formación del  $NO_x$  térmico es altamente dependiente de la temperatura, comenzando a ser significativa por sobre los 1815 °C. En un combustor típico de una turbina a gas, la máxima temperatura es alcanzada en la zona primaria o estequiométrica, donde se emplea cerca del 28 % del aire que ingresa, llegando a los 2230 °C, y luego, al mezclar el resto de combustible y gases de combustión con el otro 72 %

de aire, la temperatura baja hasta 1370 °C en la zona de dilución o secundaria.

Para evitar o controlar la formación de gases  $NO_x$  en turbinas a gas, existen 3 métodos usados principalmente:

1. **Inyección de agua/vapor:** Este método fue el más utilizado entre los años 1980 y 1990, y su uso sigue vigente en varios diseños de turbinas a gas. En este diseño los combustores de la turbina inyectan vapor o agua en la zona primaria de combustión, reduciendo su temperatura y por ende la producción de gases  $NO_x$ . Además, una ventaja que tiene este método es el aumento de la potencia generada, gracias al mayor caudal másico que ingresa a la turbina, que dependiendo de la forma en que se genera el vapor, puede producir aumentos en la eficiencia, a costa de un aumento de inversión capital.
2. **Combustores DLE o DLN:** Los combustores DLE (*Dry Low Emission*) o DLN (*Dry Low NOx*) poseen un diseño distinto a los combustores convencionales de las turbinas a gas. En ambos sistemas, se utiliza un remolino para crear las condiciones de flujo necesarias en la cámara de combustión para estabilizar la llama, sin embargo, el inyector de combustible en el combustor DLE es mucho más grande, ya que contiene una cámara de premezcla de aire y combustible, mezclando aproximadamente entre el 50 % y 60 % del flujo de aire de combustión con el combustible. Para lograr una disminución en la tasa de formación de gases  $NO_x$ , la mayor parte del combustible (al menos el 75 %) se quema en condiciones frías y pobres (con exceso de aire) para evitar una producción significativa de  $NO_x$ , controlando cuidadosamente la reacción.
3. **Limpieza catalítica de gases de salida:** Más conocido como *Selective Catalytic Reduction* (SCR), este proceso consiste en tratar los óxidos de nitrógeno con un agente reductor para luego pasar por un catalizador metálico que promueve las reacciones entre el reductor y los gases  $NO_x$ , produciendo nitrógeno molecular y agua. Los agentes reductores más comunes son el amoníaco y la urea.

Lo complejo de este método es la tasa de cambio de los catalizadores, lo cual eleva el costo de operación, además de la necesidad de reducir la temperatura de los gases de salida, ya que la SCR opera en un rango de 227 °C y 447 °C.

## 3.5. Generación Termoeléctrica

Para emplear la combustión del hidrógeno en la generación termoeléctrica, es sumamente relevante considerar los distintos tipos de centrales o ciclos termodinámicos que se pueden implementar para este propósito, ya que dependiendo de esto, la manera de aplicar la quema de hidrógeno, la eficiencia y los costos del proceso cambiarán.

### 3.5.1. Ciclo Rankine

Una de las formas en que se podría aprovechar la combustión del hidrógeno para la generación termoeléctrica es el ciclo Rankine tradicional o ciclo de vapor, cuyas etapas se muestran en la Figura 3.6.a a continuación:

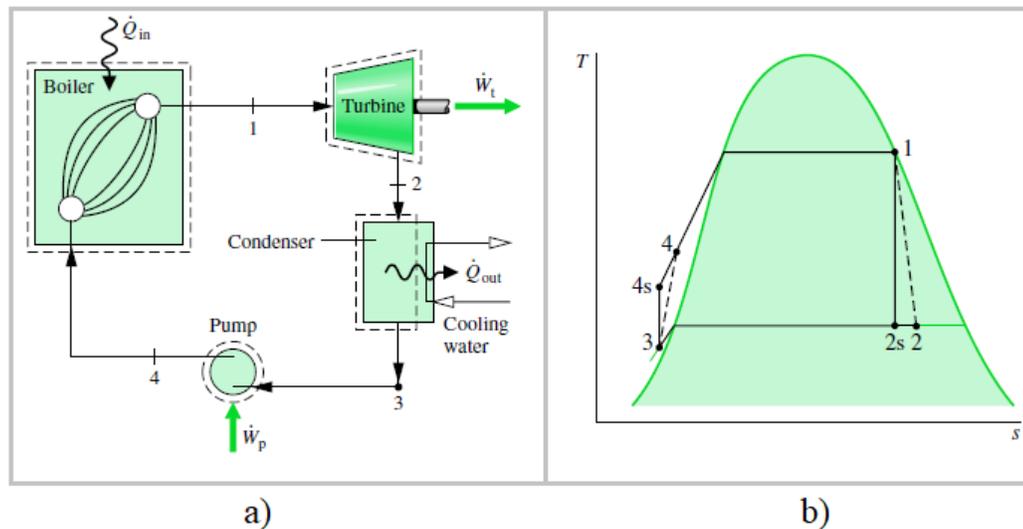


Figura 3.6: a) Diagrama de ciclo Rankine tradicional. b) Gráfico T-s de ciclo Rankine con irreversibilidad en turbina y bomba [14].

Las etapas y principales componentes del ciclo son [28]:

#### ■ Turbina de vapor (1 → 2)

Una turbina de vapor es una turbomáquina, es decir, una máquina cuya función es entregar trabajo ( $\dot{W}_t$ ) absorbiendo energía de un fluido, en este caso vapor, mediante la variación de energía cinética de un rotor a través de la expansión del fluido a alta presión y temperatura, restituyendo dicha energía mecánica en un eje. Este proceso reduce la temperatura del vapor a la salida de la turbina, y en el ciclo Rankine teórico se asume isentrópico (1 → 2s) como se muestra en la Figura 3.6.b.

La temperatura del vapor puede llegar hasta los 600 °C en algunas unidades, y dependiendo de la presión, la turbina tendrá varias etapas: una etapa de alta presión (HP) con presiones entre 100 y 310 bar, de presión intermedia (IP) entre 20.6 y 41.7 bar y de baja presión (LP) entre 3.1 y 6.1 bar.

Actualmente, las eficiencias individuales de estas turbinas pueden llegar sobre el 90 %.

#### ■ Condensador (2 → 3)

Los condensadores utilizados en turbinas de vapor, son usados para condensar el vapor que sale de la turbina. Estos condensadores funcionan a una presión muy baja, cercana a los 0.1 bar. El vapor que ingresa al condensador generalmente tiene un título de 0.92 a 0.96, es decir, contiene de 8 % a 4 % de líquido en el vapor.

En las plantas termoeléctricas hay dos tipos de condensadores principales: el condensador enfriado por agua, el más común y cuyo funcionamiento consiste en hacer fluir agua por tubos, fuera de los cuales circula el vapor a alta temperatura y que al entrar en contacto con los tubos, el agua que fluye remueve el calor del vapor ( $\dot{Q}_{out}$ ), condensándolo; y el condensador enfriado por aire, usado principalmente en zonas con escasez de agua, su funcionamiento consiste en hacer fluir el vapor dentro de tubos con aletas, los cuales son enfriados con aire atmosférico impulsado por ventiladores.

- **Bomba** (3 → 4)

Una bomba es un equipo utilizado para suministrar fluidos de un lugar a otro, elevando su presión de succión a una presión mayor de salida o descarga, lo cual consume cierta potencia ( $\dot{W}_p$ ). En el ciclo Rankine teórico este proceso se asume isentrópico (3 → 4s) como se muestra en la Figura 3.6.b.

Al seleccionar este equipo es necesario conocer varias características del fluido a manipular, como la altura dinámica total, presión de succión y descarga, temperatura, entre otros factores. En la industria de la energía, la tarea de selección de la bomba se complica frecuentemente por la presión del fluido y las características de corrosión de este que requieren materiales de construcción especiales.

- **Caldera o generador de vapor** (4 → 1)

Este equipo es la fuente de energía del ciclo, donde típicamente ocurre la combustión de algún combustible como carbón, gas natural, syngas, entre otros, generando grandes cantidades de calor ( $\dot{Q}_{in}$ ) en forma de gases de combustión, los cuales son empleados para producir el aumento de temperatura y cambio de fase de algún fluido, en este caso agua.

Al reemplazar los combustibles convencionales por hidrógeno, se podría aprovechar en este equipo para la generación de vapor, esto si es que se resuelven las dificultades técnicas de la combustión del hidrógeno como las que se mencionaron en la sección anterior.

En este ciclo, asumiendo que el fluido de trabajo es vapor de agua y tomando en cuenta solo las pérdidas por parte de la turbina y la bomba, se tiene que la eficiencia térmica del ciclo viene dada por la Ecuación 3.7, donde  $h_i$  es la entalpía del fluido de trabajo en el punto  $i$  del ciclo [14].

$$\eta = \frac{(\dot{W}_t/\dot{m}) - (\dot{W}_p/\dot{m})}{(\dot{Q}_{in}/\dot{m})} = \frac{(h_1 - h_2) - (h_4 - h_3)}{(h_1 - h_4)} \quad (3.7)$$

En general, a las plantas termoeléctricas que utilizan este ciclo se les llama comúnmente centrales a vapor, las cuales presentan varias ventajas para la generación eléctrica, como [28]:

- Al involucrar solo dos fases de un fluido, y siendo la fase líquida la cual se bombea de baja a alta presión, el trabajo requerido para llevar la fase líquida a la presión deseada es

mucho menor que el trabajo requerido para elevar la presión en la fase gaseosa, como en el compresor de una turbina a gas.

- Dado que el fluido de trabajo no entra en contacto con los productos de combustión, una central a vapor cuenta con varias opciones de combustibles, desde gas natural hasta biomasa que puede quemarse en una caldera.

Sin embargo, algunas de sus desventajas son:

- Gran cantidad y tamaño de equipos necesarios según el tipo de combustible, que se traduce en alto costo capital y tiempo de construcción.
- Altas emisiones de gases de efecto invernadero dependiendo del tipo de combustible y equipos filtradores instalados.

### 3.5.2. Ciclo Rankine Modificado

Gracias a que la combustión controlada de hidrógeno con oxígeno produce vapor de agua a alta temperatura, también es posible considerar una configuración distinta del ciclo Rankine convencional. En esta nueva configuración se alimenta un equipo electrolizador con agua, el cual produce hidrógeno y oxígeno a alta presión, luego, estos son ingresados a un combustor o cámara de combustión en conjunto a un cierto flujo de agua recirculada, generando vapor de agua a alta presión y temperatura que ingresa a una turbina de vapor, el vapor a menor temperatura es recuperado por un condensador y el agua resultante es reutilizada para generar más hidrógeno y oxígeno, además de recircular hacia la cámara de combustión, formando un ciclo cerrado [13]. Un diagrama de esta modalidad se muestra en la Figura 3.7 a continuación:

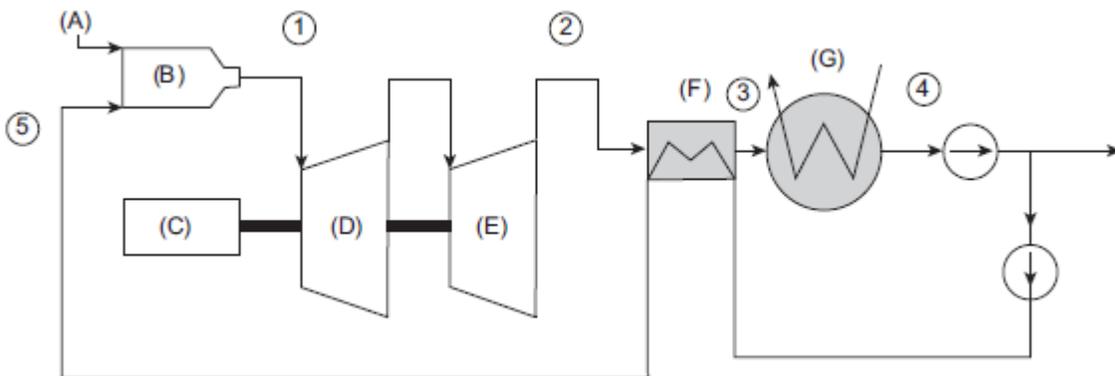


Figura 3.7: Diagrama conceptual de un ciclo de Rankine en un sistema de combustión hidrógeno-oxígeno. (A) Hidrógeno y oxígeno, (B) combustor, (C) generador, (D) turbina de alta presión, (E) turbina de baja presión, (F) unidad de suministro de agua, (G) enfriador [13].

Si bien la reutilización del oxígeno generado durante la electrólisis y del agua resultante de las turbinas para usarse en la cámara de combustión y en los equipos electrolizadores respectivamente, conllevaría a un aumento significativo en la eficiencia de la central, tiene varias limitantes técnicas, dentro de las cuales la más destacable es la temperatura en la cámara de combustión, que como bien se mencionó en secciones anteriores, alcanza valores por sobre los 2800 °C si no se considera el flujo de agua que ingresa, lo cual se convierte en una limitante para el uso de varios metales en la confección de la cámara de combustión. Por otro lado y

como se mencionó en la sección anterior, las turbinas de vapor trabajan a temperaturas de vapor mucho menores que la anterior (600 °C), por lo que debería considerarse un enfriamiento previo del flujo de vapor o reducir la temperatura en la cámara de combustión.

### 3.5.3. Ciclo Brayton

Otra forma de aprovechar la combustión del hidrógeno para la generación eléctrica es mediante un ciclo Brayton con una turbina a gas. En este ciclo, comúnmente se tiene un sistema con los componentes mostrados en la Figura 3.8.a a continuación:

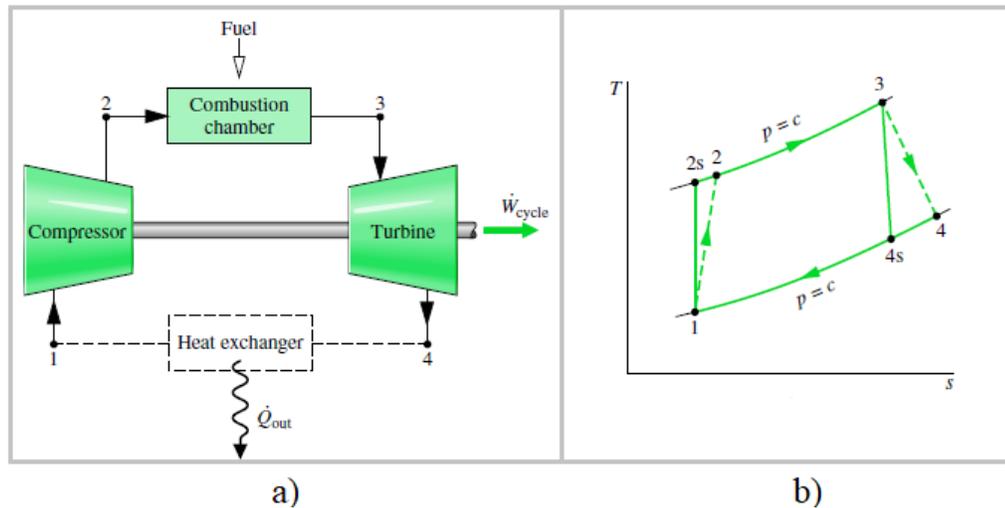


Figura 3.8: a) Diagrama de ciclo Brayton tradicional. b) Gráfico T-s de ciclo Brayton cerrado con irreversibilidad en turbina y compresor [14].

Si bien los componentes del ciclo se muestran por separado en la figura anterior, estos se ven integrados en las turbinas de gas montados en una sola estructura. Las etapas y principales componentes del ciclo son [28]:

- **Compresor** (1 → 2)

Los compresores usados en un ciclo Brayton son componentes por los cuales ingresa aire atmosférico para ser altamente comprimido y así alimentar una cámara de combustión posterior. Este proceso teóricamente se asume isentrópico (1 → 2s) como se puede observar en la Figura 3.8.b.

En las turbinas a gas se emplean principalmente compresores axiales, ya que en comparación a los radiales tienen mejor rendimiento, son de menor tamaño y aceptan mayores flujos. Estos compresores comprimen el fluido de trabajo primero acelerando el fluido y luego difundiéndolo para obtener un aumento de presión. El fluido se acelera mediante una fila de aspas o aspas giratorias (el rotor) y se difunde mediante una fila de aspas fijas (el estator). La difusión en el estator convierte el aumento de velocidad ganado en el rotor en un aumento de presión. Un rotor y un estator forman una etapa en un compresor, y para la generación eléctrica generalmente consta de múltiples etapas, permitiendo aumentos de presión de hasta 40:1.

El compresor en una turbina a gas consume parte del trabajo generado por la turbina en el ciclo (30 - 40 % de  $\dot{W}_{cycle}$ ) y presenta una eficiencia típica del 87 %.

### ■ Cámara de Combustión (2 → 3)

La cámara de combustión es un calentador de aire de combustión directa, en el que el combustible se quema casi estequiométricamente con un tercio o menos del aire de descarga del compresor. Luego, los productos de combustión se mezclan con el aire restante para llegar a una temperatura de entrada de turbina (TIT) adecuada.

La cámara de combustión de una turbina de gas moderna consiste generalmente en un cilindro con un segundo cilindro más pequeño, formando una cámara exterior y una interior respectivamente. Una mezcla de aire y combustible pasa a la boca de la cámara interior y puede pasar aire adicional alrededor de esta, entre el cilindro exterior e interior para mantener fresca la cámara interior. Luego, este aire se introduce a través de orificios y ranuras a lo largo de la cámara.

Actualmente, la temperatura del aire a la entrada del combustor ronda entre los 450 y 650 °C, mientras que las temperaturas de combustión pueden llegar hasta los 2230 °C en la zona más caliente del combustor. Tomando en cuenta la combustión del hidrógeno con aire, su valor de llama adiabática no se aleja mucho de este valor, por lo que si se logra disminuir la temperatura dentro del combustor controlando la proporción A/F o inyectando agua/vapor, además de resolver otras dificultades técnicas como su densidad energética volumétrica y los factores de seguridad mencionados en la sección 3.4, se podría aplicar el hidrógeno como el combustible utilizado en este ciclo.

### ■ Turbina (3 → 4)

Esta sección de la turbina a gas es donde ocurre la expansión de los gases de combustión transfiriendo la energía entregada por el combustible en energía mecánica, rotando el eje de la turbina y generando torque. Dicho proceso teóricamente se asume isentrópico (3 → 4<sub>s</sub>), como se puede observar en la Figura 3.8.b.

Más del 95 % de las turbinas son de flujo axial, es decir, los gases de combustión se expanden y desplazan en dirección paralela al eje de rotación. Por otro lado, se pueden clasificar como turbina de acción, en las cuales hay expansión del fluido sólo en los estatores, aprovechando la presión dinámica (velocidad) en los rotores (cambio de momentum); o de reacción, las cuales aprovechan la expansión del fluido tanto en estatores como en rotores, aprovechando la presión dinámica y estática al mismo tiempo. La mayoría de las turbinas de flujo axial constan de más de una etapa, donde las primeras suelen ser de acción y las etapas posteriores tienen aproximadamente un 50 % de reacción, es decir, los álabes de los estatores y rotores están simétricamente rotados en 180° con respecto a un eje perpendicular a la dirección tangencial. Esto ya que las etapas de acción producen aproximadamente el doble de potencia que una etapa de reacción del 50 %, mientras que la eficiencia de una etapa de impulso es menor que la de una etapa de reacción del 50 %.

Los gases resultantes de la expansión en la turbina pueden ser retirados del ciclo (ciclo abierto) o hacerlos pasar por un intercambiador de calor ( $\dot{Q}_{out}$ ) para reducir su temperatura e ingresar al compresor nuevamente (ciclo cerrado, 4-1).

Si en el ciclo se asume que el fluido de trabajo es aire estándar, es decir, una masa fija de aire que se comporta como un gas ideal, y que la combustión es representada como una adición de calor por una fuente externa, el rendimiento térmico ideal viene dado por la Ecuación 3.8, donde  $T_i$  y  $P_i$  son la temperatura y presión en el punto  $i$  del ciclo y  $k$  es la relación de

calor específico, cuyo valor típicamente es 1,4.  $C_p$  y  $C_v$  son los calores específicos a presión y volumen constante respectivamente.

$$\eta = \frac{\sum W}{Q_{in}} = 1 - \frac{T_1}{T_2} = 1 - \frac{1}{\left(\frac{P_2}{P_1}\right)^{(k-1)/k}} \quad ; \quad k = \frac{C_p}{C_v} \quad (3.8)$$

Algunas de las ventajas que presentaría aplicar este tipo de ciclo de generación son:

- Versatilidad de combustibles a implementar gracias al control de su combinación con aire en la cámara de combustión.
- Aire atmosférico saliente del compresor se puede emplear para la refrigeración del componentes.
- Es un sistema de generación compacto.
- El proceso de combustión es controlado y ocurre a presión aproximadamente constante.
- Tiempo muy pequeño para puesta en marcha.

Además, en los ciclos de gas se pueden implementar varias modificaciones para aumentar la eficiencia, como recalentamiento, donde los gases de salida de una primera turbina se recalientan en un segundo combustor, ingresando a una segunda turbina; interenfriamiento, donde el compresor es separado en dos partes reduciendo la temperatura del aire entre estas; inyección de masa, que implica la inyección de agua o vapor en alguna etapa del ciclo antes de la turbina; o regeneración, donde se aprovechan los gases de salida de la turbina para calentar el aire comprimido previo a su ingreso al combustor.

Por otro lado, algunas de las desventajas del ciclo Brayton son:

- Gran cantidad de potencia consumida por el compresor.
- Emisión de gases de combustión contaminantes.

### 3.5.4. Ciclo Combinado

Por último, se tiene el ciclo combinado, el cual consiste en la composición de 2 ciclos, un ciclo superior, donde al generar potencia produce una gran cantidad de calor residual, y un ciclo inferior, el cual aprovecha dicho calor para impulsar o energizar otro ciclo de potencia. Comúnmente se emplean el ciclo Brayton como ciclo superior y el ciclo Rankine como ciclo inferior, es decir, se emplea una turbina a gas y se aprovechan los gases residuales en un intercambiador de calor para producir vapor e impulsar una turbina a vapor (Figura 3.9). Si bien esencialmente los componentes del ciclo son similares a los del ciclo Brayton y Rankine, el intercambiador de calor es conocido como Generador de Vapor Recuperador de Calor (HRSG) en la industria de generación termoeléctrica, y su estructura cuenta con varios equipos e intercambiadores de calor que reemplazan a la caldera en un Ciclo Rankine. Esta unidad posee típicamente las configuraciones horizontal, vertical o *Once Through Steam Generator* (OTSG), cambiando la disposición de los intercambiadores de calor presentes en la unidad. Un esquema de un HRSG horizontal se puede observar en la Figura 3.10.

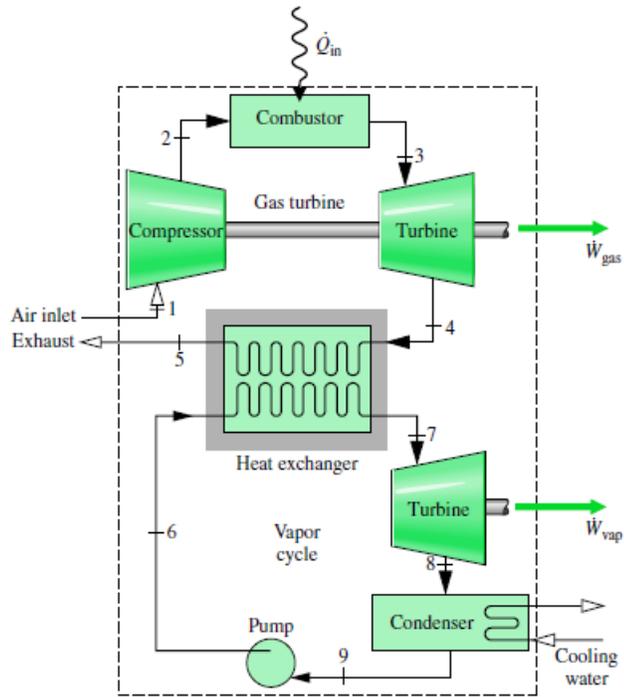


Figura 3.9: Ciclo combinado tradicional [14].

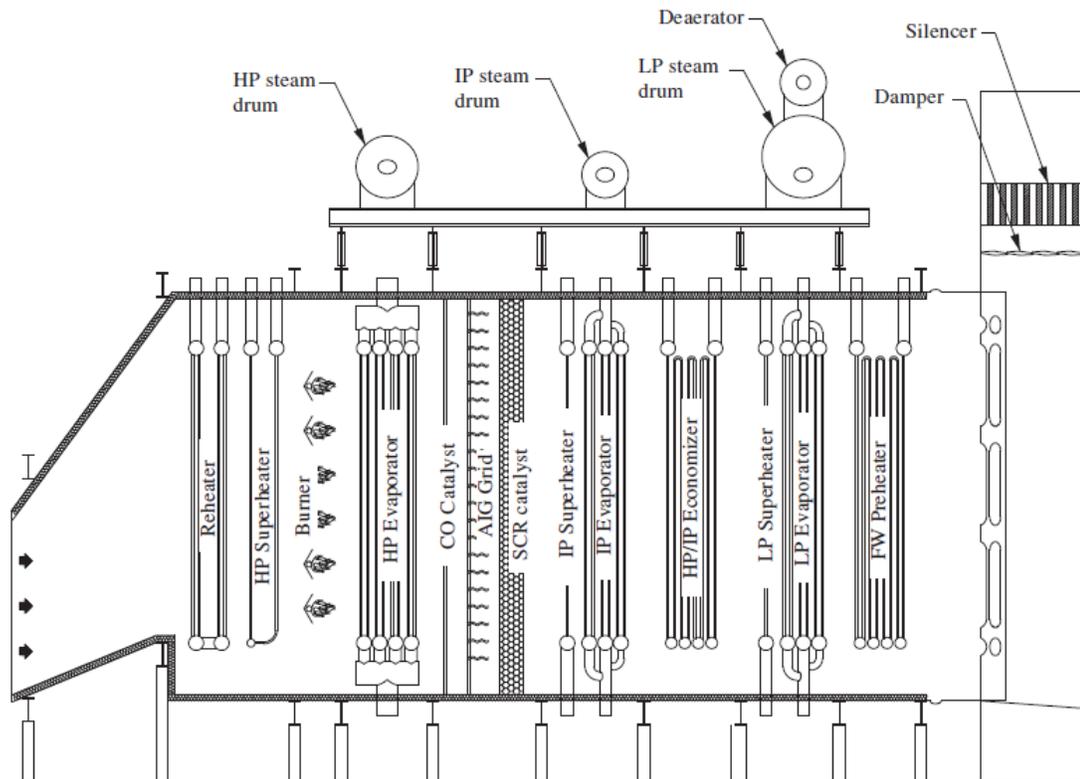


Figura 3.10: Componentes típicos de un HRSG [29].

El ciclo combinado tradicional descrito anteriormente, comienza con la generación de potencia en el ciclo Brayton, donde los gases residuales de la turbina a gas se encuentran a presión casi atmosférica y temperaturas entre 510°C - 650°C. Estos gases de salida entran al HRSG, pasando por distintas secciones de intercambiadores de calor, cuya temperatura de operación disminuye a medida que los gases calientes avanzan a través del HRSG, transfiriendo su energía al fluido de trabajo del ciclo de vapor, la cual alcanza alrededor del 36 % de la energía aprovechable de los gases de salida de la turbina a gas. Las secciones de intercambiadores de calor se pueden repetir en un mismo HRSG a distintas presiones, según los niveles de presión que tenga el ciclo de vapor. En la mayoría de plantas de gran capacidad, la turbina de vapor cuenta con 3 niveles: un nivel de alta presión (HP), con vapor a presiones entre 100.7 bar - 114.2 bar; un nivel de presión intermedia (IP), con presiones entre 23.51 bar - 36.9 bar; y un nivel de baja presión (LP), con presiones desde 4 bar hasta 6 bar. [28]

Como se mencionó anteriormente, varias secciones de intercambiadores de calor pueden repetirse en el HRSG según su nivel de presión, o bien, a qué sección de la turbina de vapor se dirige el fluido calentado en el generador, tal y como se puede apreciar en la anterior Figura 3.10. Dichos intercambiadores y otros componentes esenciales de un HRSG se describen a continuación:

#### ■ Economizador

El economizador de un HRSG es un intercambiador de calor que transfiere la energía de los gases de salida de la turbina de gas al agua a través de una serie de tubos con aletas por donde esta circula. Dicha configuración se repite para todos los intercambiadores de calor en el HRSG, y para el economizador, el agua se dirige hacia un tambor de vapor, o un tanque de agua de alimentación en el caso de un calentador de agua de alimentación. La tarea del economizador es elevar la temperatura del agua cerca de su punto de saturación o a  $T_{Approach}$ , que es igual a  $T_{sat} - Approach$  [K], con *Approach* el acercamiento a la temperatura de saturación. Así, se evita la formación de vapor, el cual bloquearía su funcionamiento. Entre menor sea el *Approach* hay mayor producción de vapor pero se elevan los costos por la mayor necesidad de área de intercambio.

Este intercambiador, al igual que todos los presentes en el HRSG, se puede implementar para los 3 niveles de presión. El economizador de baja presión es el primer elemento del HRSG por el cual pasa el agua del ciclo de vapor posterior a su paso por el condensador y la bomba de condensado. Se ubica generalmente al final del HRSG y le puede seguir un segundo economizador una vez el agua pasa por un desaireador o un tanque de agua de alimentación.

#### ■ Evaporador

El evaporador es un intercambiador de calor similar al economizador, pero a diferencia de este el agua ingresa como líquido saturado desde el tambor de vapor y en el transcurso se presenta en dos fases, saliendo como vapor saturado. Su diseño generalmente suele ser de circulación natural, por lo que típicamente no requiere de otros equipos para circulación forzada. Su ubicación en el HRSG es generalmente entre el economizador y el sobrecalentador y se debe cuidar que la temperatura de saturación del fluido a evaporar sea menor a la temperatura de los gases de combustión posterior al evaporador, o bien,  $T_{Pinch}$ , que es igual a  $T_{sat} + Pinch$  [K], con *Pinch* el alejamiento a la temperatura de saturación por parte de los gases de combustión.

### ■ **Sobrecalentador**

Este intercambiador de calor recibe el vapor saturado desde el tambor de vapor y lo convierte en vapor sobrecalentado. El incremento de temperatura del vapor puede llegar a ser incluso de 205 °C. Este vapor sobrecalentado es posteriormente inyectado a la turbina de vapor, entregando una parte a la cámara de combustión del ciclo Brayton si es que incluye inyección de vapor. Por último, la ubicación de este intercambiador es usualmente la más cercana a la salida de los gases desde la turbina a gas, y a veces puede estar dividido en varias etapas (2-3).

### ■ **Recalentador**

El recalentador típicamente recibe el vapor residual de una turbina de alta presión, para que luego de ser recalentado sobre el punto de saturación (vapor sobrecalentado), se inyecte a la turbina de presión intermedia. Su ubicación puede ser tanto antes como después del sobrecalentador, dependiendo de la sección de presión intermedia de la turbina a vapor.

### ■ **Tambor de vapor**

Este equipo se presenta en la mayoría de sistemas HRSG y con los 3 niveles de presión opcionales. En él circula constantemente una mezcla de agua líquida y vapor. El agua del economizador ingresa al tambor de vapor y se mezcla con agua saturada. El agua luego fluye a través del circuito de bajada hasta las entradas de los tubos del evaporador, la cual se calienta en sus tubos para formar una mezcla de agua/vapor que luego fluye de vuelta al tambor de vapor, donde se separan. El vapor seco sale del tambor de vapor hacia el sobrecalentador y es reemplazado por el agua que ingresa desde el economizador.

Las dos funciones principales que cumple el tambor de vapor son separar el vapor seco de la mezcla de vapor/agua para exportarlo al sobrecalentador y proporcionar un depósito de almacenamiento de agua para mantener el flujo de agua al evaporador de circulación natural durante un período de tiempo específico, en caso de que ocurra una pérdida de flujo de agua de alimentación, para que el evaporador no se seque y se sobrecaliente. También, al mismo tiempo que baja el agua saturada hacia las entradas de los tubos del evaporador, un cierto porcentaje del flujo es purgado para eliminar los sólidos disueltos en el fluido (*Blowdown continuo*), el valor de este porcentaje o factor es BD, que para ciclos combinados corresponde al 0,3-0,5 % del flujo.

### ■ **Desaireador**

Este equipo se emplea para eliminar físicamente el oxígeno, dióxido de carbono y otros gases disueltos de la corriente de agua de alimentación de HRSG. Esto ya que los altos niveles de oxígeno en el agua de alimentación de HRSG pueden causar corrosión y fallas prematuras de los tubos de HRSG y otros componentes. La concentración de oxígeno debe llegar a niveles igual o menores que 5 partes por billón (ppb).

Los desaireadores operan según el principio de la ley de Henry de presiones parciales (la solubilidad de cualquier gas disuelto en líquido es directamente proporcional a la presión parcial de ese gas sobre el líquido). Por tanto, los gases disueltos en el agua de alimentación se pueden eliminar pulverizando el agua en un entorno de vapor en el que se reduce la presión parcial del gas. El agua de alimentación desaireada finalmente sale del desaireador a un tanque de agua de almacenamiento (FWT) mientras que el oxígeno y el

dióxido de carbono se ventilan a la atmósfera, transportados por una pequeña cantidad de vapor, equivalente a aproximadamente un 1 % del flujo de vapor dentro del HRSG. Como subproducto de esta desaireación, el agua entrante se calienta a la temperatura de saturación del vapor. El desaireador integral utiliza el vapor saturado de baja presión del tambor de vapor de baja presión como suministro primario de vapor.

■ **Reductor catalítico selectivo**

En esta sección del HRSG se produce la reducción catalítica selectiva de los gases de salida de la turbina a gas. La ubicación de esta sección en el HRSG debería estar acorde con las necesidades de temperatura y presión requeridas por el artefacto.

■ **Chimenea**

La chimenea es esencialmente la estructura por donde se monitorean y liberan los gases de salida de la turbina a gas, que previamente pasaron por el HRSG y la SCR. La temperatura del gas antes de la chimenea debe estar por encima del punto de rocío ácido (85°C), lo cual depende del contenido de azufre del combustible. La temperatura de diseño de la chimenea debe abarcar todas las condiciones normales de funcionamiento y alteraciones esperadas experimentadas por la planta.

Una forma típica de analizar la evolución de la temperatura de los gases de combustión y del agua/vapor dentro de un HRSG es mediante un gráfico de temperatura versus distancia (Figura 3.11). En este gráfico se puede determinar si para las temperaturas de diseño son válidas o si ocurre un *cruce de temperaturas*, donde la temperatura del vapor pasa a ser mayor que la de los gases de combustión, invalidando el diseño.

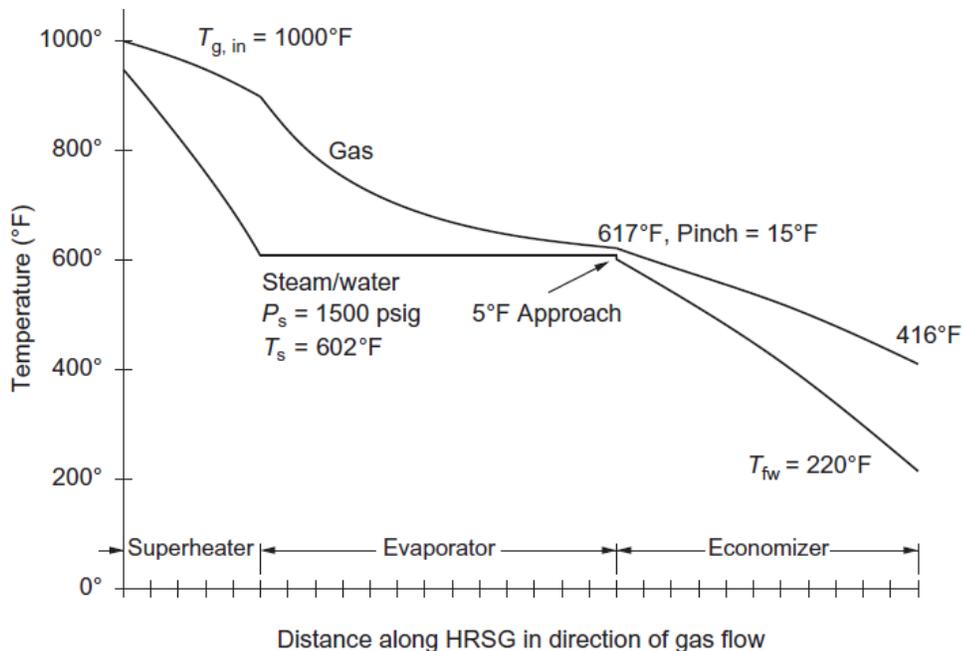


Figura 3.11: Perfil de temperatura típico de gases de combustión y agua/vapor dentro de un HRSG. [29]

Una comparación de eficiencias típicas entre una planta de ciclo combinado y ciclos como los de secciones anteriores se muestra en la Figura 3.12. Para calcular la eficiencia térmica de una planta de ciclo combinado, a modo general se puede emplear la Ecuación 3.9, donde

el término a la izquierda del numerador corresponde al trabajo neto producido por la turbina a gas; el de la derecha al trabajo neto producido por la turbina de vapor; y el denominador el calor total aprovechado por la planta. Este valor cambia con muchos factores como el tamaño de la planta, niveles de presión en el ciclo de vapor, configuración del HRSG, etc., pero típicamente una planta de ciclo combinado alcanza valores de eficiencia sobre el 50 %.

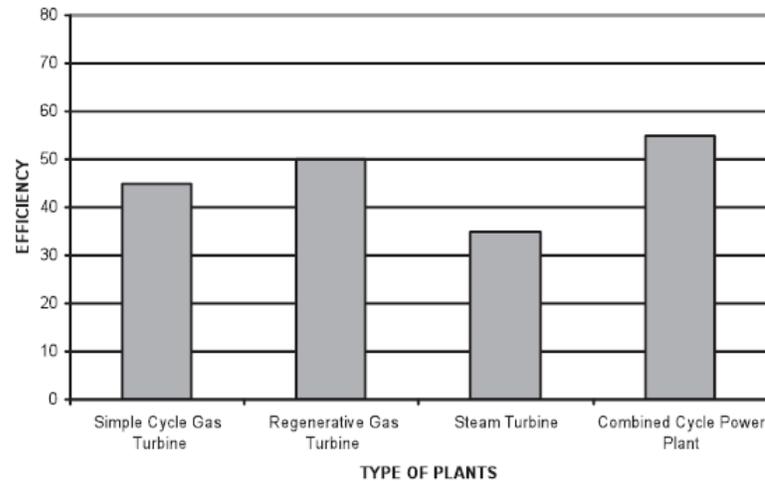


Figura 3.12: Eficiencias típicas de varios tipos de plantas termoeléctricas. [28]

$$\eta = \frac{(W_{out} - W_{in})_{GT} - (W_{out} - W_{in})_{ST}}{Q_{TOTAL}} \quad (3.9)$$

Algunas de las ventajas que muestra este tipo de configuración en una planta termoeléctrica son:

- Gran flexibilidad de operación.
- Arranque rápido con carga parcial.
- Idoneidad para carga cíclica y carga base.
- Alta eficiencia para una amplia gama de cargas.
- Bajos costos de inversión (600 - 900 USD/kW) y tiempos de construcción cortos en comparación a centrales a carbón.
- Emisiones de GEI relativamente bajas.
- Tiempo de puesta en marcha de un HRSG es relativamente bajo.
- A plena carga, las centrales de ciclo combinado más modernas pueden llegar a una eficiencia del 60 %.

Por otro lado, el inconveniente más relevante que tienen este tipo de plantas es su alta complejidad por los distintos tipos de tecnologías implementadas.

# Capítulo 4

## Diseño de la Central

### 4.1. Diseño Conceptual

En la presente sección se desarrolla el primer paso de la metodología para llevar a cabo el estudio, es decir, la investigación bibliográfica sobre las distintas etapas, componentes e instalaciones que deben ser considerados para la construcción del diseño conceptual de la planta completa. Si bien gran parte de dicha investigación se ve reflejada en la sección de antecedentes, esta sección incluye: datos e información específica; un análisis de dichos datos e información; y una preselección de la configuración de la central.

Para la comprensión y ordenamiento del ciclo completo seguido por la planta, se separa la central en tres grandes etapas, las cuales son: producción de hidrógeno; almacenamiento de hidrógeno; y generación eléctrica.

Para la preselección de varias alternativas de equipos, componentes y configuraciones distintas en cada etapa de la central, se tienen en cuenta diversos criterios, los cuales son:

- Eficiencia del equipo/proceso/ciclo.
- Costo capital o inversión requerida para cada alternativa.
- Costo operacional de cada alternativa.
- Madurez y disponibilidad de la tecnología.
- Sinergia entre equipos/procesos/etapas.
- Costo energético asociado a cada equipo/proceso/etapa.

Si bien otro factor importante a considerar como criterio es la disponibilidad del recurso hídrico, dado que la obtención del hidrógeno es mediante la electrólisis del agua, este punto se analiza con mayor profundidad en la selección del emplazamiento de la central, en la siguiente sección.

En las siguientes secciones se realiza la preselección de los equipos, componentes y configuraciones de la central requeridos para el aprovechamiento del hidrógeno en la generación eléctrica.

### 4.1.1. Generación Eléctrica

Como bien se mencionó en el capítulo de antecedentes, existen varios ciclos termodinámicos que podrían emplearse para aprovechar la combustión del hidrógeno en la generación termoeléctrica, habiéndose nombrado y explicado los principales candidatos. Uno de los recursos empleados para la preselección del ciclo es la tabla presentada en la Figura 4.1, que permite una comparación de varios criterios de diversas plantas de potencia que emplean los ciclos considerados en este estudio.

Type of Plant	Capital Cost (US\$/kW)	Heat Rate (Btu/kW-h; kJ/kW-h)	Net Efficiency	Variable Operation and Maintenance (US\$/MW-h)	Fixed Operation and Maintenance (US\$/MW-h)	Availability (%)	Reliability	Time From Planning to Completion (Months)
Simple Cycle Gas Turbine (2500°F/1371°C)	300–350	7,582; 8,000	45	5.8	.23	88–95	97–99	10–12
Natural Gas Fired								
Simple Cycle Gas Turbine Oil Fired	400–500	8,322; 8,229	41	6.2	.25	85–90	95–97	12–16
Simple Cycle Gas Turbine Crude Fired	500–600	10,662; 11,250	32	13.5	.25	75–80	90–95	12–16
Regenerative Gas Turbine Natural Gas Fired	375–575	6,824; 7,200	50	6.0	.25	86–93	96–98	12–16
Combined Cycle Gas Turbine	600–900	6,203; 6,545	55	4.0	.35	86–93	95–98	22–24
Advanced Gas Turbine	800–1,000	5,249; 5,538	65	4.5	.4	84–90	94–96	28–30
Combined Cycle Power Plant								
Nuclear Power	1,800–200	10,000; 10,550	34	8	2.28	80–89	92–98	48–60
Steam Plant Coal Fired	800–1,000	9,749; 10,285	35	3	1.43	82–89	94–97	36–42

Figura 4.1: Características económicas y operacionales de varios tipos de plantas de potencia. [28]

Si bien cada ciclo presentaba sus ventajas y desventajas al comparar sus funcionamiento convencionales, al considerar el uso de hidrógeno se añaden otros factores o dificultades, de los cuales algunos ya fueron mencionados. Para efectuar la preselección, a continuación se presentan las comparaciones que se lograron abordar en algunos de los diversos criterios mencionados anteriormente.

#### 4.1.1.1. Eficiencia

Para la selección del ciclo termodinámico, es claro que según la gráfica presentada en la Figura 3.12, el Ciclo Combinado logra alcanzar comúnmente eficiencias mucho mayores en comparación a los otros ciclos. Siendo más específicos, según la tabla de la Figura 4.1, la eficiencia de una planta de Ciclo Combinado convencional alcanza un valor del 55 %, 5 % más que una central con Ciclo Brayton modificado con regeneración, y 20 % más al de una planta con Ciclo Rankine a carbón. Además, empleando turbinas de gas avanzadas o de última generación se pueden alcanzar eficiencias de hasta un 65 %. Si bien esto se logra en ciclos convencionales, al considerar la combustión controlada del hidrógeno en el Ciclo Brayton con una turbina a gas adecuada, que supere las dificultades técnicas mencionadas en secciones anteriores, esta característica del ciclo se mantendría.

Por otro lado, la generación de vapor por parte de la combustión controlada del hidrógeno con aire, permitiría que posterior al aprovechamiento de sus altas temperaturas en la unidad HRSG, este vapor puede ser condensado y reutilizado, ya sea para el Ciclo Rankine inferior

o para la generación de hidrógeno por electrólisis, logrando mayor eficiencia en el uso del recurso hídrico.

#### 4.1.1.2. Costo Capital

Con respecto al costo capital, al comparar los principales ciclos considerados (Rankine, Brayton, Combinado) utilizando la tabla en la Figura 4.1, claramente la opción con menor inversión requerida es el Ciclo Brayton, que sin importar el combustible con el que opere, se encuentra por debajo del límite inferior de una planta de Ciclo Combinado, osea,  $600 \text{ USD}/kW$ . En cambio, una planta con Ciclo Rankine o de vapor con uso de carbón o nuclear, se encuentran por sobre una planta de Ciclo Combinado normal.

#### 4.1.1.3. Costo Operacional

Al comparar el costo de operación y mantenimiento (O&M) entre los distintos ciclos de la tabla comparativa en la Figura 4.1, se presentan las componentes variable y fija. Con respecto al costo O&M variable, una central de Ciclo Rankine a carbón alcanza el menor valor de  $3 \text{ USD}/MWh$ , con la central de Ciclo Combinado convencional y Ciclo Brayton a gas natural en segundo y cuarto lugar con costos de 4 y  $5,8 \text{ USD}/MWh$ . En cuanto al costo O&M fijo, una central de Ciclo Brayton a gas natural alcanza el menor costo de  $0,23 \text{ USD}/MWh$ , mientras que la central a Ciclo Combinado convencional y Rankine a carbón llegan a costos de 0,35 y  $1,43 \text{ USD}/MWh$ . Se hace hincapié en que la componente variable tiene una gran relación con el costo del combustible utilizado, lo cual explica el bajo costo variable de la central con Ciclo Rankine.

#### 4.1.1.4. Tecnología

La tecnología asociada a los distintos componentes de los ciclos convencionales estudiados, se considera totalmente madura y sin mayores dificultades de implementación más que el factor de disponibilidad de agua, combustible, capital, entre otros puntos que cambian en cada proyecto. Por otro lado, sin duda un componente crítico común entre los ciclos es el que soporta la combustión del hidrógeno, ya sea en la caldera o cámara de combustión.

En el caso de la caldera o generador de vapor, hoy existen disponibles varios modelos que toleran el uso de hidrógeno como principal combustible hasta cierto porcentaje (90 - 95 % generalmente)<sup>1</sup>, sin embargo, en su mayoría son usadas para la generación de vapor y calor en procesos industriales, o para turbinas de vapor de baja potencia (< 20 MW) debido a sus temperaturas y presiones de vapor relativamente bajas, no encontrando evidencia determinante de un generador de vapor netamente diseñado o implementado en un ciclo de generación a mayor escala.

Por otro lado, cámaras de combustión que soporten las altas temperaturas y dificultades técnicas de la reacción entre hidrógeno y oxígeno a una escala mayor a la de laboratorio, se encuentra en etapa de investigación y desarrollo. [30]

<sup>1</sup> Calderas Bosch, [catálogo](#)

Una alternativa a lo anterior es la combustión de hidrógeno con aire, para lo cual ya existe tecnología y técnicas alrededor de las turbinas a gas. Los sistemas de combustión con llamas de difusión y dilución de nitrógeno o vapor son sistemas de última generación que pueden manejar hasta 100 % vol. hidrógeno. Algunas de las desventajas de este tipo de sistemas son: la penalización de la eficiencia en comparación con los sistemas sin dilución, debido al requerimiento inyección de vapor o nitrógeno; un nivel más alto de  $NO_x$  en comparación a la tecnología de premezcla, la cual sigue en desarrollo; y una mayor complejidad de la planta y, por lo tanto, mayores costos de capital y operativos. Sin embargo, en el caso de grandes turbinas de gas que funcionan en Ciclo Combinado, la dilución con vapor (WLE) funciona significativamente bien con respecto a la reducción de emisiones y la eficiencia de la planta. Un ejemplo de funcionamiento de una planta de Ciclo Combinado con altas concentraciones de hidrógeno (> 90 %), llegando a veces al 100 % por limitados periodos de tiempo, y con inyección de vapor es la central de Enel en Fusina, Italia, la cual tiene una potencia instalada de 12 MW.

#### **4.1.1.5. Preselección**

Como se pudo apreciar en la comparación anterior de los ciclos termodinámicos considerados para la etapa de generación, la mayor madurez tecnológica alrededor del uso de hidrógeno en los Ciclos Brayton y Combinado, disponiendo de turbinas a gas funcionales con hidrógeno y aire, los vuelve principales candidatos descartando al Ciclo Rankine y Rankine modificado.

En cuanto a la comparación de los demás criterios entre los ciclos Brayton y Combinado, claramente se tienen costos de inversión menores para el Ciclo Brayton, mientras que en los costos de O&M se alcanza una diferencia de +1,8  $USD/MWh$  en la componente variable y -0,12  $USD/MWh$  en la componente fija. Es importante notar que si bien el costo variable esta relacionado con el costo del combustible, la diferencia mencionada es considerando el mismo combustible en ambos ciclos. Por otro lado, en el Ciclo Combinado se alcanza mayor eficiencia. En base a todo lo anterior, se elige el Ciclo Combinado por sobre el Ciclo Brayton.

#### **4.1.1.6. Diseño**

Si bien el ciclo de generación eléctrica preseleccionado corresponde a un Ciclo Combinado, este posee varias configuraciones en base a los niveles de presión implementados en el Ciclo Rankine, el tipo de unidad HRSG empleada, uso de quemadores o filtros en el HRSG y la opción de colocar la turbina a gas en el mismo eje que la de vapor, entre otras opciones mucho más específicas que no se tratarán en esta sección, como los rangos de operación.

En la mayoría de grandes plantas de generación eléctricas, las turbinas a vapor están divididas en al menos dos secciones principales: la sección de alta presión (HP) y la sección de baja presión (LP). Otra opción es emplear un tercer nivel, con una sección de presión intermedia (IP). Hay un aumento muy pequeño en la eficiencia general del ciclo entre un ciclo de presión doble y un ciclo de presión triple. Para maximizar su eficiencia, estos ciclos se operan a altas temperaturas y extraen la mayor parte del calor del sistema. Para operar con presión triple se debe aumentar la presión de las secciones IP y HP, por ende aumentando los niveles de humedad a la salida de las turbinas, pudiendo provocar mayor desgaste, y reduciendo el

flujo másico de vapor generado. Si bien hay rangos de operación donde las complicaciones técnicas de la presión tripe son resueltas, el aumento de eficiencia entre un nivel y dos niveles de presión es del 4 %, mientras que de dos a 3 niveles es de 1 % solamente, por ello, se opta por un ciclo de vapor y una unidad HRSG con dos niveles de presión.

Con respecto al tipo de HRSG empleado, se elige una configuración horizontal, debido a que en comparación a la vertical requiere menor cantidad de bombas, reduciendo la carga parasitaria, y a que al tener tubos verticales se evita el fenómeno de secado en su interior gracias a la circulación natural del agua.

El uso de quemadores en la unidad HRSG requeriría el uso de otros combustibles además del hidrógeno debido a la falta de disponibilidad tecnológica para este elemento, por lo que se descarta. Además, dado que las turbinas de gas que soportarán la combustión del hidrógeno requerirán inyección de vapor desde el Ciclo Rankine, reduciendo las emisiones de gases  $NO_x$  a niveles que cumplen con la norma, la implementación de una sección de SCR deja de ser necesario, evitando también así la contaminación de los gases de salida de la turbina a gas (vapor mayoritariamente) con amoníaco u otra sustancia para producir la reducción catalítica.

Por último, dado que no se desea llegar a una potencia generada mayor a 300 MW, no se requiere más de una turbina a gas. Además, dado que los distintos niveles de presión de una turbina de vapor se emplean en un mismo eje, se puede considerar la posibilidad de emplear ambas turbinas en un mismo eje. La principal ventaja de esto es que se requeriría un solo generador de mayor tamaño, eliminando la necesidad de varios transformadores y subsistemas eléctricos asociados.

En base a todo lo anterior, el diseño conceptual principal de la etapa de generación eléctrica corresponde al del diagrama a continuación:

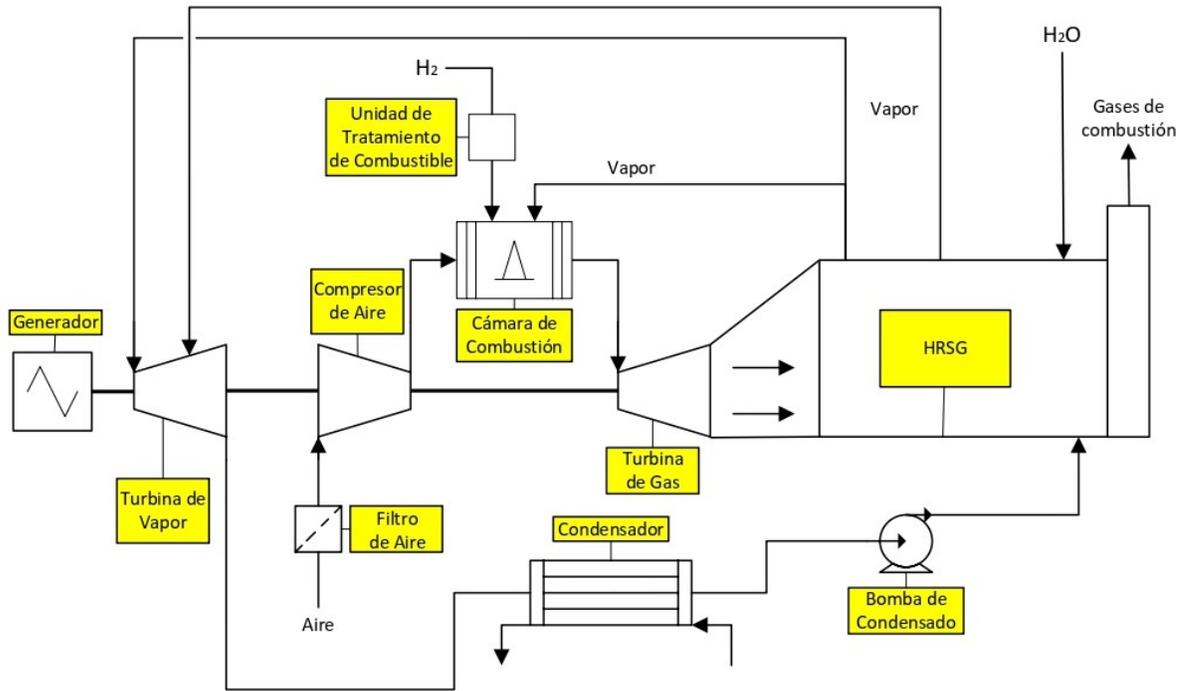


Figura 4.2: Diagrama de flujo de la etapa de generación eléctrica.

En resumen, para la generación eléctrica se opta por un Ciclo Combinado con un Ciclo Brayton de 1 turbina a gas como ciclo superior con inyección de vapor de agua, una unidad HRSG horizontal de doble presión, sin quemadores ni filtros para los gases de salida, un Ciclo Rankine con una turbina de vapor de dos niveles de presión (HP y LP) y las turbinas del ciclo a gas y a vapor en un mismo eje.

El Ciclo Brayton comienza con aire pasando por un módulo filtrador de aire antes de ingresar al compresor, luego el aire comprimido se mezcla con hidrógeno que previamente pasó por una unidad de tratamiento de combustible para acondicionarlo y producir una buena combustión, al inicio de la combustión se inyecta vapor proveniente del ciclo de vapor para reducir la temperatura y disminuir la producción de gases  $NO_x$ . Posterior a la combustión el vapor y otros gases resultantes se expanden en la turbina de gas, para luego pasar por la unidad HRSG reduciendo su temperatura al atravesar varios intercambiadores de calor del ciclo de vapor. Finalmente, los gases a mucha menor temperatura salen de la unidad HRSG y son liberados a la atmósfera.

Con respecto al Ciclo Rankine, este es un ciclo cerrado por lo que no tiene un punto de inicio específico. Tomando como punto de partida la bomba de condensado, esta bombea el agua en estado líquido saturado desde el condensador hacia el HRSG, donde mediante una serie de intercambiadores de calor aprovecha el calor residual en los gases de combustión del Ciclo Brayton para convertir el agua saturada en vapor, que como bien se mencionó antes se extrae con dos niveles de presión distintos, uno de alta presión (HP) del cual se extrae un porcentaje para inyectarlo en la cámara de combustión del Ciclo Brayton, y otro de baja presión (LP), siendo ambos flujos inyectados en una turbina de vapor de dos niveles de presión. Por último, el vapor a menor presión y temperatura llega al condensador, el cual está intercambiando calor

con una fuente fría mediante una torre de enfriamiento u otra infraestructura de intercambio térmico.

#### 4.1.2. Almacenamiento de Hidrógeno

Como se pudo revisar en la sección de antecedentes, las principales técnicas de almacenamiento de hidrógeno a considerar son  $CGH_2$  y  $LH_2$ , habiendo grandes diferencias entre ambas metodologías en el almacenamiento a mediana escala, teniendo cada una sus ventajas y desventajas de implementación.

Para efectuar una preselección del método a implementar en el estudio, se procederá a realizar una primera estimación de la mínima capacidad de almacenamiento necesaria para el funcionamiento de la central, suponiendo el uso de una turbina a gas con una potencia mayor a 20 MW que permita el uso de hidrógeno al 100 % de concentración, logrando obtener un flujo másico de hidrógeno mínimo para su funcionamiento continuo.

En base al reporte realizado por la organización ETN Global (*European Turbine Network*) sobre turbinas de gas con hidrógeno [30], las principales empresas manufactureras que disponen de turbinas de gas que soporten una concentración de 100 % de hidrógeno son: General Electric (GE), Baker Hughes y Siemens. Dichas turbinas funcionan con dilución mediante la inyección de vapor para manejar la alta concentración de hidrógeno. De entre todos los modelos con los que disponen dichas empresas, el que cuenta con menor potencia por sobre los 20 MW corresponde a la turbina SGT-A35 de la empresa Siemens, la cual posee una potencia promedio de 33 MW<sup>2</sup>.

Para obtener el flujo másico de hidrógeno necesario para el funcionamiento del Ciclo Brayton con la turbina seleccionada, se hace uso de la Ecuación 4.1, donde  $\dot{m}_f$  es el flujo de combustible consumido por el ciclo, en ton/hr;  $\dot{W}_{n,eje}$  la potencia neta entregada por el eje del ciclo, en MW, incluyendo las pérdidas por compresor y equipos auxiliares;  $\eta_{th}$  la eficiencia térmica del ciclo; y  $LHV_m$  el poder calorífico inferior másico del combustible utilizado, en kJ/kg.

$$\dot{m}_f = \frac{3.600 \cdot \dot{W}_{n,eje}}{\eta_{th} \cdot LHV_m} \quad (4.1)$$

Así, empleando los parámetros que aparecen en la Tabla 4.1, se calcula el flujo másico de hidrógeno mínimo a suministrar al ciclo de gas. El modelo elegido corresponde al único que reportaba sus parámetros bajo un funcionamiento sin DLE (% de hidrógeno menor al 50 %) y a 50 Hz de frecuencia, la cual es la frecuencia de funcionamiento en los sistemas de distribución eléctrica<sup>3</sup>.

Tabla 4.1: Parámetros y flujo másico de hidrógeno mínimo requerido por el Ciclo Brayton.

Turbina	Modelo	Potencia del ciclo [MW]	$LHV_m$ [kJ/kg]	$\eta_{th}$ [%]	$\dot{m}_f$ [ton/hr]
SGT-A35	GT30 38 MW / 50 Hz	36,6	119.950	38,7	2,8384

<sup>2</sup> Portafolio de turbinas a gas, [Siemens](#).

<sup>3</sup> Norma Técnica de Calidad de Servicio para Sistemas de Distribución, [CNE](#).

Para asegurar un funcionamiento continuo y uniforme de la central, se debe suministrar dicho flujo de hidrógeno de manera constante e invariante. Dado que el hidrógeno es producido mediante un parque solar fotovoltaico, el uso de este combustible en el ciclo de gas no puede ser de manera directa después de ser producido por los electrolizadores, por ello, la administración de hidrógeno a la turbina debe ser desde la etapa de almacenamiento. Para ello, la capacidad de almacenamiento debe contemplar el consumo diurno y nocturno de hidrógeno, es decir, tomando en cuenta un funcionamiento de 24 horas de la central. Un diagrama para explicar lo anterior se presenta en la Figura 4.3, donde se hace la suposición de que en los meses de invierno se alcanzan 8 horas de radiación aprovechable de 09:00 a 17:00, mientras que en verano 10 horas de 08:00 a 18:00. En estos períodos la central funcionaría con el hidrógeno almacenado, mientras que se repone lo utilizado durante las horas nocturnas y lo que se consumirá al día siguiente.

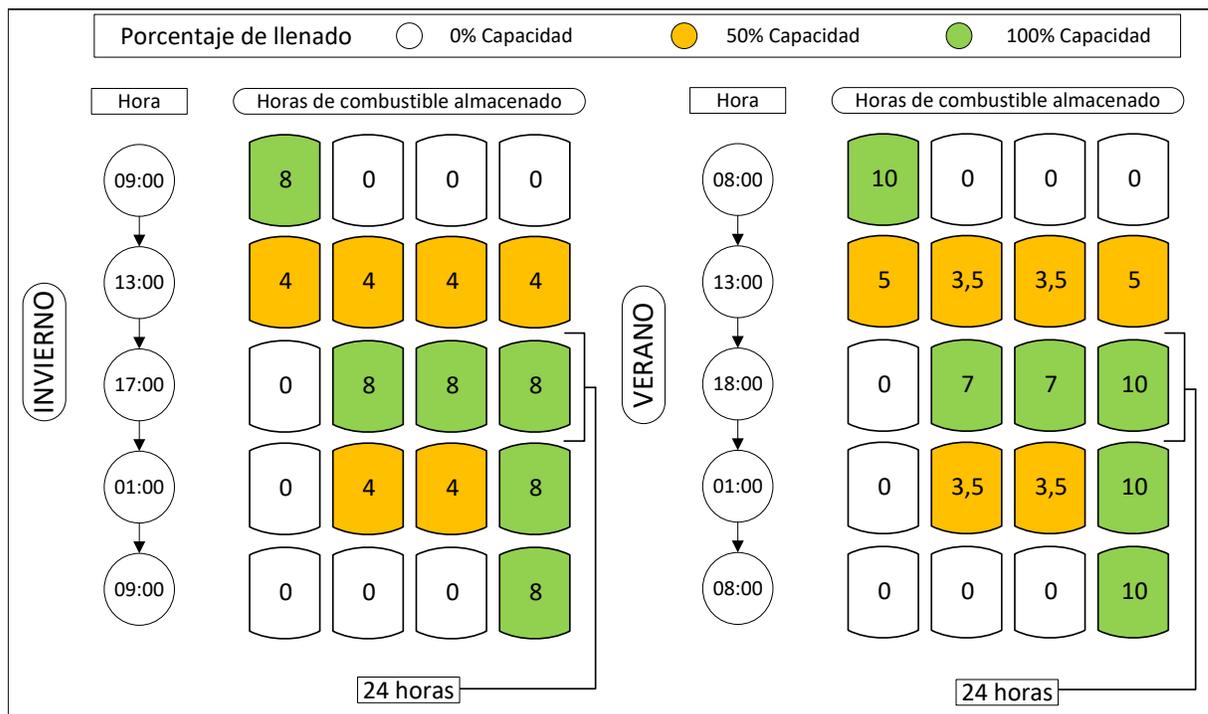


Figura 4.3: Esquema explicativo de estados y horas de almacenamiento de combustible requerido.

Tomando atención al diagrama anterior, se puede notar que la capacidad de almacenamiento debe contemplar como mínimo 24 horas de combustible, dado que en los períodos de mayor disponibilidad de hidrógeno, tanto en verano como en invierno se cuenta con dicha cantidad. Teniendo esto en cuenta, al tomar el flujo másico de hidrógeno calculado anteriormente, se estima la capacidad de almacenaje, resultando en una capacidad requerida de aproximadamente 68,2 toneladas de hidrógeno.

Así, tomando en cuenta dicha capacidad mínima de almacenamiento requerida, se hace una comparación de los principales métodos considerados al principio de esta sección empleando la Tabla 3.6, usando los criterios de selección aplicables mencionados al principio del capítulo.

#### 4.1.2.1. Costo Capital

En primer lugar, y empleando los valores de la Tabla 3.6, se estima el costo capital de los contenedores para cada método, como aparece en la Tabla 4.2, donde el CAPEX de los contenedores se obtiene mediante el producto de la capacidad de almacenaje requerida y el costo específico del tipo de contenedor. Por otro lado, para el costo capital de las unidades compresoras y la planta de licuefacción se hace la comparación que aparece en la Tabla 4.3, donde el cálculo para el CAPEX en el caso de los compresores se hace mediante el producto entre el flujo másico de hidrógeno requerido, el costo energético específico y el costo monetario específico del compresor. En cuanto a la planta de licuefacción, es sólo el producto entre el flujo másico y el costo específico según la capacidad de la planta en kg/hr de hidrógeno líquido.

Se debe destacar que tanto el almacenamiento como la producción de hidrógeno en la central se ven condicionados por la intermitencia del recurso energético, por lo que el flujo másico requerido para el almacenamiento del hidrógeno, al igual que el de producción, es mayor al de consumo de las turbinas. Dicho flujo es equivalente a la división del flujo de las turbinas por el factor de planta del parque solar.

Tabla 4.2: Comparación de CAPEX de contenedores para las principales técnicas de almacenaje.

Método	Capacidad de almacenaje (ton)	Costo de contenedor (USD/kg)	$CAPEX_{Cont}$ (MUSD)
$CGH_2$	68,2	500	34,1
$LH_2$		90	6,138

Tabla 4.3: Comparación de CAPEX de la maquinaria para las principales técnicas de almacenaje.

Flujo másico turbina a gas ( $kg/hr$ )	Factor de planta	Flujo másico de almacenamiento ( $kg/hr$ )	
2.838,40	0,32	8.870	
Método	Costo energético ( $kWh/kgH_2$ )	Costo de maquinaria	$CAPEX_{maq}$ (MUSD)
$CGH_2$	1,2	3,9 ( $kUSD/kW_e$ )	41,5
$LH_2$	6,4	50 ( $kUSD/(kg/hr)$ )	443,5

Claramente, al tomar en cuenta las inversiones de capital en cada método, se puede notar que la opción menos costosa corresponde al  $CGH_2$ , llegando a ser un orden de magnitud menor en su valor en comparación al  $LH_2$ .

#### 4.1.2.2. Costo Operacional

Al tomar en cuenta el costo operacional de cada técnica, en base a la referencia [21], se toma como un porcentaje del CAPEX de los contenedores y de la maquinaria correspondientes de cada técnica. En el caso de la licuefacción, el costo de O&M tanto para los contenedores como para la planta de licuefacción, corresponde a un 4 % de sus CAPEX, llegando a un monto estimado de 17,986 MUSD. Por el lado del  $CGH_2$ , el costo de O&M para los contenedores

corresponde al 2% de su CAPEX, mientras que para las unidades compresoras se mantiene en un 4%, resultando en un total de 2,342 MUSD aproximadamente. En base a lo anterior, se puede volver a preferir al  $CGH_2$  como una alternativa por sobre el  $LH_2$ .

#### 4.1.2.3. Sinergia

Al considerar las grandes densidades de hidrógeno que se logran obtener mediante su licuefacción, claramente llega a ser una mejor opción de almacenamiento cuando se trata del transporte, sobre todo porque en el caso del  $CGH_2$ , al tratar de igualar la densidad del  $LH_2$ , se requieren contenedores mucho más costosos y mucha mayor energía para llevarlo a las altas presiones de almacenamiento. En el caso de la central diseñada en este estudio, este no es el caso. Debido a que el hidrógeno se emplea de forma gaseosa en la turbina de la etapa de generación, el hacer pasar el hidrógeno por estado gaseoso posterior a la electrólisis, luego líquido mediante licuefacción, y gaseoso nuevamente para su uso final, parece ser una ruta innecesaria, dado que además, el hidrógeno se mantendría en forma líquida en no más de 48 horas. De esta forma, mantener el hidrógeno en su forma gaseosa en el almacenamiento, evitaría dicha complejidad innecesaria.

#### 4.1.2.4. Costo Energético

Como se pudo visualizar en la Tabla 3.6, la energía requerida para llevar el hidrógeno a su estado líquido, es un orden de magnitud mayor a la necesaria para llevar el hidrógeno en su estado gaseoso a las presiones de almacenamiento de mediana escala. Por lo que desde un punto de vista de costo energético, el  $CGH_2$  parece ser una mejor opción al  $LH_2$ .

#### 4.1.2.5. Preselección

Tomando en cuenta todos los criterios presentados anteriormente para los principales métodos de almacenamiento para la cantidad de hidrógeno mínima estimada, claramente se tiene al  $CGH_2$  por sobre el  $LH_2$ , ya sea desde el punto de vista económico o energético, por lo cual en el diseño de la central considerada en este estudio, se empleará el  $CGH_2$  como técnica de almacenamiento.

#### 4.1.2.6. Diseño

Como bien se pudo revisar en los antecedentes del método de  $CGH_2$ , se puede distinguir un tipo de compresor preferible para las aplicaciones de mediana escala, el cual corresponde al de pistones alternativos según la bibliografía. Dependiendo de la capacidad del compresor, ya sea en cuanto al flujo volumétrico de salida o la presión final alcanzada, puede tener varias etapas, o de ser necesario, ser más de un compresor. En el caso del presente estudio, para cumplir con el flujo másico presentado en la Tabla 4.3, en base al costo energético presentado en la misma tabla, se debería contar con un mínimo aproximado de 10,64 MW instalados de compresores, lo cual según varios proveedores, es posible suministrar<sup>4</sup>.

Con respecto al tipo de contenedor a emplear para el almacenamiento a mediana escala de  $CGH_2$ , y como se pudo revisar en la sección de antecedentes, hay al menos cuatro tipos

<sup>4</sup> Hydrogen Compressors, NEA.

de contenedores que se pueden implementar: cavernas de sal, tuberías enterradas, contenedores de gas y contenedores esféricos. De dichas opciones mencionadas, se eligen las tuberías enterradas como contenedor de hidrógeno a implementar, esto debido a las razones de descarte de los otros contenedores descritas en el siguiente párrafo.

En primer lugar, se descartan los contenedores de gas debido a que se considera como una tecnología obsoleta, además de requerir un volumen considerablemente grande al mantenerse con presión cercana a la atmosférica, que en el caso de la capacidad mínima mencionada anteriormente de 68,2 toneladas de hidrógeno, equivaldría a  $800.423 \text{ m}^3$ , es decir, aproximadamente 27 veces el contenedor de gas para hidrógeno más grande reportado en la bibliografía. Con respecto a las cavernas de sal, como bien se mencionó en los antecedentes, su disponibilidad, ubicación y otras características se deben identificar mediante varios estudios geológicos previos, por lo que suponer un cierto tipo de caverna que cumpla con los requerimientos para almacenar hidrógeno, condicionaría el objetivo principal del estudio que es evaluar la factibilidad técnica y económica de la central termoeléctrica en base a hidrógeno. Además, y como se mencionó igualmente en los antecedentes, dado que Chile se caracteriza como un país sísmico, el riesgo de fuga aumenta considerablemente para las cavernas de sal. Por último, si bien los contenedores esféricos para hidrógeno se estiman como técnicamente factibles según la bibliografía, en comparación a las tuberías enterradas, se posee mayor experiencias en la industria con estas últimas<sup>5</sup>.

En base a todo lo anterior, el diseño conceptual principal de la etapa de almacenamiento de hidrógeno corresponde al que aparece en el diagrama a continuación:

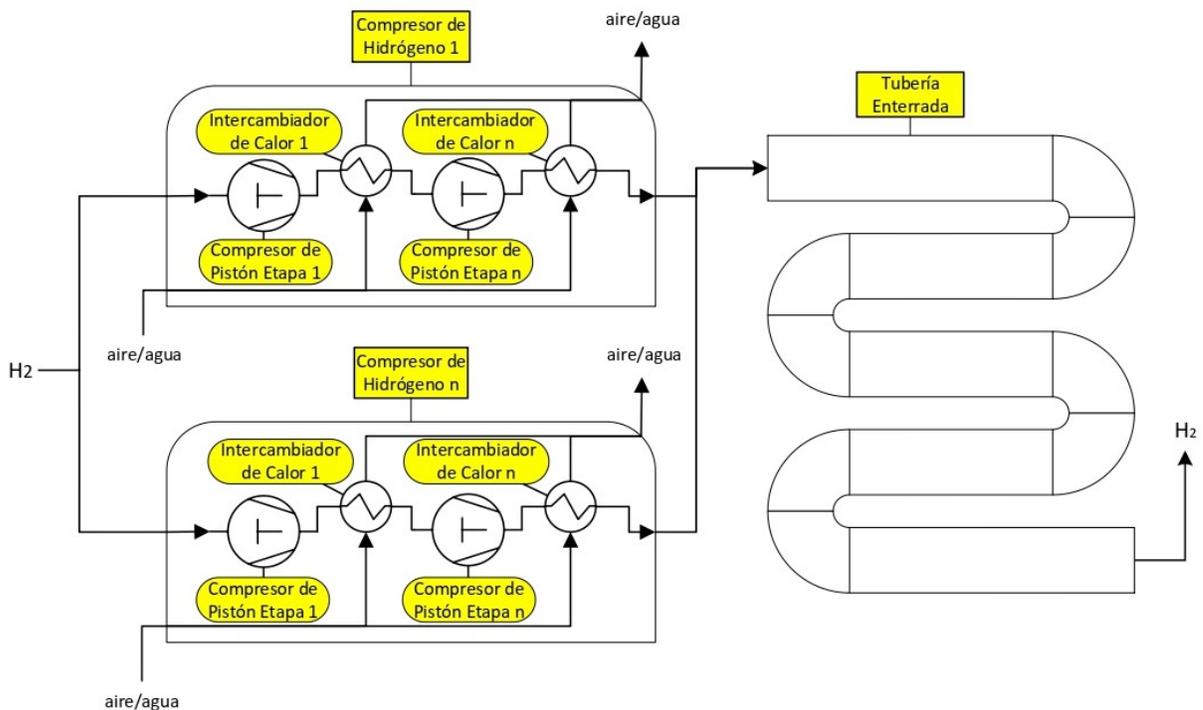


Figura 4.4: Diagrama de flujo de la etapa de almacenamiento de hidrógeno.

<sup>5</sup> Listado de tuberías con hidrógeno al año 2016, [H2Tools](#).

En resumen, para la etapa de almacenamiento se emplea el método de  $CGH_2$ , utilizando compresores de pistón y una tubería enterrada como contenedor del hidrógeno comprimido, con una presión límite de 100 bar.

En esta etapa dependiendo de la capacidad o flujo másico de hidrógeno comprimido en cada compresor se requerirá n compresores, con tal de cumplir con el flujo mínimo para rellenar las tuberías enterradas tal y como se estima en la Tabla 4.3, además, dependiendo de la configuración del compresor de pistón, se requerirán flujos de aire, agua o algún fluido refrigerante dentro de los compresores. Posterior a la compresión, el hidrógeno presurizado es almacenado en una tubería enterrada con una capacidad máxima de 68,2 toneladas de hidrógeno a una presión de 100 bar.

### 4.1.3. Producción de Hidrógeno

En la sección de antecedentes se pudieron revisar las principales tecnologías para la producción de hidrógeno mediante la electrólisis del agua, de entre las cuales se tienen como principales candidatos los electrolizadores ALK y PEM. Por otro lado, para energizar dicho proceso se estableció que la tecnología PV era la más apta actualmente en comparación a las CSP, a pesar de varias de sus desventajas en cuanto a factor de planta, eficiencia e intermitencia. En cuanto a la conexión entre dichos equipos electrolizadores y los sistemas PV, se nombraron dos opciones las cuales son: conexión directa, y acoplamiento con inversores. De esta forma, la preselección a efectuar en la presente sección debe contemplar la preferencia entre un sistema PV-ALK ó PV-PEM, y además, entre una conexión directa ó acoplamiento con inversores para dichos sistemas.

Para la elección del tipo de electrolizador a implementar, se procede de forma similar a la preselección del método de almacenamiento y se realiza una comparación entre ambas tecnologías para el flujo másico de hidrógeno requerido por la etapa de almacenamiento que aparece en la Tabla 4.3. Además, se emplean los parámetros comparados de cada tecnología en la Tabla 3.1 de la sección de antecedentes.

Una comparación entre las potencias instaladas requeridas por cada tecnología para el cumplimiento del flujo másico de hidrógeno, además de su costo capital, se presenta en la Tabla 4.4, donde la potencia es calculada mediante el producto entre el flujo másico de hidrógeno requerido en los electrolizadores y el costo energético específico del electrolizador.

Tabla 4.4: Comparación de potencia instalada requerida de electrolizadores ALK y PEM para flujo másico mínimo requerido.

Electrolizador	Flujo másico de almacenamiento [kg/hr]	Costo energético [kWh/kgH <sub>2</sub> ]	Potencia instalada [MW]	CAPEX específico (USD/kW)	CAPEX (MUSD)
ALK	8.870	60,70	538,41	585	314,97
PEM		64,05	568,12	935	531,20

#### **4.1.3.1. Costo energético**

Claramente al observar la tabla anterior se puede identificar que el promedio de los costos energéticos específicos de cada tecnología no difieren en gran medida, siendo el costo energético específico de un electrolizador PEM tan solo un 5,5 % mayor al alcanzado por un electrolizador ALK. Dicha diferencia, a pesar de ser baja, también demuestra la mayor eficiencia alcanzada por los equipos alcalinos. Ahora bien, en base a la tasa de producción requerida y los costos energéticos de cada tecnología, al igual que el costo energético se alcanza una diferencia del 5,5 % en la potencia instalada, sin embargo, lo relevante de dicha potencia es su elevado valor que en ambos casos supera los 530 MW de capacidad, más de 53 veces la planta de electrólisis más grande del mundo<sup>6</sup>. Si bien la diferencia en potencia instalada es menor, se tiene que un equipo electrolizador ALK está por sobre el tipo PEM.

#### **4.1.3.2. Costo Capital**

En el caso del costo de inversión asociado a cada tecnología, como se puede ver en la Tabla 4.4 existe una gran diferencia entre los costos específicos, lo que se refleja aún más en el CAPEX, donde en el caso de electrolizadores del tipo alcalino se alcanza una suma de casi 315 millones de dólares, mientras que en los tipo PEM se llega a un monto 69 % mayor de 531,2 millones. De esta forma, desde un punto de vista económico de inversión, es más conveniente considerar un equipo electrolizador alcalino en vez de uno del tipo PEM.

#### **4.1.3.3. Costo Operacional**

Para los costos de O&M, al considerar solamente el costo de reemplazo de los electrolizadores una vez terminada su vida útil, se tiene que los costos de reemplazo corresponden al 45 % y 30 % del CAPEX inicial para los alcalinos y PEM respectivamente, es decir, 141,75 y 159,4 millones de dólares. Al considerar un horizonte de 25 años, si se considera la vida útil como solamente las horas de funcionamiento del electrolizador, sin considerar posibles deterioros del equipo por la intermitencia de dicho funcionamiento, al tomar en cuenta el factor de planta, las horas de funcionamiento por año pasan a ser alrededor de 2.800 horas. Es decir, en un horizonte de 25 años, para un electrolizador del tipo alcalino no se alcanza a incurrir al costo de reemplazo, ya que al cabo de dicho tiempo solo se han completado 70.000 horas de operación del equipo. En cambio, para un electrolizador tipo PEM dicho período supera la vida útil del equipo, debiendo realizar el reemplazo incurriendo al costo asociado. Es decir, desde un punto de vista de costos O&M por reemplazo de electrolizadores, es preferible un equipo alcalino por sobre el PEM.

#### **4.1.3.4. Sinergia**

Desde el punto de vista de acople entre el equipo electrolizador y el parque solar fotovoltaico, se debe recordar que dicha fuente de energía es variable e intermitente. Ante dicha condición de operación, los electrolizadores tipo PEM poseen una respuesta más dinámica y adaptable a dichas variaciones incluso en cargas parciales de funcionamiento, además de poder alcanzar densidades de corriente sumamente más altas en comparación a los electrolizadores alcalinos. Ante dichas características, se puede afirmar que la tecnología ALK está

<sup>6</sup> Planta de electrólisis más grande del mundo, [FuelCellWorks](#).

por sobre la PEM.

Por otro lado, varios proveedores afirman la disponibilidad de electrolizadores tipo alcalino con un gran funcionamiento dinámico y adaptación a fuentes de energía renovable como la solar<sup>7</sup>.

#### **4.1.3.5. Preselección**

En base a los criterios presentados anteriormente para comparar los dos tipos de electrolizadores posibles de implementar para la producción de hidrógeno, se tiene que desde un punto de vista energético y económico es preferible el uso de electrolizadores del tipo alcalino, por lo cual se utilizaran estos en el diseño conceptual de la central.

En cuanto al tipo de conexión entre los equipos electrolizadores y el parque solar, como se mencionó al principio de la sección de la etapa de producción de hidrógeno, se consideran: la conexión directa sin inversores o baterías de por medio ó el acoplamiento con inversores y baterías. En primer lugar, el uso de baterías se descarta completamente debido al costo adicional y reducción de la eficiencia o aumento de costo energético específico en la producción de hidrógeno. Por otro lado, algunos proveedores de electrolizadores alcalinos estipulan la disponibilidad de una alimentación DC del equipo y gran flexibilidad de funcionamiento tomando en cuenta el uso de energías renovables como fuente de energía. Si bien lo anterior favorece a la elección de una conexión directa, se opta por una conexión con el uso de convertidores DC/DC o inversores con dicha modalidad disponible, esto con la premisa de asegurar un aprovechamiento óptimo de los paneles para la producción de hidrógeno.

#### **4.1.3.6. Diseño**

Habiendo establecido ya el tipo de electrolizador a implementar en la central, se debe mencionar que en conjunto a las celdas electrolizadoras, el equipo cuenta con otros componentes necesarios para la generación de hidrógeno. Dentro de estos elementos se cuentan por ejemplo intercambiadores de calor, cámara de mezcla entre agua y electrolito, unidad de tratamiento de agua, bombas, separadores de gases, entre otros. Dado que el diseño de un equipo electrolizador se escapa de los alcances del presente estudio, y que la mayoría de los componentes mencionados están integrados en el electrolizador ofrecido por distintos proveedores<sup>8</sup>, para el diseño conceptual se considera al electrolizador como un equipo completo, sin considerar detalles de diseño del mismo.

Un diagrama del diseño conceptual considerado para la etapa de producción de hidrógeno se presenta en la Figura 4.5, donde se nombran algunos componentes del equipo electrolizador meramente para entregar un mayor entendimiento del proceso.

<sup>7</sup> Electrolizadores alcalinos dinámicos y adaptables, [McPhy](#), [Cummins](#)

<sup>8</sup> Folleto de equipos electrolizadores, [NellHydrogen](#)

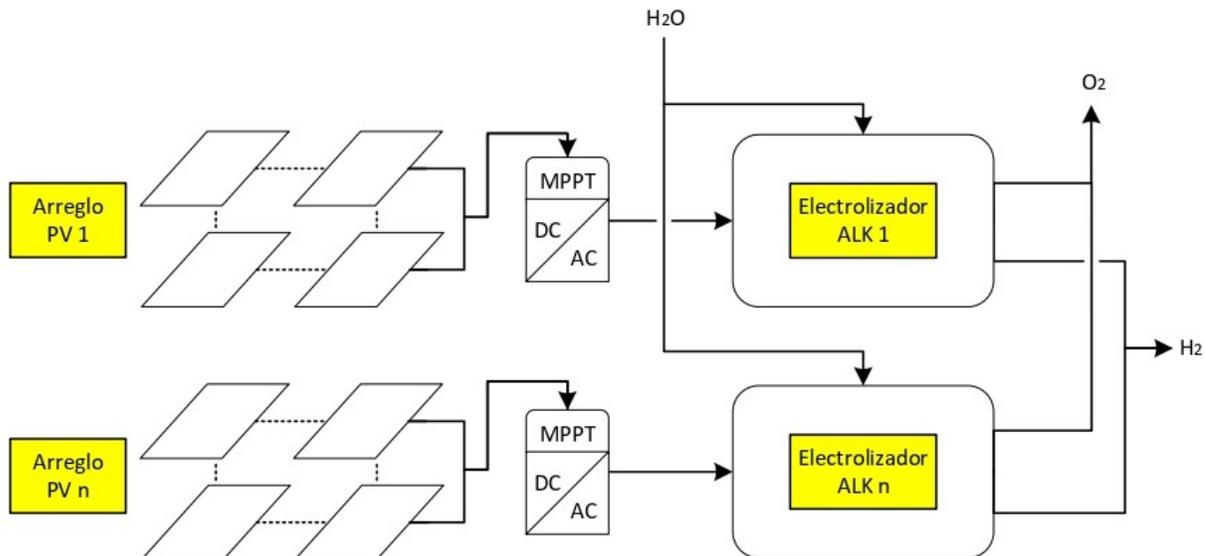


Figura 4.5: Diagrama de flujo de la etapa de producción de hidrógeno.

En resumen, para la etapa de producción de hidrógeno se emplean electrolizadores del tipo alcalino energizados por un parque solar fotovoltaico, que se mantienen interconectados mediante una serie de controladores y trackers de puntos MPPT en los paneles solares e inversores para la adaptación del input energético a los equipos electrolizadores. La cantidad de arreglos y paneles por arreglo conectados a un controlador y convertidor depende de los requerimientos energéticos específicos del equipo electrolizador al cual estén conectados. Una vez se energiza el electrolizador, se debe aportar cierto caudal de agua tratada además de un fluido refrigerante o intercambiador de calor para el equipo, dado que su eficiencia aumenta a ciertas temperaturas de reacción. Por otro lado, los flujos de salida del equipo son el hidrógeno, el cual se dirige hacia los compresores, y el oxígeno, que igualmente es comprimido y almacenado en un proceso paralelo para su posterior venta.

Para el almacenamiento de oxígeno no se profundizó en cuanto a la selección del método o técnica óptima, dado que no está dentro de los alcances u objetivos del trabajo, por lo que se asume el uso de tanques de acero inoxidable para su acumulación en forma gaseosa, con una presión límite de 200 bar<sup>9</sup>, y cuyo diagrama se puede observar en la Figura 4.6.

<sup>9</sup> Memoria de título: "Evaluación técnico económica de una planta de producción de hidrógeno mediante electrolisis de agua utilizando energía eléctrica producida con celdas fotovoltaicas de alta eficiencia", D. Pineda, 2009, Universidad de Chile.

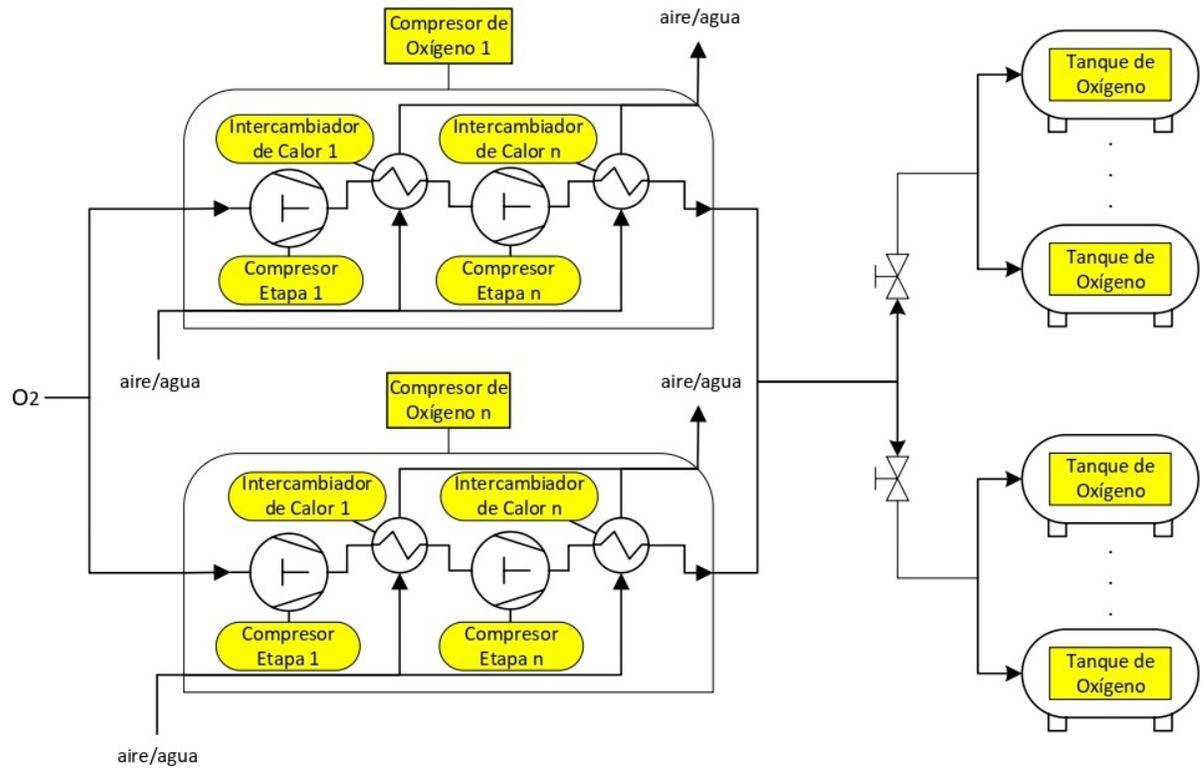


Figura 4.6: Diagrama de flujo del almacenamiento de oxígeno.

Finalmente, una vez determinado el diseño de cada etapa dentro de la central, se tiene que el diseño conceptual de la planta completa, en base a lo expuesto en las secciones anteriores, se presenta en el diagrama de la página siguiente.

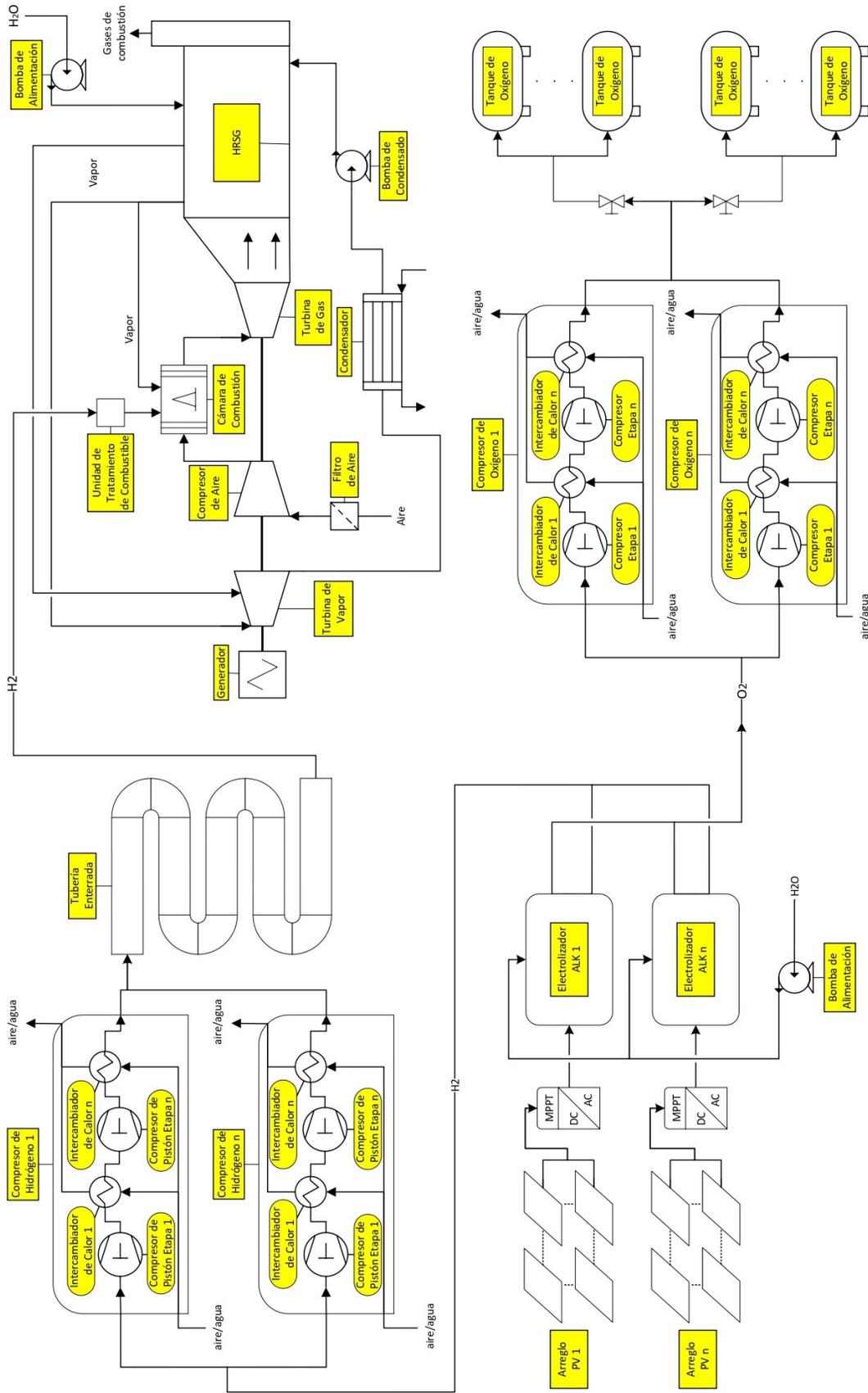


Figura 4.7: Diagrama de Central Completa.

## 4.2. Emplazamiento

Una vez determinado el diseño conceptual de la central, se procede con el segundo paso metodológico del estudio que consta en determinar el lugar de emplazamiento de la central en base a diversos factores críticos, tales como: recurso solar; líneas de transmisión; terreno; y aspectos socioambientales.

Tal y como se mencionó en los alcances del estudio, se considera solamente el norte de Chile como zona geográfica potencial para el emplazamiento de la central, esto teniendo en cuenta la excelente calidad del recurso solar en dicho territorio. Sin embargo, con el objetivo de reducir la gran cantidad de superficie a filtrar mediante la evaluación de los factores críticos mencionados, se consulta a la bibliografía para la selección previa de una región en particular donde se proceda con la comparación de criterios de emplazamiento.

Revisando la evaluación del potencial solar PV en Chile, análisis expuesto en el documento desarrollado por el Ministerio de Energía de Chile y la Sociedad Alemana para la Cooperación Internacional (GIZ) [8], se destaca que al comparar el potencial solar PV estimado para las distintas regiones de Chile, en base a ciertas restricciones territoriales, la Región de Antofagasta es la que posee el mayor potencial estimado (Figura 4.8), llegando a una capacidad de hasta 1.200.613 MW para arreglos con seguimiento en un eje (Este-Oeste). Dentro de las restricciones mencionadas se encuentran la consideración de zonas con factores de planta anual superiores a 0.3 para sistemas con seguimiento en un eje y mayores a 0.24 para arreglos fijos, áreas mínimas de 15 ha (3 MW de potencia), pendientes menores a 10° para paneles con exposición norte y menores a 4° para cualquier otra dirección, entre muchas otras limitaciones.

Región	Arreglo fijo		Arreglo con seguimiento	
	Superficie (ha)	Capacidad (MW)	Superficie (ha)	Capacidad (MW)
De Arica y Parinacota	104.015	20.803	205.024	41.005
De Tarapacá	309.163	61.833	1.055.670	211.134
De Antofagasta	4.995.313	999.063	6.003.064	1.200.613
De Atacama	769.467	153.893	920.363	184.073
De Coquimbo	11.442	2.288	16.201	3.240
De Valparaíso	117	23	319	64
Metropolitana de Santiago				
Del L. G. Bernardo O'Higgins				
Del Maule				
Del Biobío				
De la Araucanía				
De Los Ríos				
De Los Lagos				
<b>Total</b>	<b>6.189.517</b>	<b>1.237.903</b>	<b>8.200.641</b>	<b>1.640.128</b>

Figura 4.8: Tabla que muestra el potencial solar PV estimado (superficie y capacidad instalable) para configuraciones PV fija (factor de planta superior a 0,24) y con seguimiento en un eje (factor de planta superior a 0,3). [8]

Dado que la comparación de potencial entre regiones mostrada en la tabla anterior basa su desarrollo en simulaciones de radiación hechas con WRF (Weather Research and Forecasting), cálculos de potencia con SAM (System Advisor Model) y estimaciones de parámetros mediante el uso de información emitida por proyectos solares PV ingresados al Servicio de Evaluación de Impacto Ambiental (SEIA), se considera válido para las condiciones del presente estudio, razón por la cual en las siguientes secciones se desarrollan el análisis de los factores críticos de emplazamiento de la central tomando en cuenta solamente la Región de Antofagasta.

#### 4.2.1. Terreno

Como primer factor crítico a considerar en la selección del emplazamiento de la central, se tiene el terreno, incluyendo en este sus características topográficas y la disponibilidad del recurso hídrico. Se estima como factor crítico por el hecho de que al calcular la potencia de electrolizadores mínima requerida para la generación de hidrógeno (Tabla 4.4), se llega a una potencia de casi 540 MW, potencia que será completamente suministrada por el parque solar, y dado que la eficiencia de generación del parque obviamente difiere de 1, la potencia instalada o potencia peak del parque superaría los 540 MW, que al traducirlo a superficie utilizada por paneles PV empleando el factor de  $5 \text{ ha}/\text{MW}$ , según las restricciones de la evaluación del potencial solar PV en Chile mencionado anteriormente, se alcanza un área de 2700 ha o  $27 \text{ km}^2$ . De esta forma, la cantidad de terreno requerido no es trivial, teniendo como sub-factor más relevante las características topográficas del suelo.

Con el fin de efectuar una estimación del terreno requerido para la instalación de la central, cuya mayor componente corresponde a la superficie cubierta por paneles solares, se hace una aproximación de dicha área tomando en cuenta el mismo factor del párrafo anterior, pero considerando un factor de pérdidas de 14 % para el parque completo, de tal manera de aproximar la superficie para la potencia nominal. Dicho factor se obtuvo como el valor típico utilizado por el Explorador Solar<sup>10</sup>. Así, considerando como potencia nominal los 538,41 MW de electrolizadores, se tiene que la potencia peak es 613.78 MW, por lo que la superficie requerida aproximada de paneles es 3069 ha o  $30.69 \text{ km}^2$ .

##### 4.2.1.1. Topografía

Dentro de todas las características topográficas del terreno donde se instalará la central, una de las más relevantes corresponde a la pendiente, esto debido a que según su valor y orientación podría limitar la disposición y cantidad de paneles instalados en un área específica. El rango de pendientes aceptables para la instalación de paneles se obtiene de las restricciones del estudio de evaluación del potencial solar PV en Chile, mencionado al principio de la sección de Emplazamiento, tomando en cuenta solamente los terrenos con inclinación menor a  $4^\circ$ , aplicando el criterio de forma conservadora. Para analizar esta característica en la Región de Antofagasta, se emplearon los programas Google Earth y AutoCAD en conjunto a una extensión de este último llamada CAD-Earth, la cual permite importar y exportar datos entre ambos programas. En este caso, se emplea para graficar pendientes en zonas delimitadas mediante la generación de mallas sobre el terreno.

<sup>10</sup> Generación Eléctrica Fotovoltaica, Explorador Solar.

En primer lugar, para mejorar la resolución de la gráfica y afinar el mallado de la herramienta, se dividió la Región de Antofagasta en 6 zonas principales (Figura 4.9), tomando como referencia las provincias de la región: Provincia de Tocopilla, División 1 - Tocopilla; Provincia de El Loa, División 2 - El Loa 1 y División 3 - El Loa 2; y Provincia de Antofagasta, División 4 - Antofagasta 1, División 5 - Antofagasta 2 y División 6 - Antofagasta 3.



Figura 4.9: Divisiones de Región de Antofagasta.

De esta forma, para cada división se logra generar un mallado con resolución entre 6 y 7,5 km por elemento (Figura 4.10a). Si bien dicho rango es sumamente grueso, actúa como un primer filtro de las zonas potenciales.

Para la delimitación de los rangos de pendiente en el programa CAD-Earth, se emplean los valores en %, cuya conversión se logra empleando la Ecuación 4.2, donde  $m$  es la pendiente en su respectiva unidad según la ecuación. Así, los  $4^\circ$  de pendiente equivalen a un 7% de inclinación, y  $10^\circ$  a 17,6%. De esta forma, aplicando las herramientas de CAD-Earth en AutoCAD, se obtiene el conjunto de gráficos de pendientes para todas las divisiones en la Región de Antofagasta, como se muestra en la Figura 4.10b.

$$m[\%] = \tan(m[\text{grados}]) \cdot 100 \quad (4.2)$$

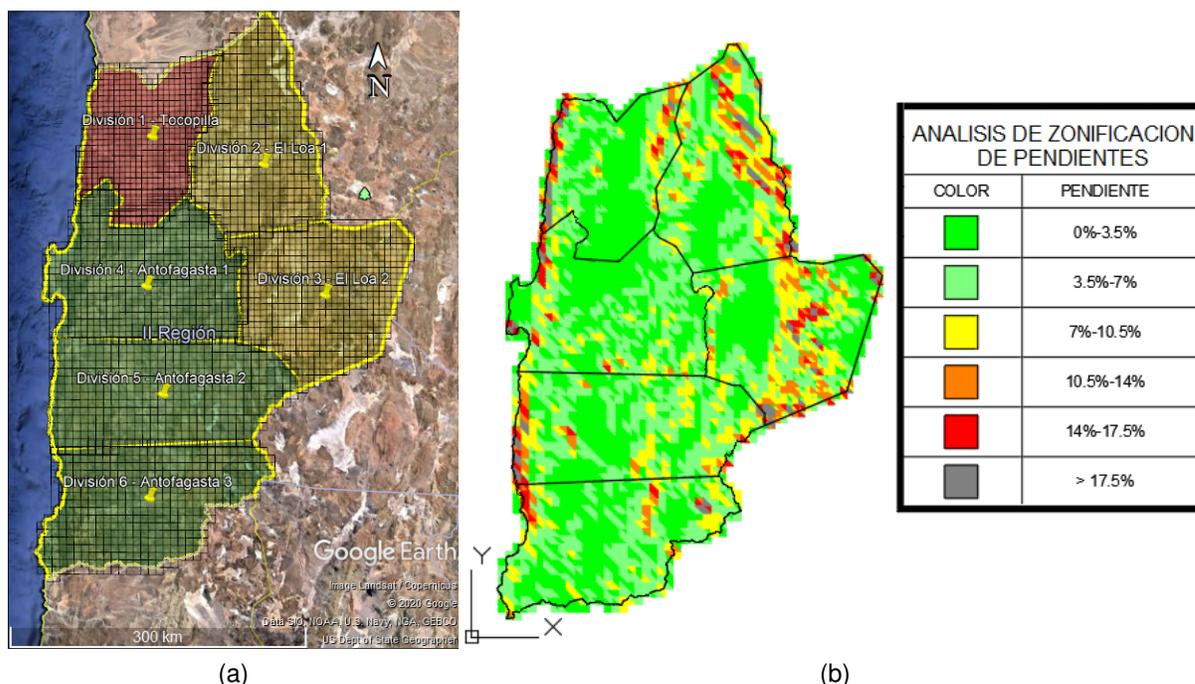


Figura 4.10: (a) Mallado de las distintas divisiones, y (b) Gráfico de pendientes en la región según división.

Al ser la gráfica de la figura anterior una primera aproximación, se delimitan las zonas graficadas con menor pendiente dentro de la región, identificando 7 áreas potenciales (Figura 4.11a). Para dichas áreas, la resolución de malla mejora a un rango entre 1,6 y 3 km, considerando que el área 5, debido a su mayor tamaño, se divide en otras 3 sub-áreas, mejorando la calidad de su malla (Figura 4.11b). Así, nuevamente aplicando las herramientas de CAD-Earth, se obtienen las gráficas de pendiente para cada área potencial, como se muestra en la Figura 4.11c.

Se puede notar que para la nueva resolución de malla las áreas 1, 4, 5, 6 y 7 mantienen buenas condiciones de pendiente, mientras que en las áreas 2 y 3 aparecen varios cambios de inclinación revelados por el afinamiento de malla. Como otro resultado de la herramienta CAD-Earth, la cantidad de  $km^2$  con un porcentaje de pendiente entre 0-3.5% y 3.5-7% por área se muestra en la Tabla 4.5 a continuación:

Tabla 4.5: Superficie total por área con pendientes indicadas.

Área	1	2	3	4	5	6	7
Área c/pendiente 0-3.5% ( $km^2$ )	1999.92	1027.87	1221.27	848.19	7973.93	2586.77	4300.50
Área c/pendiente 3.5-7% ( $km^2$ )	319.24	400.60	691.87	158.45	639.42	167.02	370.17

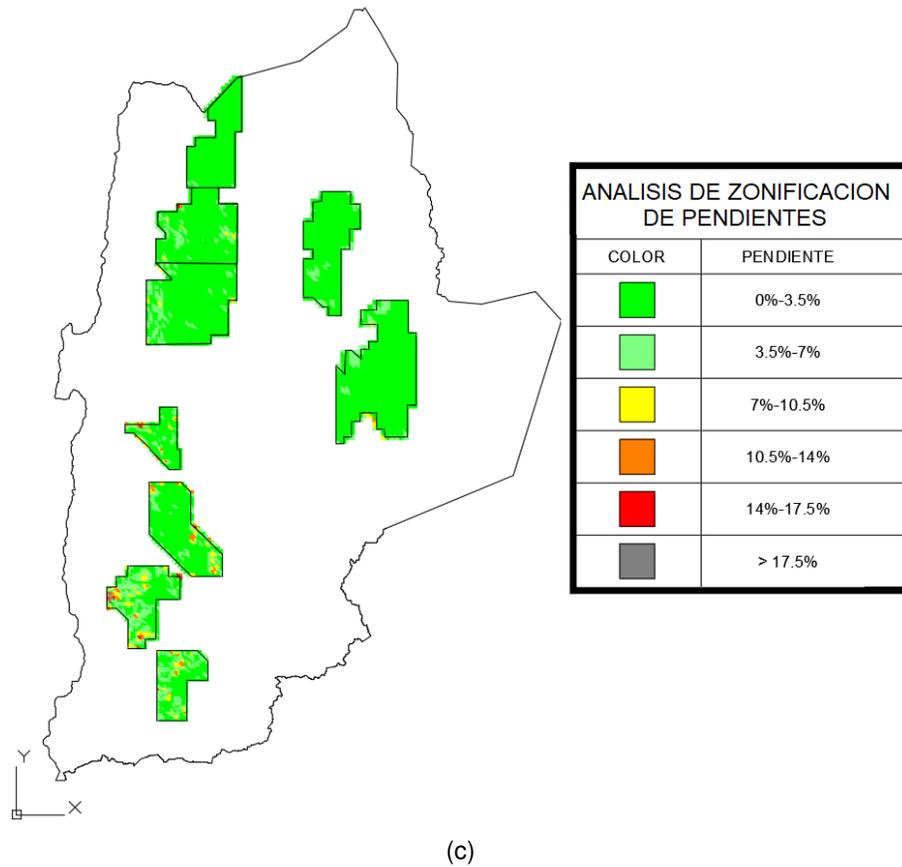
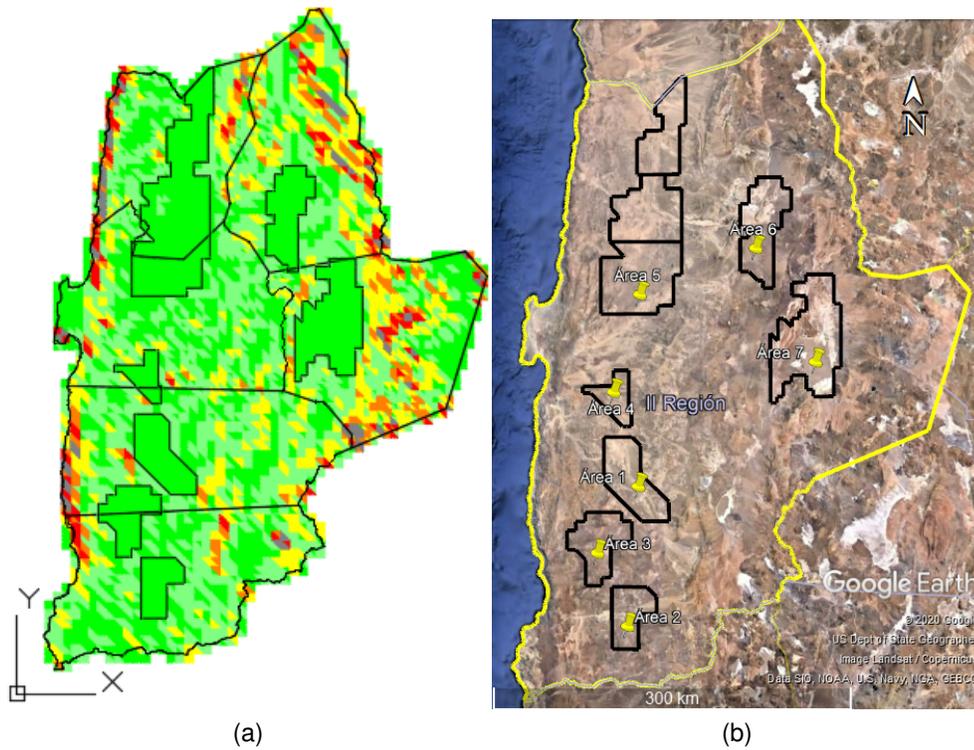


Figura 4.11: (a) Gráfica de pendientes con áreas potenciales delimitadas, (b) Sub-división de áreas potenciales en la Región de Antofagasta y (c) Gráfico de pendientes en áreas potenciales de la región.

#### 4.2.1.2. Disponibilidad de Agua

En su mayoría, sino en su totalidad, las centrales termoeléctricas ubicadas lejos de la costa en la zona norte de Chile, obtienen suministro de agua mediante camiones aljibe. Esto gracias a que sus ciclos de funcionamiento son del tipo Brayton abierto con combustibles diesel, petróleo, entre otros. La Región de Antofagasta tiene una condición de *extrema aridez*<sup>11</sup>, con precipitaciones menores a los 25 mm anuales en la gran mayoría del territorio, dicha condición explicaría la ausencia de otro tipo de centrales con mayores requerimientos de agua. Por otro lado, al analizar algunas de las centrales termoeléctricas de Ciclo Combinado, ubicadas cerca de la costa, se acostumbra el uso de agua de mar y su desalinización para el abastecimiento de agua potable y de procesos.

El consumo de agua dentro de la central depende principalmente de los siguientes factores y procesos:

- **Producción de hidrógeno:** suponiendo una tasa de consumo de agua de  $9 \text{ lt/kgH}_2$  por parte de los equipos electrolizadores, como se señaló en los antecedentes, y considerando el flujo másico de hidrógeno de estos de 8.870 kg/hr (Tabla 4.4), equivale a un caudal de  $79,83 \text{ m}^3/\text{hr}$  o  $22,2 \text{ lt/s}$ , que si se compara con los flujos de otras industrias en la región como la minería la cual acumula un caudal de hasta  $5800 \text{ lt/s}$ <sup>12</sup>, es un flujo bastante reducido. Esto sumado a la posible reutilización del contenido de vapor de salida de la unidad HRSG reduce aún más este valor.
- **Ciclo de vapor:** dependiendo del tipo de intercambiador de calor empleado para la condensación del vapor posterior a la salida de la turbina y de la potencia instalada se tendrá un caudal mayor o menor de agua. En el caso de emplear un condensador enfriado por agua, se requiere de un flujo constante que actúe como fuente fría, rol cumplido típicamente lagos, ríos o agua de mar dependiendo de la ubicación de la central. Por otro lado, los condensadores enfriados por aire se emplean típicamente en ubicaciones el recurso hídrico es escaso, ya que se emplean grandes caudales de aire atmosférico para el enfriamiento. A modo de comparación, la Central de ciclo combinado Kelar a Gas<sup>13</sup> ubicada en Mejillones en la Región de Antofagasta, con una capacidad máxima de 540 MW posee un afluente de máximo  $1640 \text{ m}^3/\text{hr}$  o  $455 \text{ lt/s}$  de agua de mar de reposición al emplear condensadores enfriados por agua mediante torres de enfriamiento, que al añadirle el caudal consumido para la refrigeración auxiliar llega a los  $944 \text{ lt/s}$ . Por otro lado, la Central de Ciclo Combinado Tierra Noble<sup>14</sup> ubicada en Charrúa en la Región de Biobío, con una potencia neta de 600 MW emplea aeroenfriadores, requiriendo agua mayoritariamente para la refrigeración auxiliar con un caudal de  $16,1 \text{ m}^3/\text{hr}$  o  $4,47 \text{ lt/s}$ . Si bien el consumo de agua cambia drásticamente entre dichos métodos de enfriamiento, los sistemas de aeroenfriadores son más costosos de los condensadores enfriados por agua además de consumir mayor energía, teniendo un funcionamiento que igualmente depende de la temperatura ambiente por el uso de aire atmosférico.
- **Equipos auxiliares:** el caudal de agua requerido para la refrigeración o consumo de otros equipos de la central varía tanto por la potencia instalada de la planta como del tipo

<sup>11</sup> Observatorio Regional de Recursos Hídricos, [CEITSAZA e IPP Antofagasta](#).

<sup>12</sup> Plan estratégico para la gestión de los recursos hídricos, Región de Antofagasta, [DGA](#).

<sup>13</sup> Central a Gas Natural Ciclo Combinado Kelar, [SEA](#).

<sup>14</sup> Central de Ciclo Combinado Tierra Noble, [SEA](#).

de equipos que implemente, teniendo como ejemplo de esto el punto anterior, donde la central de 540 MW requería un caudal de 455  $lt/s$  mientras que la planta de 600 MW (solo 60 MW más) consumía tan solo 4,47  $lt/s$ .

- **Agua potable:** teniendo en cuenta el agua para el consumo humano, este caudal es mucho menor que todos los anteriores, si bien depende de la cantidad de personas trabajando en la central, un valor típico corresponde a 100  $lt/pers/día$ , es decir, alrededor de 6  $m^3/día$  para una central de 60 personas, un caudal sumamente bajo.

Si bien los caudales mencionados anteriormente no son elevados, a excepción del empleado por el condensador enfriado por agua, el funcionamiento de la central está íntimamente enlazado a la disponibilidad continua del recurso hídrico. Teniendo en cuenta las áreas 1 hasta la 7 como posibles zonas de emplazamiento, se considera que las más cercanas a la costa incurrirán en menores costos para cumplir con sus requerimientos de agua, que como se mencionó en los antecedentes, al considerarse una planta desaladora para el suministro de agua, esta no representa un cambio considerable en el costo de producción del hidrógeno. La distancia desde el centro de cada área entre sus extremos longitudinales hasta la costa se muestra en la Tabla 4.6. Aquí se puede notar que el área relativamente más cercana a la costa corresponde a la 3 con 52 km desde su centro longitudinal, mientras que el área 7 es la más lejana a 214 km de distancia.

Tabla 4.6: Distancia de centros longitudinales de áreas a la costa.

Área	1	2	3	4	5	6	7
Distancia a la costa (km)	85.79	73.16	52	53.915	66.5	167.5	214

Habiendo analizado los subcriterios de topografía y disponibilidad del agua en el criterio de terreno para la selección de la zona donde se ubicará la central, se emplea una asignación de puntaje especial para filtrar la mejor opción. Dicho puntaje se asigna comparando los valores de cada sub-criterio entre áreas mediante la suma de estos y su posterior división por el valor total y ponderación por 100, llegando a un puntaje que representa qué tanto supera un área a otra en el mismo sub-criterio cuya suma es 100. Los valores a usar en cada sub-criterio son la superficie disponible con pendiente entre 0-3.5 % y la distancia a la costa de cada área.

A modo de ejemplo de la asignación de puntaje, en el caso de la superficie disponible la suma es 19.958,45  $km^2$ , de tal manera que para el área 3 cuya superficie es 1.221,27  $km^2$ , su puntaje sería  $(1.221,27/19.958,45) \cdot 100 = 6,12$ . Lo anterior se repite para todos los sub-criterios, para que luego se sumen en cada área con una ponderación distinta para cada sub-criterio según su nivel de relevancia. Dichas ponderaciones son: 0.6 para la topografía y 0.4 para la disponibilidad del agua. Si bien para el caso de la topografía entre mayor sea su superficie mejor, para la disponibilidad del agua se prefieren las menores distancias que en base al método anterior obtendría menores puntajes, por lo que para asignar el puntaje a este subcriterio se realiza un intercambio entre los puntajes del *primer lugar* y *séptimo lugar* del mismo subcriterio, luego el *segundo lugar* con el del *sexto lugar*, y así. Considerando todo lo anterior, se construye la Tabla 4.7 a continuación:

Tabla 4.7: Puntajes asignados a cada área en cada subcriterio y suma total para el terreno.

Área	1	2	3	4	5	6	7	Total
Área c/pendiente 0-3.5 %	10.02	5.15	6.12	4.25	39.95	12.96	21.55	100.00
Distancia a la costa	9.33	10.26	30.02	23.50	12.03	7.56	7.29	100.00
<b>Total</b>	9.74	7.20	15.68	11.95	<b>28.79</b>	10.80	15.85	100.00

## 4.2.2. Recurso Solar

En base a que el ciclo de generación eléctrica de la central estudiada comienza con la generación fotovoltaica para la producción de hidrógeno, la caracterización del recurso solar es otro factor crítico a considerar para la selección de la ubicación de la planta. Si bien toda la Región de Antofagasta cuenta con un recurso solar excepcional, con la mayor parte de su extensión con una irradiación global horizontal anual promedio por sobre los  $7 \text{ kWh}/\text{m}^2/\text{día}$ <sup>15</sup>, al tomar en cuenta la gran capacidad instalada aproximada requerida mencionada en el análisis de terreno, la variación de la irradiación en tan solo una décima equivaldría a varias hectáreas de paneles solares de diferencia. Sumado a esto, dado el aprovechamiento directo de la energía generada para producción de hidrógeno, se requiere que el recurso posea la menor variación posible para el mayor y mejor rendimiento de los equipos electrolizadores. Así, en las siguientes secciones se analizan los sub-criterios de irradiación y condiciones ambientales, factores determinantes para la caracterización del recurso solar.

Para el análisis de los sub-criterios mencionados en el párrafo anterior se hace uso del Explorador Solar, página del Ministerio de Energía donde se puede extraer este tipo de información con una resolución de 1 km. Además, para evitar un análisis demasiado extenso, se abarcan solamente las áreas previamente definidas en el estudio de terrenos dentro de la región. Sumado a lo anterior, debido a que esta corresponde a una primera aproximación del recurso solar para la selección del emplazamiento de la central, la cantidad de ubicaciones específicas a estudiar dentro de cada área se limita según el área total, adquiriendo la información de una posición cada  $500 \text{ km}^2$  aproximadamente, de tal forma que la cantidad de puntos no sea muy extensa y haya un cambio de valores significativo entre estos. Los 42 puntos a analizar dentro de cada área, con sus coordenadas y otras características, se muestran en el Anexo B.1.1.

### 4.2.2.1. Irradiación

La irradiación corresponde a la energía solar acumulada durante un tiempo por unidad de área, teniendo a la insolación como un caso particular de esta donde se tiene la energía solar acumulada por unidad de área durante un día completo ( $\text{kWh}/\text{m}^2/\text{día}$ ). Uno de los principales datos entregados por el Explorador Solar corresponden a las distintas componentes de radiación solar medidas para unas coordenadas específicas y expresadas en forma de insolación. Estas componentes de la corresponden a la radiación directa, parte que incide directamente

<sup>15</sup> Explorador Solar, Ministerio de Energía.

desde el sol; la radiación difusa, que contempla los rayos dispersos que provienen del rebote entre nubes, polvo, etc; y la radiación global, que corresponde a la suma de ambas radiaciones. Por otro lado, estas mediciones se muestran en su componente horizontal, normal y en plano inclinado según la latitud de la ubicación. Esta última es la de mayor interés ya que para los paneles fijos, la configuración más común y menos costosa utilizada, optimiza la radiación recibida durante el paso del día y del año, y por ende, la insolación. Así, para cada punto estudiado se extrae la irradiación global en plano inclinado (IGPI) según la latitud, como se puede ver en la gráfica de la Figura 4.12 a continuación:

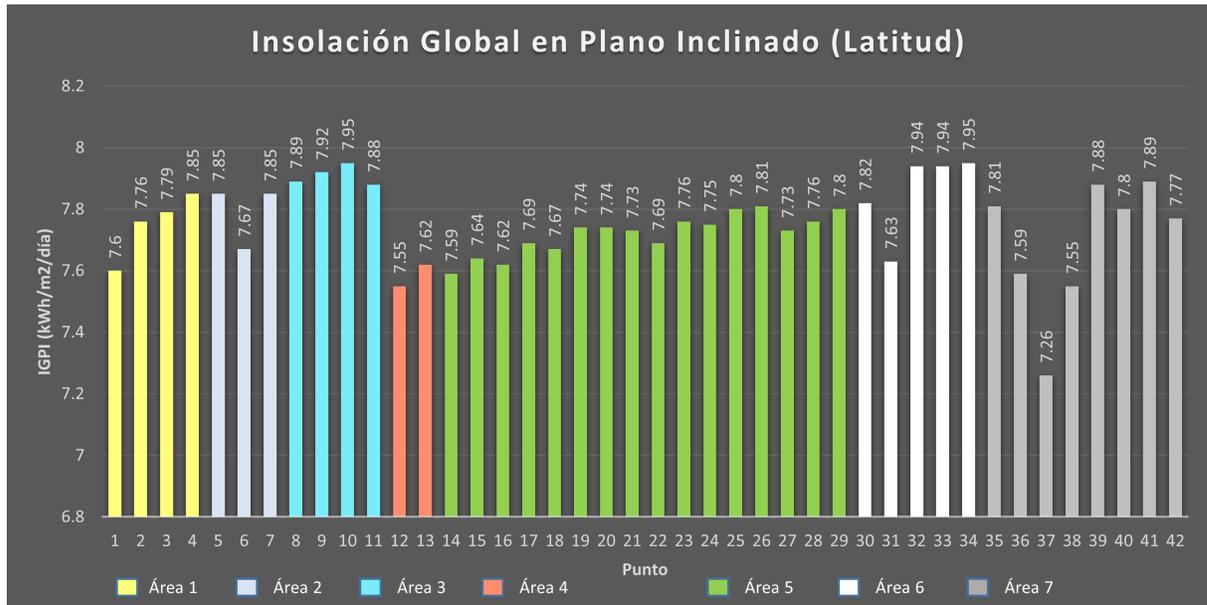


Figura 4.12: Gráfico de insolación para cada punto considerado.

Claramente y como se puede apreciar del gráfico anterior, en todas las áreas consideradas la insolación supera los  $7 \text{ kWh/m}^2/\text{día}$ , mostrando nuevamente la gran calidad del recurso solar en la región. Por otro lado, hay áreas que en promedio o en gran parte de su extensión poseen insolaciones superiores a las demás. Lo anterior se puede visualizar con mayor claridad en la tabla a continuación:

Tabla 4.8: Valores promedio, mediana y desviación estándar de los datos de IGPI para cada área.

Área	Promedio (kWh/m2/día)	Mediana (kWh/m2/día)	$\sigma$ (kWh/m2/día)
1	7.75	7.77	0.11
2	7.79	7.85	0.10
3	<b>7.91</b>	7.91	<b>0.03</b>
4	<b>7.58</b>	<b>7.58</b>	0.05
5	7.72	7.73	0.07
6	7.85	<b>7.94</b>	0.14
7	7.69	7.78	<b>0.22</b>

En la tabla anterior se muestran de color verde los valores más convenientes para cada área, es decir, el mayor promedio y mediana y la menor desviación estándar, mientras que en

rojo se muestran los valores contrarios o menos convenientes. Así, en base a lo expuesto por la gráfica y tabla anterior, se puede afirmar que las áreas con mejores condiciones de radiación o insolación global en plano inclinado corresponde a las áreas 2, 3 y 6.

Si bien los valores anteriores hacen un primer acercamiento al potencial del recurso solar en cada punto, otra característica relevante a analizar es el comportamiento de este durante el año, con el objetivo de identificar su variabilidad. Para esto en primer lugar se identifica 1 punto representativo por área, eligiendo aquella ubicación cuyo valor de insolación más se acerque al promedio por área que aparece en la Tabla 4.8. Así, los puntos representativos de cada área de los cuales se obtendrá el ciclo anual son los siguientes: 2, 7, 9, 13, 21, 30 y 42. La desviación estándar de los datos del ciclo anual de insolación para dichos puntos (Anexo B.1.1) se muestra en la Tabla 4.9, donde se destaca en verde el valor menor y en rojo el mayor.

Tabla 4.9: Comparación de desviación estándar entre los ciclos anuales de insolación para cada área según su punto representativo.

Área	1	2	3	4	5	6	7
Desv. Std.	0.7587	0.8081	0.7247	0.7047	0.6673	0.6657	0.7162

Como se puede notar en la tabla anterior, el área 6 contaría con la menor variabilidad entre sus valores de insolación a lo largo del año, mientras que el área 2 contaría con la mayor. Por otro lado, se observa que si bien el área 3 poseía la mayor insolación promedio anual, esta es la tercera con mayor variabilidad en su ciclo anual.

#### 4.2.2.2. Condiciones ambientales

Si bien los índices de radiación y su variabilidad son cruciales para el análisis del recurso solar, también es importante considerar los factores que lo afectan, tales como: la temperatura, la cual influye en el desempeño de las celdas del panel para convertir la radiación en electricidad; y la nubosidad, factor que afecta al porcentaje de radiación directa que llega a los paneles. Si bien este último factor de por sí no es elevado en la Región de Antofagasta, debido a la gran capacidad instalada del parque solar, un menor índice de nubosidad permitiría considerar menos pérdidas al momento del diseño.

En primer lugar se analizan los datos de temperatura ambiental, extraídos del Explorador Solar al igual que el resto de datos, los cuales se muestran graficados en la Figura 4.13 a continuación:

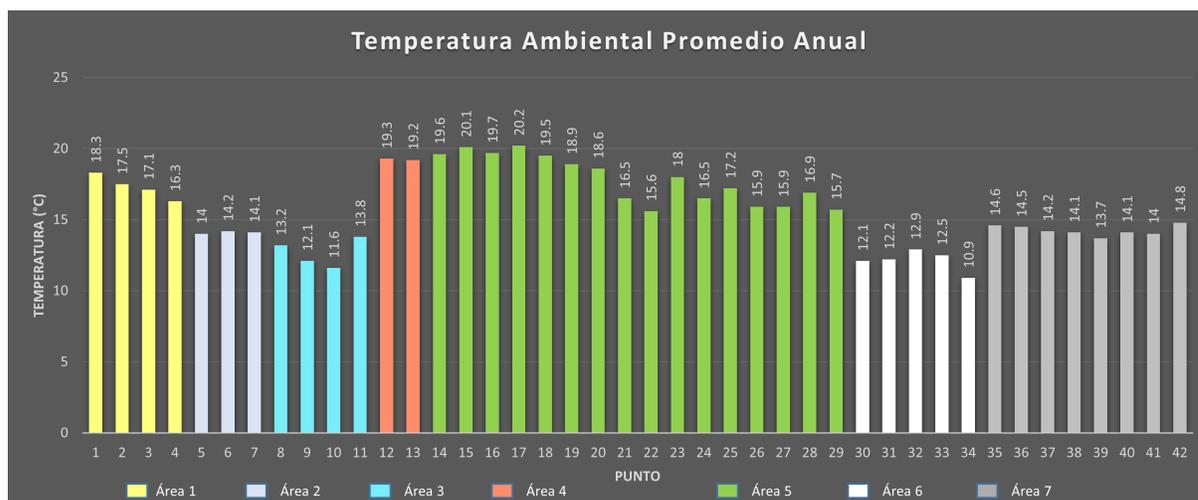


Figura 4.13: Gráfico de temperatura ambiental promedio anual a 2 metros sobre el suelo de cada punto considerado.

De igual forma que con el sub-criterio anterior, tomando los datos para cada punto analizado, se calculan los valores promedio, mediana y desviación estándar según el área a la que pertenecen, como se muestra en la Tabla 4.10, marcando con color verde los valores de menor temperatura y desviación y con color rojo los mayores.

Tabla 4.10: Valores promedio, mediana y desviación estándar de los datos de temperatura para cada área.

Área	Promedio (°C)	Mediana (°C)	Desv. Std (°C)
1	17.30	17.30	0.8327
2	14.10	14.10	0.1000
3	12.68	12.65	1.0046
4	<b>19.25</b>	<b>19.25</b>	<b>0.0707</b>
5	17.80	17.60	<b>1.7068</b>
6	<b>12.12</b>	<b>12.20</b>	0.7497
7	14.25	14.15	0.3586

Analizando la gráfica y tabla anteriores, las 3 zonas cuyos puntos cuentan con menor temperatura ambiental promedio anual corresponden a las áreas 6, 3 y 2, mientras que el área con mayor temperatura es el área 4, esto a pesar de que el punto que cuenta con mayor temperatura de todos se encuentra en el área 5. La mayor variabilidad de las temperaturas en esta área por la mayor cantidad de puntos con menores temperaturas explicaría lo anterior.

Con la intención de identificar las áreas que cuenten con menor temperatura máxima promedio anual, se emplean la Figura 4.13 y la Tabla 4.10 para identificar en cada área los puntos con mayor cercanía a su temperatura promedio anual, eligiéndolos como puntos representativos de los cuales se obtienen los datos de ciclo diario-mensual del Explorador Solar, es decir, sus temperaturas promedio en un ciclo diario para cada mes. De estas temperaturas se identifica la máxima de cada mes, obteniendo posteriormente el valor promedio, mediana y desviación estándar para cada punto representativo. Lo anterior se puede observar en la Tabla 4.11, donde se analizaron los puntos 2, 7, 9, 13, 23, 30 y 37.

Tabla 4.11: Valores promedio, mediana y desviación estándar de la temperatura máxima promedio anual de cada área.

Área	Promedio (°C)	Mediana (°C)	Desv. Std. (°C)
1	28.16	28.62	1.90
2	23.04	23.59	1.46
3	<b>20.07</b>	<b>20.43</b>	2.01
4	<b>30.82</b>	<b>31.41</b>	1.69
5	28.67	29.25	1.55
6	21.47	21.98	<b>1.32</b>
7	24.87	25.48	<b>2.84</b>

Observando la tabla anterior, se denota que nuevamente las zonas con menores temperaturas corresponden a las áreas 3, 6 y 2, mientras que la 4 mantiene los mayores valores promedio y mediana. Así, en base a las tablas y gráficas de temperatura anteriores, se puede afirmar que las áreas 3, 6 y 2 corresponden a las mejores opciones, contando con menores temperaturas ambientales.

En cuanto a las condiciones de nubosidad en cada área, se toman los datos de nubosidad de los mismos puntos elegidos para la temperatura y se obtienen los valores promedio, mediana y desviación estándar del porcentaje máximo de nubosidad en el ciclo diario-anual, esto con el objetivo de identificar el área con condiciones más adversas de nubosidad. Esto se muestra en la Tabla 4.12 a continuación:

Tabla 4.12: Porcentajes de nubosidad máxima promedio anual para cada área.

Área	Promedio (%)	Mediana (%)	Desv. Std. (%)
1	<b>8.69</b>	8.20	<b>3.05</b>
2	8.83	<b>7.67</b>	3.93
3	9.83	9.87	4.26
4	15.42	14.62	5.62
5	10.50	9.64	4.68
6	18.00	15.11	8.08
7	<b>35.55</b>	<b>39.28</b>	<b>14.07</b>

De la tabla anterior, se puede notar que las zonas con menor porcentaje de nubosidad máxima promedio anual corresponden a las áreas 1, 2 y 3, mientras que el área con mayor porcentaje es el área 7, que supera con creces a las demás llegando a un 35 % de nubosidad máxima aproximadamente.

Habiendo considerado los sub-criterios expuestos anteriormente para el criterio del recurso solar, se emplea aplica la asignación de puntaje utilizada en el criterio anterior. Los valores a usar en cada sub-criterio son: la insolación promedio; la desviación estándar de la variabilidad de la insolación; la temperatura máxima promedio; y la nubosidad máxima promedio. Para los puntajes de los últimos 3 subcriterios, se repite lo empleado en el subcriterio de disponibilidad del agua, invirtiendo el orden de los puntajes. Considerando lo anterior, se construye la Tabla 4.13 a continuación:

Tabla 4.13: Puntajes asignados a cada área en cada sub-criterio y suma total para el recurso solar.

Área	Insolación	Ciclo anual	Temperatura	Nubosidad	Total
1	14.27	13.23	13.01	33.28	14.71
2	14.34	13.20	15.90	16.85	14.49
3	14.57	13.97	17.40	14.44	14.98
4	13.97	14.36	11.33	9.20	13.30
5	14.22	15.04	12.12	9.83	13.78
6	14.47	16.02	16.19	8.26	14.89
7	14.17	14.19	14.04	8.13	13.85
<b>Total</b>	100.00	100.00	100.00	100.00	<b>100.00</b>

Claramente y como se puede observar de la tabla anterior, el área con mayor puntaje alcanzado corresponde al área 3, seguida de las áreas 6 y 1, siendo estas las mejores 3 opciones de emplazamiento desde un punto de vista del recurso solar.

### 4.2.3. Líneas de Transmisión

La central termoeléctrica deberá estar conectada al Sistema Interconectado Central (SIC) o al Sistema Interconectado del Norte Grande (SING), sistemas que se encuentran en la Región de Antofagasta y que en base a dos factores se evaluará la conveniencia de a cual conectarse, estos son: la cercanía a las líneas de transmisión y subestaciones, lo cual es relevante debido al coste asociado a la construcción de nuevas líneas o subestaciones en caso de su ausencia; y el costo marginal, factor crucial que determina el precio al cual se venderá la energía generada por la central.

Según el Coordinador Eléctrico Nacional (CEN)<sup>16</sup> en la región de Antofagasta existen 175 subestaciones y 32 tramos de líneas de transmisión pertenecientes al SIC y al SING, y en las siguientes secciones se analizan los factores mencionados en base a estos tramos y subestaciones identificados por el CEN y a las zonas identificadas en criterios anteriores, es decir, las áreas 1, 2, 3, 4, 5, 6 y 7.

#### 4.2.3.1. Cercanía

Para identificar las líneas de transmisión y subestaciones cercanas a las áreas estudiadas se emplea el mapa proporcionado por la Comisión Nacional de Energía (CNE) llamado EnergíaMaps<sup>17</sup>, determinando cuales se encuentran dentro o cercanas de cada área y el sistema al cual pertenecen. Una tabla resumen de esto se muestra en la Tabla 4.14 con la cantidad de subestaciones y secciones de líneas de transmisión en cada área, mientras que el listado completo se puede verificar en el Anexo B.1.2. En esta se cuentan solamente aquellas subestaciones que se encuentren dentro del área delimitada o en las cercanías de los límites en caso de que no hayan en su interior. Para identificar si la subestación se encuentra dentro o fuera de los límites se tiene la columna *Ubicación*, donde 1 = dentro y 0 = fuera. En el caso de que se encuentre fuera, la columna *Lejanía* indica la menor distancia de la subestación al

<sup>16</sup> Información Técnica de Instalaciones, CEN.

<sup>17</sup> Energía Maps, CNE.

límite del área correspondiente. Por otro lado, las secciones de líneas de transmisión contadas corresponden a aquellas que cruzan a través del área delimitada.

Tabla 4.14: Tabla resumen de subestaciones y secciones de líneas de transmisión en cada área (Tabla B.3).

Área	# subestaciones	# secciones de líneas	Sistema	Ubicación	Lejanía (km)
1	2	1	SING	1 / 0	7.4
2	1	0	SIC	0	14.3
3	1	1	SIC	0	4
4	4	3	SING	1	-
5	12	31	SING	1	-
6	3	3	SING	1 / 1 / 0	3.7
7	2	2	SING	1 / 0	1.8

Se puede observar de la tabla anterior que la zona con mayor número de subestaciones y secciones de líneas de transmisión corresponde al área 5, contando con estas en la gran mayoría de su extensión, las cuales pertenecen al SING. Por otro lado, el área 2 apenas cuenta con una subestación a 14.3 km de su límite más cercano, sin ninguna línea de transmisión que la atraviese. Así, las zonas con mayor cantidad de subestaciones y secciones de líneas de transmisión corresponden a las áreas 5, 6 y 4.

#### 4.2.3.2. Costo Marginal

En Chile el mercado eléctrico se organiza como un sistema *pool*, donde el CEN actúa como un ente regulador y coordinador<sup>18</sup>. Este mercado está restringido netamente a las empresas generadoras, las cuales pueden generar utilidades, a grandes rasgos, mediante: la adquisición de contratos bilaterales y/o licitaciones de suministro; y/o el mercado spot, que consta en la inyección y/o retiro de energía al sistema eléctrico a distintos precios. Dichos precios corresponden a los costos marginales de la energía asociados a cada barra de la línea de transmisión, costo que se determina por el costo variable de la generadora más cara que este en operación conectada a la misma barra. Así, uno de los factores que influye en la utilidad percibida por una generadora, es el costo marginal de la energía de la barra en la que inyecta.

En base a lo expuesto en el párrafo anterior, otro factor influyente en la selección del emplazamiento de la central corresponde al costo marginal de la barra o subestación a la cual se conecte para inyectar la energía generada, siendo más atractiva una barra con mayor costo marginal. Así, mediante los registros de costo marginal provistos por el CEN<sup>19</sup> se analiza la evolución del costo marginal en las subestaciones consideradas en la Tabla 4.14 y B.3, usando los datos del año 2018. Una gráfica de dicha evolución mes a mes por área se puede observar en la Figura 4.14 a continuación:

<sup>18</sup> Análisis y Fundamentación del Modelo Marginalista de Precios Eléctricos en Chile, Fernando Fuentes H.

<sup>19</sup> Costo Marginal Real, Mercado, CEN.

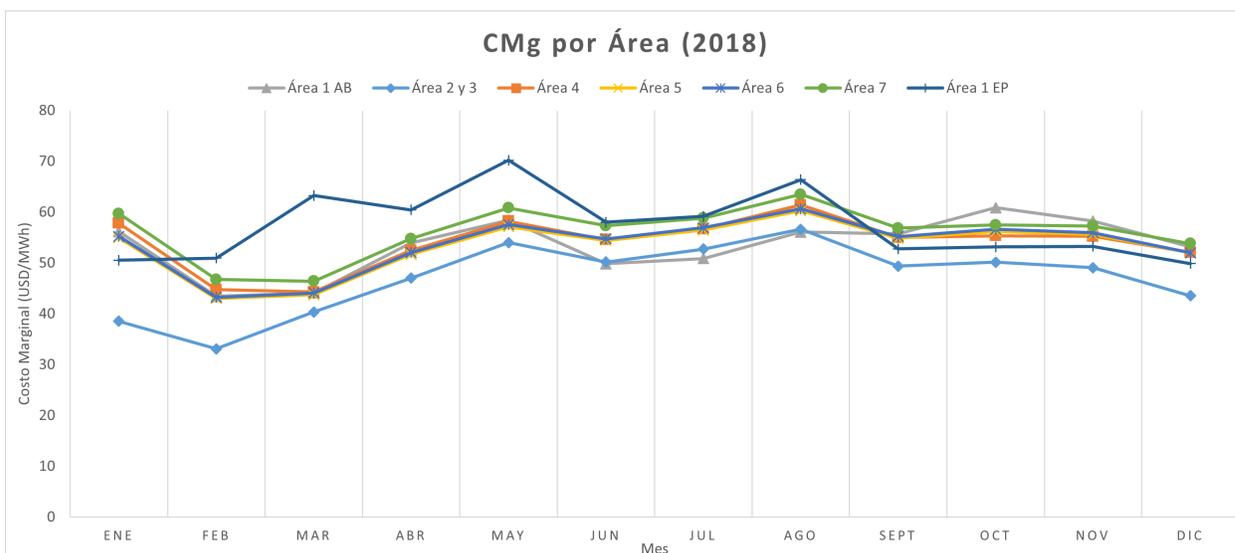


Figura 4.14: Gráfico de costo marginal de la energía mensual promedio para cada área durante el año 2018.

Para el gráfico anterior se deben tener en cuenta algunos puntos relevantes, tales como:

- Algunas subestaciones no cuentan con información de CMg para el período 2018, tales como María Elena, Rande, Quillagua, entre otras. En estos casos se contaba para la gráfica solo los costos disponibles en las otras subestaciones del área correspondiente. En el caso de las áreas 6 y 7, las curvas en la gráfica son de la única subestación de la cual se disponían datos del CMg en el CEN.
- Debido a la falta de información de las subestaciones de las áreas 2 y 3, se usan los datos de CMg de la subestación más cercana a estas, correspondiendo a la subestación Cachiyuyal, la cual se encuentra a 40 km de distancia de ambas áreas.
- Debido al comportamiento y valores similares en los CMg en las subestaciones de las áreas 4 y 5, se emplea el promedio del CMg entre subestaciones en la gráfica anterior.
- Por último, debido a la gran diferencia en el comportamiento de las barras disponibles del área 1, se grafican ambas en la Figura 4.14.

Los valores más específicos de CMg al igual que las gráficas de curvas para cada subestación por área, se pueden encontrar en el Anexo .

En la gráfica de la figura anterior se puede observar que para las áreas 4, 5, 6 y 7 el comportamiento del CMg durante el año es prácticamente igual con una cierta diferencia entre sus valores, siendo el CMg del área 7 el mayor valor de estas 4 áreas durante todo el año estudiado. Por otro lado, el CMg percibido por la subestación *El Peñon* del área 1 se mantiene sobre el resto para los meses de febrero hasta agosto, para luego decaer entre septiembre y enero. Por último, los valores del CMg para las áreas 2 y 3 se mantienen casi permanentemente bajo el resto, equiparándose solamente con la subestación *Agua Blanca* del área 1 entre junio y agosto. Así, las áreas que cuentan a lo largo del año con CMg mayores serían las áreas 1, 7 y 4.

Habiendo analizado los subcriterios de cercanía a las subestaciones y líneas de transmisión y el costo marginal en cada área, al igual que en el criterio de recurso solar anterior se asignan puntajes y ponderaciones por subcriterio. En el caso del de cercanía, a este se le asigna una ponderación del 25 %, e internamente se le atribuye una del 75 % al número de subestaciones y 25 % al número de líneas. Por otro lado, al costo marginal le corresponde un 75 % de ponderación en el puntaje final del criterio. De esta forma, la distribución del puntaje para cada área por subcriterio se muestra en la Tabla 4.15 a continuación:

Tabla 4.15: Puntajes asignados a cada área en cada sub-criterio y suma total para el criterio de líneas de transmisión.

Área	1	2	3	4	5	6	7	Total
# subestaciones	8.00	4.00	4.00	16.00	48.00	12.00	8.00	100
# secciones líneas	2.44	0.00	2.44	7.32	75.61	7.32	4.88	100
CMg	15.55	12.78	12.78	14.63	14.46	14.57	15.23	100
<b>Total</b>	13.32	10.33	10.49	14.43	<b>24.57</b>	13.63	13.23	100

Así, como se puede observar en la tabla anterior, desde un punto de vista de las líneas de transmisión, la mejor zona de emplazamiento para la central corresponde al área 5, seguida de la 4 y la 6.

#### 4.2.4. Aspectos Socioambientales

Todo proyecto puede tener asociado impactos medioambientales o sociales adversos en su entorno, razón por la cual todo proyecto o actividad - si cumple ciertas características especificadas en la Ley N° 19.300 - debe someterse al Servicio de Evaluación Ambiental (SEA) para efectuar una Declaración de Impacto Ambiental (DIA) ó - si presenta a lo menos un Efecto, Característica o Circunstancia (ECC) del artículo 11 de la Ley N° 19.300 - una Evaluación de Impacto Ambiental (EIA). En ambos casos, el proceso culmina con un Informe Consolidado de Evaluación (ICE) o en una Resolución de Calificación Ambiental (RCA)<sup>20</sup>.

Una lista de algunos de los ECC comúnmente empleados en la evaluación de proyectos de generación eléctrica se presenta a continuación:

1. Riesgo para la salud de la población, debido a la cantidad y calidad de efluentes, emisiones o residuos.
2. Efectos adversos significativos sobre la cantidad y calidad de los recursos naturales renovables, incluidos el suelo, agua y aire.
3. Reasentamiento de comunidades humanas, o alteración significativa de los sistemas de vida y costumbres de grupos humanos.
4. Localización en o próxima a poblaciones, recursos y áreas protegidas, sitios prioritarios para la conservación, humedales protegidos, glaciares y áreas con valor para la observación astronómica con fines de investigación científica, susceptibles de ser afectados, así como el valor ambiental del territorio en que se pretende emplazar.

<sup>20</sup> Guías para la evaluación de impacto ambiental, SEA.

5. Alteración significativa, en términos de magnitud o duración, del valor paisajístico o turístico de una zona.
6. Alteración de monumentos, sitios con valor antropológico, arqueológico, histórico y, en general, los pertenecientes al patrimonio cultural.

En el caso de la central estudiada, según la Ley N° 19.300 artículo 10, a esta le corresponde ingresar a evaluación al tratarse de un proyecto del tipo "Centrales generadoras de energía mayores a 3 MW", y para identificar las áreas donde el impacto socioambiental es potencialmente mayor se estudian los ECC 3 y 4 basándose en la información bibliográfica disponible. Como principales fuentes de información se emplean el Mapa de Conflictos Socioambientales del Instituto Nacional de Derechos Humanos (INDH)<sup>21</sup>, el Registro Nacional de Áreas Protegidas del MMA<sup>22</sup> y las EIA disponibles en la página del SEA para algunos proyectos dentro de las áreas.

A continuación se analiza área por área los ECC 3 y 4 dentro de sus delimitaciones en base a los recursos mencionados anteriormente:

- **Área 1:** dentro de los límites de esta área no se denotan asentamientos de comunidades humanas además de la que posiblemente se encuentre en los alrededores de la mina Aguas Blancas y la faena de Atacama Minerals en la misma localidad al norte de la zona que habita de forma temporal y ligada a dichos proyectos mineros. Por otro lado, dentro del Mapa de Conflictos Socioambientales y del Registro Nacional de Áreas Protegidas no se halla evidencia de otros puntos influyentes o de importancia. La EIA del proyecto *Parque Solar Aguas Blancas 2*, proyecto dentro de las delimitaciones del Área 1 y disponible en el SEA confirma lo anterior.
- **Áreas 2 y 3:** similar al caso anterior, dentro de las zonas delimitada por estas área no se logran identificar asentamientos humanos de ningún tipo, tampoco conflictos socioambientales o áreas protegidas, por lo que las áreas en sí y como primera aproximación no presentaría aspectos socioambientales que eviten la selección como zona de emplazamiento. En el SEA no se logra encontrar ninguna EIA ubicada dentro de las delimitaciones de las áreas, pero el *Parque Eólico Tal Tal* ubicado en el extremo norte fuera del área 2 y extremo sureste fuera del área 3, concluye que tanto el medio humano como el medio biótico de la zona alrededor no se vería afectada debido a su inexistencia, dadas las condiciones ambientales extremas del lugar (extrema aridez).
- **Área 4:** nuevamente y al igual que en las zonas anteriores, dentro de los límites del área no se hallan asentamientos humanos de ningún tipo, conflictos socioambientales o áreas protegidas, información confirmada mediante la EIA del *Parque Eólico Llanos del Viento* ubicado en el extremo noroeste dentro de los límites.
- **Área 5:** dentro de los límites de esta área, en primer lugar no se logran identificar zonas con áreas protegidas o de conflicto socioambiental. En cuanto a los asentamientos humanos, se ubican los poblados de Quillagua, pequeño oasis por el que cruza el Río Loa en el límite norte del área, y María Elena, ciudad que se encuentra entre las rutas

<sup>21</sup> Mapa de Conflictos Socioambientales, [INDH](#).

<sup>22</sup> Registro Nacional de Áreas Protegidas, [MMA](#).

5 y 24 al suroeste de la subestación crucero. Por otro lado, se reconocen varias zonas con los remanentes de antiguos asentamientos salitreros, sobretodo en el extremo sur a lo largo de la ruta 25 ubicándose incluso la famosa oficina salitrera de Chacabuco. En base a lo anterior, un sector del sur del área 5 se catalogaría como lugar de importancia histórica y/o monumento, por lo cual se restaría del área total disponible, además de las periferias de los asentamientos mencionados y las otras localizaciones ya ocupadas por distintas empresas mineras y de energía. A pesar de lo anterior, la superficie disponible remanente al realizar la resta de las zonas mencionadas sigue siendo sumamente alta.

- **Área 6:** en primer lugar, se tiene que en base al mapa de conflictos socioambientales y el registro de áreas protegidas, no habrían ubicaciones que eviten considerar el área 6 como posible zona de emplazamiento de la central. En cuanto a los asentamientos humanos, la ciudad de Calama se ubica a pocos kilómetros al oeste del límite oeste, mientras que el pueblo de Chiu-Chiu se encuentra al interior del área al centro del lado norte del área, y continuando por el Río Loa hacia la cordillera se ubica Pucará de Lasana, los vestigios de una comunidad atacameña que es considerado como monumento histórico. Por otro lado, en base a la EIA de la *Planta Solar Fotovoltaica San Pedro IV*, la zona norte del área 6, es decir, sobre la ruta 23, corresponde al Área de Desarrollo Indígena Alto El Loa. En base a lo anterior, se estima que la porción del área 6 donde no habría mayor impacto socioambiental corresponde a la que se encuentra por debajo de la ruta 23.
- **Área 7:** dentro del área 7 se encuentra el famoso Salar de Atacama, una gran atracción turística de la Región de Antofagasta y aprovechado por la minería para la extracción de Litio. En el caso de esta zona, el mapa de conflictos socioambientales revela la presencia de un antiguo conflicto originado en el costado este del Salar de Atacama debido al proyecto en evaluación de una planta de producción de sales de potasio. El conflicto hoy se encuentra resuelto después de ser rechazado por la Comisión de Evaluación Ambiental de la Región de Antofagasta, luego de ser rechazado de igual forma por las comunidades de la zona debido al impacto que iba a tener en la fauna, flora, entre otros aspectos. En cuanto al registro de áreas protegidas, dentro de los límites y al costado este del área 7 se encuentra la Reserva Nacional Los Flamencos y un área de preservación ecológica. Por otro lado, al norte del área delimitada se encuentra la ciudad de San Pedro de Atacama, asentamiento que depende altamente del atractivo turístico de los alrededores, como el valle de la luna al noroeste de los límites del área. Todo lo anterior evidenciaría que el área 7 presentaría varios obstáculos bajo el punto de vista socioambiental.

En base al análisis de aspectos socioambientales expuesto anteriormente, se tiene que las zonas donde se produciría un menor impacto son las áreas 1, 2, 3 y 4 por igual, mientras que aquellas donde el impacto sería mayor que las anteriores son, de menor a mayor, las áreas 5, 6 y 7, siendo esta última donde mayores obstáculos se presentarían para la instalación de la central.

A modo de continuar con la asignación de puntajes para cada criterio, a continuación se presenta la Tabla 4.16 que contiene los puntos obtenidos por cada área en el presente criterio:

#### **4.2.5. Selección**

Habiendo comparado las distintas áreas disponibles para el emplazamiento de la central mediante el uso de los criterios expuestos anteriormente, a continuación se hace la selección

Tabla 4.16: Puntajes asignados a cada área para el criterio de aspectos socioambientales.

Área	1	2	3	4	5	6	7
Puntaje	19,64	19,64	19,64	19,64	10,71	7,14	3,57

del área mediante el suma de los puntajes obtenidos en cada criterio aplicando una ponderación según su relevancia. Se estima que la ponderación apropiada para esta selección corresponde a: 0,3 en el criterio de terreno; 0,4 para el criterio del recurso solar; 0,2 para las líneas de transmisión; y 0,1 para los aspectos socioambientales. Aplicando las ponderaciones anteriores en los puntajes finales obtenidos por las áreas en cada criterio, presentados en las Tablas 4.7, 4.13, 4.15 y 4.16, se obtiene la Tabla 4.17 a continuación:

Tabla 4.17: Puntaje final de cada área en base a los criterios de emplazamiento.

Área	Terreno	Recurso	Línea de T.	Socioambiental	Total
1	9.74	14.71	13.32	19.64	13.43
2	7.20	14.49	10.33	19.64	11.99
3	15.68	14.98	10.49	19.64	14.76
4	11.95	13.30	14.43	19.64	13.76
5	28.79	13.78	24.57	10.71	20.13
6	10.80	14.89	13.63	7.14	12.64
7	15.85	13.85	13.23	3.57	13.30
<b>Total</b>	100	100.00	100.00	100.00	100.00

Así, la zona final de emplazamiento corresponde al área 5, contando con el mayor puntaje total de todas. Teniendo esto en cuenta, y que dentro del área 5 las condiciones topográficas son ideales, se revisan las características de insolación y temperatura para los distintos puntos analizados del área 5 y los costos marginales de las subestaciones en esta.

Según los gráficos de las Figuras 4.12 y 4.13, la ubicación con mayor valor de insolación corresponde al punto 26, el cual coincide con uno de los puntos de menor temperatura ambiental promedio. Sumado a lo anterior, dicho punto se encuentra cerca de la subestación Sierra Gorda que tiene el mayor costo marginal de energía dentro del área 5 para el año 2018. Además, al norte de dicho punto se encuentra la central de concentración solar Cerro Dominador, cuya superficie alcanza cerca de los 15  $km^2$ , un poco menos de la mitad de la requerido por el parque solar de la central estimada, por lo que se considera que desde un punto de vista socioambiental, dado que dicha central fue aprobada y construida alrededor del punto 26 donde tampoco se encuentra evidencia de asentamientos humanos además de Sierra Gorda fuera del área, la instalación de la central en este punto no debería provocar un conflicto socioambiental.

En base al párrafo anterior, se elige la zona alrededor del punto 26 como lugar de emplazamiento final. Los vértices, área y curvas de nivel del emplazamiento final se presentan en la Tabla 4.18 y Figura 4.15 a continuación:

Tabla 4.18: Coordenadas de vértices y área de zona de emplazamiento de la central.

Vértice	Latitud (GMS)	Longitud (GMS)
1	22°57'51.60"S	69°39'53.15"O
2	22°57'51.29"S	69°36'10.03"O
3	22°55'9.05"S	69°36'10.40"O
4	22°55'9.07"S	69°39'52.82"O
<b>Área (<math>km^2</math>)</b>	32	

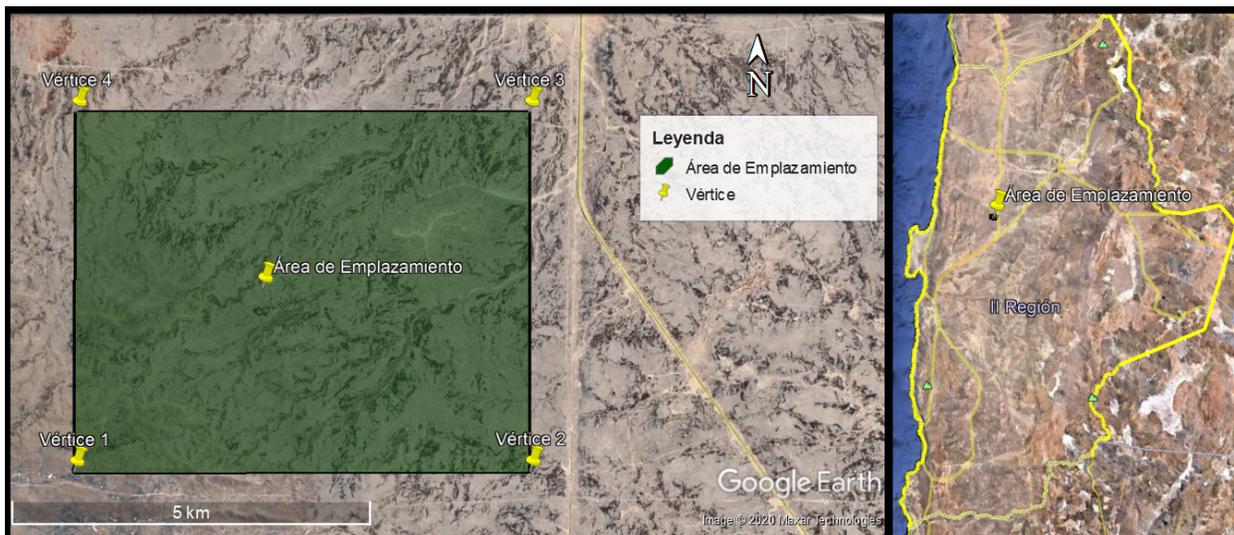


Figura 4.15: Área de emplazamiento de la central.

Si bien en un principio se estimó que el área requerida por la central solamente para el parque fotovoltaico llegaba a casi  $31 km^2$ , la superficie final considerada de  $32 km^2$  permite mayor holgura para la disposición de la central completa.

Las condiciones ambientales, radiación, entre otras características del punto central en el área considerada se pueden observar en la Tabla 4.19, a continuación:

Tabla 4.19: Características, condiciones ambientales y de radiación promedio anuales en sitio elegido.

<b>Elevación (<math>m</math>)</b>	1553	<b>Temperatura ambiental (<math>^{\circ}C</math>)</b>	16,4
<b>Insolación horizontal</b> ( $kWh/m^2/dia$ )	7,3	<b>Insolación en plano inclinado (<math>23^{\circ}</math>)</b> ( $kWh/m^2/dia$ )	7,81
<b>Velocidad de Viento (<math>m/s</math>)</b>	3,4	<b>Frecuencia de Nubes (%)</b>	3,3

# Capítulo 5

## Balance, Modelado y Dimensionamiento de Etapas

Habiendo diseñado la central preliminar y obtenido su emplazamiento, en este capítulo se desarrolla el balance de masa y energía, modelado y dimensionamiento de cada etapa en la central, considerando una mayor profundidad en el desarrollo de la etapa de generación, debido a que en esta se produce tanto la combustión del hidrógeno como su aprovechamiento final para la generación de potencia. Por otro lado, las etapas de almacenamiento y producción se modelan y dimensionan de forma conjunta, debido a la dependencia del flujo de hidrógeno del recurso solar.

A modo general y como referencia para las siguientes secciones del capítulo, para realizar el balance de energía se recurre a la primera ley de la termodinámica para volúmenes de control, es decir, la conservación de la energía en el volumen que puede ser transferida mediante calor, trabajo y/o flujo de masa. La forma general unidimensional de dicha ley para un volumen de control corresponde a la expresada en la ecuación 5.1 a continuación [14]:

$$\frac{dE_{vc}}{dt} = \dot{Q}_{vc} - \dot{W}_{vc} + \sum_e \dot{m}_e \cdot \left( h_e + \frac{V_e^2}{2} + gz_e \right) - \sum_s \dot{m}_s \cdot \left( h_s + \frac{V_s^2}{2} + gz_s \right) \quad (5.1)$$

Donde  $E_{vc}$  denota la energía del volumen de control en el tiempo  $t$ ,  $\dot{Q}_{vc}$  y  $\dot{W}_{vc}$  las tasas de calor y trabajo transferido a través del volumen en el tiempo  $t$ ,  $\dot{m}_e$  y  $\dot{m}_s$  los flujos de masa entrante y saliente del volumen respectivamente,  $h$  la entalpía específica,  $V$  la velocidad del flujo,  $g$  la constante de gravedad y  $z$  la altura. Estos 3 últimos términos determinan la energía cinética y potencial cambiante en el volumen de control. Si bien estos son distintos de cero, en comparación a la variación de los otros términos, se pueden considerar como despreciables. Lo anterior, sumado al supuesto de un régimen estacionario, transforma la ecuación 5.1 en la ecuación 5.2 a continuación:

$$0 = \dot{Q}_{vc} - \dot{W}_{vc} + \sum_e \dot{m}_e \cdot h_e - \sum_s \dot{m}_s \cdot h_s \quad (5.2)$$

Por otro lado, para el balance de masa se tiene en cuenta la conservación de esta dentro de un volumen de control (ecuación 5.3), donde el primer término de izquierda a derecha corresponde a la tasa de cambio de masa dentro del volumen en el tiempo, el segundo término

a la suma de flujos másicos entrantes al volumen y el tercer término la suma de flujos másicos salientes del volumen.

$$\frac{dm_{vc}}{dt} = \sum_e \dot{m}_e - \sum_s \dot{m}_s \quad (5.3)$$

Si la ecuación anterior se emplea con el supuesto de régimen estacionario unidimensional con múltiples entradas y salidas, resulta en la ecuación 5.4 a continuación:

$$0 = \sum_e \dot{m}_e - \sum_s \dot{m}_s \Rightarrow \sum_e \dot{m}_e = \sum_s \dot{m}_s \quad (5.4)$$

En cuanto a las propiedades termodinámicas de todos los fluidos considerados, como entalpía específica, entropía específica, calores específicos, masa molar, entre muchas otras, se emplearon las librerías *CoolProp*<sup>1</sup> y *PYroMat*<sup>2</sup> para su obtención, ambas desarrolladas en Python y aplicadas en el software MATLAB.

<sup>1</sup> High Level Interface, [CoolProp](#).

<sup>2</sup> API Documentation, [PYroMat](#).

## 5.1. Etapa de Generación

Tal y como se puede observar en la Figura 4.2, la etapa de generación consta básicamente en un Ciclo Combinado con un Ciclo Brayton como ciclo superior, de una sola turbina a gas y con inyección de vapor hacia la cámara de combustión de esta, y un Ciclo Rankine como ciclo inferior, con una unidad HRSG con dos niveles de presión (HP y LP). Si bien el desarrollo del balance de masa y energía, modelado y dimensionamiento de la etapa fue considerando dicho diseño, este fue concebido de forma preliminar bajo los criterios expuestos en el capítulo anterior, y en base a los cálculos desarrollados, que se mostrarán en esta sección, el diseño cambia considerablemente en ciertos aspectos, los cuales se describirán y detallarán de forma correspondiente.

Así, la etapa de generación se separa en 3 partes principales, que son: el Ciclo Brayton, el HRSG y el Ciclo Rankine (sin caldera). Debido a que los dos últimos componentes son dependientes del primero, el desarrollo de la etapa de generación completa se realizó de forma secuencial, es decir, una vez determinada la sub-etapa del Ciclo Brayton, se desarrollaron las siguientes, siguiendo con el HRSG, verificando la cantidad de calor aprovechable de los gases de salida de la turbina de gas, para finalmente resolver la sub-etapa del Ciclo Rankine, dependiente de la cantidad de vapor que es posible generar en el HRSG. En base a lo anterior, en las siguientes sub-secciones se muestran el balance de masa y energía, modelado y dimensionamiento por sub-etapas.

Por otro lado, consideraciones importantes que se tuvieron en cuenta durante los distintos desarrollos dentro de la etapa de generación fueron los siguientes:

- Se considera un régimen estacionario para toda la etapa.
- Los gases en el Ciclo Brayton, incluyendo los gases de salida, son considerados como gases ideales.
- En el Ciclo Brayton, se consideró un límite de 25 ppm para la concentración de gases  $NO_x$  en los gases de combustión<sup>3</sup>.
- A menos que se indique lo contrario, en los balances de cada equipo/turbomáquina se asumen cambios de energía cinética y potencial despreciables.
- No se dimensiona el área de intercambio para los intercambiadores dentro del HRSG ya que se asumen valores de Pinch y Approach típicos de centrales de Ciclo Combinado.

Además, para las sub-etapas que involucran la evaluación de entalpía y entropía en mezclas de gases ideales, se consideran las siguientes expresiones [14]:

$$N_i = \frac{m_i}{M_i}; X_i = \frac{N_i}{N}; M = \frac{m}{N}; m = \sum_{i=1}^j m_i; N = \sum_{i=1}^j N_i; M = \sum_{i=1}^j X_i \cdot M_i \quad (5.5)$$

$$X_i = \frac{P_i}{P}; \sum_{i=1}^j X_i = 1 \rightarrow \bar{h} = \sum_{i=1}^j X_i \cdot \bar{h}_i(T); \quad \bar{s} = \sum_{i=1}^j X_i \cdot \bar{s}_i(T, P_i) \quad (5.6)$$

<sup>3</sup> Decreto 13, Norma de Emisión para Centrales Termoeléctricas, MMA.

Donde:

- $N_i$ : número de moles del componente  $i$ .  $N_T$  sería el número total de moles en la mezcla [mol].
- $m_i$ : masa del componente  $i$ .  $m$  sería la masa total de la mezcla [kg].
- $M_i$ : masa molar del componente  $i$ .  $M$  es la masa molar promedio o aparente de la mezcla [kg/kmol].
- $X_i$ : fracción molar del componente  $i$  en la mezcla [-].
- $P_i$ : presión parcial del componente  $i$ .  $P$  es la presión de la mezcla [Pa].
- $\bar{h}_i$ : entalpía molar específica del componente  $i$  en la mezcla [kJ/kmol].
- $\bar{s}_i$ : entropía molar específica del componente  $i$  en la mezcla [kJ/kmolK].

### 5.1.1. Ciclo Brayton

El ciclo considerado consta de los componentes y puntos de interés mostrados en la Figura 5.1 y que se explican en la Tabla 5.1.

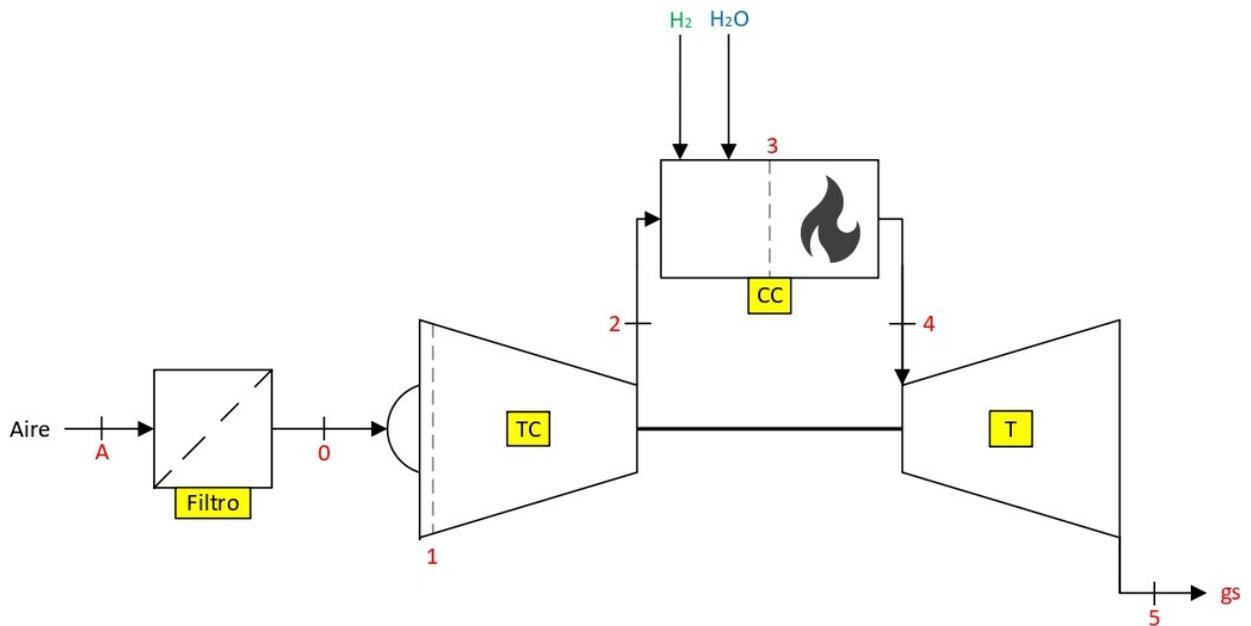


Figura 5.1: Componentes y puntos de interés del Ciclo Brayton.

Tabla 5.1: Procesos y puntos de interés dentro del Ciclo Brayton.

Inicio	Final	Fluido	Equipo	Proceso
A	0	Aire	Filtro	Acondicionamiento de aire que ingresa al ciclo de gas
0	1	Aire	Turbocompresor	Admisión de aire al Turbocompresor (TC)
1	2	Aire	Turbocompresor	Compresión de aire
2	3	Aire-Hidrógeno -Vapor de agua	Cámara de combustión	Ingreso a cámara de combustión (CC)
3	4	Gases de combustión	Cámara de combustión	Combustión de mezcla hidrógeno-vapor de agua
4	5	Gases de combustión	Turbina	Expansión de gases de combustión

En las siguientes sub-secciones se desarrollan y analizan los procesos principales del listado anterior.

### 5.1.1.1. Balances

#### 5.1.1.1.1. Acondicionamiento & Admisión

En primer lugar, el aire ambiental ingresa al filtro ( $A \rightarrow 0$ ), donde la temperatura y presión ambiental prácticamente se mantienen, pero la humedad se mantiene dentro del umbral aceptado por el turbocompresor, secándolo o humedeciéndolo previamente. Si bien esto modifica levemente la composición del aire que ingresa, este cambio es despreciable considerándose un proceso sin generación de trabajo, adiabático y manteniendo el flujo másico de aire prácticamente igual ( $\dot{m}_{aire}$ ), entonces:

$$T_A = T_0 \quad ; \quad P_A = P_0 \quad ; \quad \dot{m}_A = \dot{m}_0 = \dot{m}_{aire}$$

Con:

- $T_x$ : temperatura del aire en el punto x del ciclo [K].
- $P_x$ : presión del aire en el punto x del ciclo [bar].
- $\dot{m}_x$ : flujo másico de aire en el punto x del ciclo [kg/s].

Por otro lado, en el proceso de admisión ( $0 \rightarrow 1$ ) el estado termodinámico del aire cambia debido al fenómeno de *punto de estancamiento*, donde la velocidad del aire que ingresa se reduce considerablemente por una *cámara de tranquilización*, elemento característico de las turbinas de generación ubicada entre el filtro y la entrada al turbocompresor. Dicho cambio puede visualizarse en el siguiente diagrama:

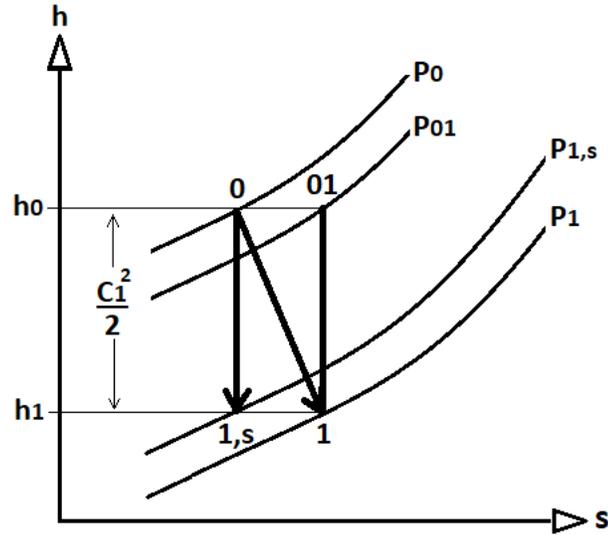


Figura 5.2: Diagrama h-s de proceso de admisión de aire al turbocompresor.

Así, considerando dicho fenómeno en la ecuación 5.1 para un régimen estacionario, con flujos másicos de entrada y salida iguales, sin generación de trabajo, entropía o flujos de calor y despreciando el cambio en la energía potencial, pero no el de energía cinética (con  $C$  = velocidad), se tiene lo siguiente:

$$h_0 + \frac{C_0^2}{2} = h_{1,s} + \frac{C_{1,s}^2}{2} \rightarrow C_{1,s} = \sqrt{2 \cdot (h_0 - h_{1,s})} \quad (5.7)$$

Que en conjunto a las expresiones de la velocidad del sonido para un gas ideal ( $c$ ) y el número de Mach ( $M_c$ ):

$$c = \sqrt{k \cdot R \cdot T} \quad ; \quad M_c = \frac{V}{c} \quad (5.8)$$

Se obtiene una expresión para calcular la temperatura de entrada al turbocompresor ( $T_1 = T_{1,s}$ ) mediante iteración sobre su valor:

$$M_{c,1} = \frac{\sqrt{2 \cdot (h_0 - h_{1,s}(T_1))}}{\sqrt{k \cdot R \cdot T_1}} \rightarrow \frac{M_{c,1}^2 \cdot k \cdot R}{2} = \frac{h_0 - h_{1,s}(T_1)}{T_1} \quad (5.9)$$

Donde:

- $M_{c,1}$ : número de Mach a la entrada del turbocompresor (0,4 – 0,6) [-].
- $h_0$ : entalpía específica del aire en el punto 0 del ciclo [kJ/kg].
- $h_{1,s}$ : entalpía específica isentrópica del aire en el punto 1 del ciclo [kJ/kg].
- $k$ : relación de calores específicos (1,4 como valor inicial para el aire como gas ideal) [-].
- $R$ : constante de los gases para el aire como gas ideal (0,287 [kJ/kgK]).
- $T_1$ : temperatura del aire a la entrada del turbocompresor [K].

Y en cuanto a la presión del punto 1 ( $P_1$ ), esta se puede obtener mediante el uso de la relación en la ecuación 5.10 para un proceso adiabático en un gas ideal, y el rendimiento de admisión ( $\eta_I = 0,93 - 0,97$ ) expresado en la ecuación 5.11. Así, la presión  $P_1$  viene dada por la ecuación 5.12, tal que:

$$\left(\frac{P_j}{P_i}\right)^{\left(\frac{k-1}{k}\right)} = \frac{T_j}{T_i} \quad (5.10)$$

$$\eta_I = \frac{P_{01}}{P_0} \rightarrow P_{01} = \eta_I \cdot P_0 \quad (5.11)$$

$$\frac{P_1}{P_{01}} = \left(\frac{T_{01}}{T_1}\right)^{\left(\frac{k}{1-k}\right)} = \left(\frac{T_0}{T_1}\right)^{\left(\frac{k}{1-k}\right)} \rightarrow P_1 = P_{01} \cdot \left(\frac{T_0}{T_1}\right)^{\left(\frac{k}{1-k}\right)} \quad (5.12)$$

Así, contando con la presión y temperatura del punto 1, se obtienen la entalpía y entropía específicas del aire como gas ideal:

$$h_1 = h(T_1) \text{ [kJ/kg]} \quad ; \quad s_1 = s(T_1, P_1) \text{ [kJ/kgK]}$$

#### 5.1.1.1.2. Compresión

Para el proceso de compresión en el turbocompresor se asume la relación de presiones de este como dato conocido ( $r_{TC}$ ) y que la presión a la salida de este ( $P_2$ ) es igual a la presión de salida isentrópica ( $P_{2,s}$ )(Figura 3.8.b), tal que:

$$P_2 = P_{2,s} \quad ; \quad r_{TC} = \frac{P_2}{P_1} \rightarrow P_2 = P_{2,s} = r_{TC} \cdot P_1 \quad (5.13)$$

Luego, para obtener la temperatura de salida isentrópica del turbocompresor ( $T_{2,s}$ ) se emplea la ecuación 5.10, iterando sobre el termino k, de tal manera que se comienza con el valor ideal ( $k_{id} = 1,4$ ), tal que:

$$T_{2,s,i} = T_1 \cdot \left(\frac{P_{2,s}}{P_1}\right)^{\left(\frac{k_{id}-1}{k_{id}}\right)} \rightarrow T_{prom} = \frac{T_1 + T_{2,s,i}}{2} \rightarrow k_i(T_{prom}) \rightarrow T_{2,s,i+1}(k_i) \quad (5.14)$$

Así, continuando la iteración hasta obtener una diferencia mínima entre  $T_{2,s,i}$  y  $T_{2,s,i+1}$ , se consigue el valor de  $T_{2,s}$ , además de  $k$ , y se calcula el trabajo isentrópico del turbocompresor ( $W_{TC,s}$ ), que viene dado por la ecuación 5.15 a continuación:

$$W_{TC,s} = h_{2,s}(T_{2,s}, P_{2,s}) - h_1(T_1, P_1) \quad (5.15)$$

Con:

- $h_{2,s}$ : entalpía específica isentrópica del aire en el punto 2 del ciclo [kJ/kg].

Luego, empleando la eficiencia isentrópica del turbocompresor ( $\eta_{TC,s} = 0,75 - 0,85$ ) se obtienen el trabajo interno del turbocompresor ( $W_{TC}$ ), la entalpía específica ( $h_2$ ), la entropía específica ( $s_2$ )y temperatura ( $T_2$ ) real a la salida de este, tal que:

$$\eta_{TC,s} = \frac{h_{2,s} - h_1}{h_2 - h_1} = \frac{W_{TC,s}}{W_{TC}} \rightarrow W_{TC} = \frac{W_{TC,s}}{\eta_{TC,s}} \rightarrow h_2 = W_{TC} + h_1 \rightarrow T_2(h_2) \quad (5.16)$$

$$\rightarrow s_2 = s(T_2, P_2) \quad (5.17)$$

### 5.1.1.1.3. Combustión

Las variables relacionadas a la combustión (2 → 4) son determinantes en cuanto a la cantidad de aire que debe ingresar al ciclo.

Como se inyectará vapor en la cámara de combustión para reducir la temperatura y la tasa de formación de gases  $NO_x$ , asumiendo que su contenido en los gases de salida baja considerablemente, la ecuación 3.5 de balance estequiométrico pasa a ser la siguiente:



Asumiendo que:

$$X_{H_2} + X_{H_2O} = 1 \quad ; \quad X_{O_2} = 0.21 \quad ; \quad X_{N_2} = 0.79 \quad (5.19)$$

Donde:

- $X_{H_2}$ : fracción molar de hidrógeno en la mezcla de hidrógeno-vapor [-].
- $X_{H_2O}$ : fracción molar de vapor de agua en la mezcla de hidrógeno-vapor [-].
- $Z_{st}$ : moles de aire en los reactantes para combustión estequiométrica [mol].
- $X_{O_2}$ : fracción molar de oxígeno en el aire [-].
- $X_{N_2}$ : fracción molar de nitrógeno en el aire [-].
- $b$ : moles de vapor de agua en los productos de combustión [mol].
- $c$ : moles de nitrógeno en los productos de combustión [mol].

Teniendo en cuenta que la mezcla entre hidrógeno y vapor de agua formulan como un mol de combustible (siguiendo la metodología de Gazzani et al., 2014 [31]), la relación de aire-combustible molar estequiométrica  $(\bar{A}/\bar{F})_{st}$  está dada por  $Z_{st}$ . Así, para un par  $(X_{H_2}, X_{H_2O})$  dado, el sistema de ecuaciones a resolver es el siguiente:

$$H : \quad X_{H_2} + X_{H_2O} = b \quad (5.20)$$

$$O : \quad X_{H_2O} + Z_{st} \cdot X_{O_2} \cdot 2 = b \quad (5.21)$$

$$N : \quad Z_{st} \cdot X_{N_2} = c \quad (5.22)$$

Así, del sistema anterior se obtienen  $Z_{st}$ ,  $b$  y  $c$ , además de  $(A/F)_{st}$  al aplicar la ecuación 3.6. Por otro lado, al considerar una combustión con exceso de aire ( $e\%$ ), como se realiza

comúnmente en turbinas de gas, el balance y la ecuación para el oxígeno en el sistema de ecuaciones pasan a ser las siguientes expresiones:

$$X_{H_2} \cdot H_2 + X_{H_2O} \cdot H_2O + Z(X_{O_2} \cdot O_2 + X_{N_2} \cdot N_2) \rightarrow b \cdot H_2O + c \cdot N_2 + d \cdot O_2 \quad (5.23)$$

$$O : X_{H_2O} + Z \cdot X_{O_2} \cdot 2 = b + 2 \cdot d \quad (5.24)$$

Con:

- $Z$ : moles de aire para una combustión con exceso de aire e % [mol].
- $d$ : moles de oxígeno en los productos de combustión [mol].

Para las expresiones anteriores se toman en cuenta un  $X_{H_2}$ ,  $X_{H_2O}$  y e % dados, donde:

$$Z = \left( \frac{e\%}{100} + 1 \right) \cdot Z_{st} = \left( \overline{A/F} \right) \quad (5.25)$$

Por otro lado, para obtener la temperatura de llama adiabática de la reacción descrita ( $T_{ad}$ ), término que se empleará en secciones siguientes para calcular la concentración de gases NOx en los productos de combustión, se empleó la plataforma *Chemical Equilibrium with Applications* o CEA<sup>4</sup>, un programa desarrollado por la NASA que calcula las concentraciones de productos en equilibrio químico a partir de cualquier conjunto de reactivos y determina las propiedades termodinámicas y de transporte de la mezcla de productos. Dicha plataforma, en su modalidad de combustión, requiere los siguientes parámetros de entrada: temperatura de reactantes, que se tiene para cada especie por separado; presión, evaluada en el punto 3 del ciclo ( $P_3$ ); especies combustibles y oxidantes, ingresando la composición molar del combustible ( $X_{H_2}$ ,  $X_{H_2O}$ ) y de la especie oxidante ( $X_{N_2}$ ,  $X_{O_2}$ ); y la relación (A/F) de la reacción evaluada. La determinación de cada parámetro se realizó como se describe en el listado a continuación:

1. **Temperatura de reactantes:** se requiere la temperatura del aire en el punto 2 ( $T_2$ ), la temperatura del hidrógeno ( $T_{H_2}$ ) y del vapor de agua ( $T_{H_2O}$ ) que ingresan a la cámara. En cuanto a estas últimas dos se les asignan los valores de 40°C y 300°C respectivamente [31].
2. **Presión:** si bien no hay premezcla de las especies que ingresan a la cámara de combustión, por conveniencia se asumió que en la difusión previa a la reacción se produce la mezcla de especies, considerada como una mezcla adiabática entre gases ideales en un volumen constante, tal que:

$$N_T = (X_{H_2} + X_{H_2O}) + Z \quad \rightarrow \quad X_{H_2,3} = \frac{X_{H_2}}{N_T} \quad ; \quad X_{H_2O,3} = \frac{X_{H_2O}}{N_T} \quad (5.26)$$

$$\rightarrow \quad X_{N_2,3} = \frac{Z \cdot X_{N_2}}{N_T} \quad ; \quad X_{O_2,3} = \frac{Z \cdot X_{O_2}}{N_T} \quad (5.27)$$

$$T_{ev} = X_{H_2,3} \cdot T_{H_2} + X_{H_2O,3} \cdot T_{H_2O} + (X_{N_2,3} + X_{O_2,3}) \cdot T_2 \quad (5.28)$$

<sup>4</sup> Chemical Equilibrium with Applications (CEA), NASA.

$$\rightarrow \bar{c}_{v,H_2,3} = M_{H_2} \cdot c_{v,H_2}(T_{ev}) \quad ; \quad \bar{c}_{v,H_2O,3} = M_{H_2O} \cdot c_{v,H_2O}(T_{ev}) \quad (5.29)$$

$$\rightarrow \bar{c}_{v,N_2,3} = M_{N_2} \cdot c_{v,N_2}(T_{ev}) \quad ; \quad \bar{c}_{v,O_2,3} = M_{O_2} \cdot c_{v,O_2}(T_{ev}) \quad (5.30)$$

$$\rightarrow a = X_{H_2,3} \cdot \bar{c}_{v,H_2,3} \quad ; \quad b = X_{H_2O,3} \cdot \bar{c}_{v,H_2O,3} \quad (5.31)$$

$$\rightarrow c = X_{N_2,3} \cdot \bar{c}_{v,N_2,3} \quad ; \quad d = X_{O_2,3} \cdot \bar{c}_{v,O_2,3} \quad (5.32)$$

$$T_3 = \frac{a \cdot T_{H_2} + b \cdot T_{H_2O} + (c + d) \cdot T_2}{(a + b + c + d)} \quad (5.33)$$

$$P_3 = \frac{(X_{H_2,3} + X_{H_2O,3} + X_{N_2,3} + X_{O_2,3}) \cdot T_3}{\left(\frac{X_{H_2,3} \cdot T_{H_2}}{P_{H_2}}\right) + \left(\frac{X_{H_2O,3} \cdot T_{H_2O}}{P_{H_2O}}\right) + \left(\frac{X_{N_2,3} \cdot T_2}{P_2}\right) + \left(\frac{X_{O_2,3} \cdot T_2}{P_2}\right)} \quad (5.34)$$

Donde:

- $N_T$ : número total de moles en la mezcla [mol].
- $X_{i,3}$ : fracción molar de la especie  $i$  en la cámara de combustión o punto 3 [-].
- $T_{ev}$ : temperatura a la cual se evalúan los calores específicos a volumen constante de las especies [K].
- $T_i$ : temperatura de la especie  $i$  en la entrada de la cámara de combustión [K].
- $M_i$ : masa molar de la especie  $i$  [kg/kmol].
- $c_{v,i}$ : calor específico a volumen constante de la especie  $i$  [kJ/kgK].
- $P_i$ : presión de la especie  $i$  a la entrada de la cámara de combustión. En el caso del aire ( $O_2$  y  $N_2$ ), se toma como la presión en el punto 2 del ciclo, mientras que la presión del hidrógeno y del vapor de agua se fijan y son iguales a [31]:

$$P_{H_2} = P_{H_2O} = P_2 + 10 \text{ [bar]} \quad (5.35)$$

Claramente el valor de  $P_3$  varía o se ve afectado por  $r_{TC}$  y  $e\%$ , determinados en base a la turbina a gas empleada para el ciclo.

3. **Especies combustibles y oxidantes:** si bien en la reacción de la ecuación 5.23 se considera al aire compuesto por solamente oxígeno y nitrógeno, en la plataforma se optó por usar la composición real del aire (disponible en el CEA), para hacer del resultado lo más cercano a la combustión real.
4. **Relación (A/F):** este valor es calculado según las fracciones  $X_{H_2}$  y  $X_{H_2O}$ , evaluadas en la reacción 5.23, y el exceso de aire requerido por la turbina modelada.

Así, ingresando los parámetros anteriores al CEA, se obtienen como resultados en forma de reporte: la temperatura de llama adiabática de la reacción ( $T_{ad}$ ), las fracciones molares de los productos de combustión, entre otros sin relevancia para el trabajo.

En cuanto a los gases resultantes de la combustión (3→4), en primer lugar se asume cierta ineficiencia para la conservación de la presión en la cámara ( $\eta_{PCC}$ ), con el objetivo de colocarse en el caso *menos favorable*, por lo que:

$$\eta_{PCC} = 0,97 - 0,99 \quad \rightarrow \quad P_4 = \eta_{PCC} \cdot P_3 \quad (5.36)$$

Luego, fijando la temperatura de entrada a la turbina (TIT) o *temperatura de firing* ( $T_4$ ) según la turbina a gas considerada, se calculan la entalpía y entropía de los gases de salida, tal que:

$$N_{gc} = b + c + d \rightarrow X_{gc,H_2O} = \frac{b}{N_{gc}} ; X_{gc,N_2} = \frac{c}{N_{gc}} ; X_{gc,O_2} = \frac{d}{N_{gc}} \quad (5.37)$$

$$\rightarrow M_{gc} = X_{gc,H_2O} \cdot M_{H_2O} + X_{gc,N_2} \cdot M_{N_2} + X_{gc,O_2} \cdot M_{O_2} \quad (5.38)$$

$$P_{i,H_2O} = P_4 \cdot X_{gc,H_2O} \quad ; \quad P_{i,N_2} = P_4 \cdot X_{gc,N_2} \quad ; \quad P_{i,O_2} = P_4 \cdot X_{gc,O_2} \quad (5.39)$$

$$\bar{s}_4 = X_{gc,H_2O} \cdot \bar{s}_{gc,H_2O}(T_4, P_{i,H_2O}) + X_{gc,N_2} \cdot \bar{s}_{gc,N_2}(T_4, P_{i,N_2}) + X_{gc,O_2} \cdot \bar{s}_{gc,O_2}(T_4, P_{i,O_2}) \quad (5.40)$$

$$\bar{s}_x(T, P_{i,x}) = \bar{s}_x(T, P_{atm}) - \bar{R} \cdot \ln \left( \frac{P_{i,x}}{P_{atm}} \right) \quad (5.41)$$

$$\bar{h}_4 = X_{gc,H_2O} \cdot \bar{h}_{gc,H_2O}(T_4) + X_{gc,N_2} \cdot \bar{h}_{gc,N_2}(T_4) + X_{gc,O_2} \cdot \bar{h}_{gc,O_2}(T_4) \quad (5.42)$$

$$h_4 = \frac{\bar{h}_4}{M_{gc}} \quad ; \quad s_4 = \frac{\bar{s}_4}{M_{gc}} \quad (5.43)$$

Donde:

- $N_{gc}$ : número total de moles en los gases de combustión [mol].
- $X_{gc,i}$ : fracción molar de la especie i en los gases de combustión [-].
- $M_{gc}$ : masa molar promedio de la mezcla de gases de combustión [kg/kmol].
- $M_i$ : masa molar de la especie i [kg/kmol].
- $P_{i,x}$ : presión parcial de la especie x en los gases de combustión [bar].
- $\bar{R}$ : constante universal de los gases, igual a 8,314 [kJ/kmolK].
- $\bar{s}_{gc,i}$ : entropía molar específica de la especie i en los gases de combustión [kJ/kmolK].
- $\bar{h}_{gc,i}$ : entalpía molar específica de la especie i en los gases de combustión [kJ/kmol].
- $h_4$ : entalpía específica de los gases de combustión en el punto 4 [kJ/kg].
- $s_4$ : entropía específica de los gases de combustión en el punto 4 [kJ/kgK].

#### 5.1.1.1.4. Expansión

En el proceso de expansión de los gases de combustión en la turbina (4→5), se asume que la presión de salida o  $P_5$  es cercana o igual a la presión atmosférica o  $P_A$ , y para obtener la temperatura de salida de la turbina ( $T_5$ ) se emplea la ecuación 5.10, asumiendo primero

una expansión isentrópica de los gases de combustión, debiendo iterar sobre el término  $k$  y siguiendo los mismos pasos que en 5.14, tal que:

$$P_5 = P_A = P_{5,s} \quad (5.44)$$

$$T_{5,s,i} = T_4 \cdot \left( \frac{P_{5,s}}{P_4} \right)^{\left( \frac{k_{id}-1}{k_{id}} \right)} \rightarrow T_{prom} = \frac{T_4 + T_{5,s,i}}{2} \rightarrow k_i(T_{prom}) \rightarrow T_{5,s,i+1}(k_i) \quad (5.45)$$

Así, contando con la presión y temperatura isentrópica a la salida de la turbina, calculo la entalpía y entropía isentrópicas de los gases de combustión en este punto, empleando las mismas relaciones de las ecuaciones 5.39 a 5.43:

$$P_{i,H_2O} = P_5 \cdot X_{gc,H_2O} \quad ; \quad P_{i,N_2} = P_5 \cdot X_{gc,N_2} \quad ; \quad P_{i,O_2} = P_5 \cdot X_{gc,O_2} \quad (5.46)$$

$$\bar{s}_{5,s} = X_{gc,H_2O} \cdot \bar{s}_{gc,H_2O}(T_{5,s}, P_{i,H_2O}) + X_{gc,N_2} \cdot \bar{s}_{gc,N_2}(T_{5,s}, P_{i,N_2}) + X_{gc,O_2} \cdot \bar{s}_{gc,O_2}(T_{5,s}, P_{i,O_2}) \quad (5.47)$$

$$\bar{h}_{5,s} = X_{gc,H_2O} \cdot \bar{h}_{gc,H_2O}(T_{5,s}) + X_{gc,N_2} \cdot \bar{h}_{gc,N_2}(T_{5,s}) + X_{gc,O_2} \cdot \bar{h}_{gc,O_2}(T_{5,s}) \quad (5.48)$$

$$h_{5,s} = \frac{\bar{h}_{5,s}}{M_{gc}} \quad ; \quad s_{5,s} = \frac{\bar{s}_{5,s}}{M_{gc}} \quad (5.49)$$

Así, se calcula el trabajo isentrópico de la turbina ( $W_{T,s}$ ) y mediante el uso de la eficiencia isentrópica de la turbina ( $\eta_{T,s} = 0,8 - 0,9$ ), se calcula el trabajo interno de la turbina ( $W_T$ ) y la entalpía específica a la salida de esta ( $h_5$ ):

$$W_{T,s} = h_4 - h_{5,s} \quad (5.50)$$

$$\eta_{T,s} = \frac{h_4 - h_5}{h_4 - h_{5,s}} = \frac{W_T}{W_{T,s}} \rightarrow W_T = \frac{W_{T,s}}{\eta_{T,s}} \rightarrow h_5 = W_T + h_4 \quad (5.51)$$

Para encontrar la temperatura de los gases de combustión a la salida de la turbina ( $T_5$ ), se evalúa la ecuación 5.48 para varias  $T_i$  entre  $T_4$  y  $T_A$ , generando una tabla de entalpía versus temperatura, buscando el  $T_i$  cuya  $h_i$  sea lo más cercana a  $h_5$ , entonces:

$$\text{Sea } T_i \text{ tal que: } T_4 < T_i < T_A \quad (5.52)$$

$$\rightarrow \bar{h}_i = X_{gc,H_2O} \cdot \bar{h}_{gc,H_2O}(T_i) + X_{gc,N_2} \cdot \bar{h}_{gc,N_2}(T_i) + X_{gc,O_2} \cdot \bar{h}_{gc,O_2}(T_i) \quad (5.53)$$

$$\rightarrow \text{Si: } \bar{h}_i(T_i) \approx \bar{h}_5 \rightarrow T_5 = T_i \quad (5.54)$$

En cuanto al valor de la entropía específica a la salida de la turbina ( $s_5$ ), se emplean las mismas relaciones de las ecuaciones 5.46, 5.47 y 5.49, evaluándolas en  $T_5$  y  $P_5$ .

#### 5.1.1.1.5. Potencia, Eficiencia y Otros

En primer lugar, para la generación de potencia del ciclo se deben considerar las ineficiencias asociadas a la transmisión del trabajo al eje, entonces, empleando la eficiencia de transmisión ( $\eta_{eje} = 0,97 - 0,99$ ), se tiene que los trabajos reales del turbocompresor y de la

turbina son:

$$W_{TC,eje} = \frac{W_{TC}}{\eta_{eje}} \quad ; \quad W_{T,eje} = W_T \cdot \eta_{eje} \quad (5.55)$$

En segundo lugar, para obtener la potencia neta del ciclo se calcularon los distintos flujos másicos dentro del ciclo, donde al emplear la ecuación 5.4 para el volumen de control que encierra el Ciclo Brayton de la figura 5.1, se tiene que:

$$\dot{m}_{aire} + \dot{m}_{H_2} + \dot{m}_{H_2O} = \dot{m}_{gs} \quad (5.56)$$

Con:

- $\dot{m}_{aire}$ : flujo másico de aire que ingresa al ciclo (0→2) [kg/s].
- $\dot{m}_{H_2}$ : flujo másico de hidrógeno que ingresa al ciclo [kg/s].
- $\dot{m}_{H_2O}$ : flujo másico de vapor de agua que ingresa al ciclo [kg/s].
- $\dot{m}_{gs}$ : flujo másico de gases de combustión que atraviesa la turbina y sale del ciclo (3→5) [kg/s].

Para los términos anteriores también se cumplen las siguientes relaciones para un par  $(X_{H_2}, X_{H_2O})$  dado:

$$DF = \frac{X_{H_2O} \cdot M_{H_2O}}{X_{H_2} \cdot M_{H_2}} = \frac{\dot{m}_{H_2O}}{\dot{m}_{H_2}} \quad ; \quad \dot{m}_{aire} = A/F \cdot (\dot{m}_{H_2} + \dot{m}_{H_2O}) \quad (5.57)$$

$$= A/F \cdot \dot{m}_{H_2} \cdot (1 + DF)$$

Así, combinando las relaciones anteriores con la ecuación 5.56, se tiene que:

$$\dot{m}_{gs} = \dot{m}_{H_2} \cdot (A/F + A/F \cdot DF + DF + 1) \quad (5.58)$$

Entonces, para un par  $(X_{H_2}, X_{H_2O})$  dado y  $\dot{m}_{gs}$  y  $e\%$  dependientes de la turbina a gas considerada, se obtienen el resto de flujos másicos según las relaciones anteriores. Además, también se calcula el trabajo neto en la turbina a gas y la potencia neta del ciclo, tal que:

$$W_{N,eje} = W_{T,eje} \cdot \frac{\dot{m}_{gs}}{\dot{m}_{aire}} - W_{TC,eje} \rightarrow \dot{W}_{N,eje} = \dot{m}_{aire} \cdot W_{N,eje} \quad (5.59)$$

Con:

- $W_{N,eje}$ : trabajo neto en el eje de la unidad turbogas [kJ/kgAire].
- $\dot{W}_{N,eje}$ : potencia neta del ciclo transmitida al eje [kW].

En cuanto al calor consumido por el ciclo, su eficiencia térmica y otros parámetros, estos

se calcularon mediante las siguientes expresiones:

$$\dot{Q}_{in} = \eta_{comb} \cdot \dot{m}_{H_2} \cdot LHV_{H_2} \rightarrow \eta_{th} = \frac{\dot{W}_{N,eje}}{\dot{Q}_{in}} \cdot 100 \quad (5.60)$$

$$Sfc = \frac{\dot{m}_{H_2} \cdot 3600}{\dot{W}_{N,eje}} \rightarrow HR = Sfc \cdot LHV_{H_2} \quad (5.61)$$

Donde:

- $\dot{Q}_{in}$ : potencia térmica aportada al ciclo mediante la combustión del  $H_2$  [kW]
- $\eta_{comb}$ : eficiencia de combustión (0,97 – 0,99).
- $LHV_{H_2}$ : poder calorífico inferior del hidrógeno (Tabla 3.4)(kJ/kg).
- $\eta_{th}$ : eficiencia térmica real del ciclo.
- $Sfc$ : consumo específico de combustible del ciclo ( $kgH_2/kWh$ )
- $HR$ : heat rate, o calor transferido al ciclo para producir una unidad neta de trabajo (kJ/kWh).

Por otro lado, y como se menciona en la sección 3.4, al combustionar hidrógeno con aire como comburente, y debido a las altas temperaturas alcanzadas con este combustible, es probable la formación de gases  $NO_x$  en la cámara de combustión de la turbina, por lo que para asegurar una baja concentración de estos en los gases de salida del Ciclo Brayton, se analiza la combustión de hidrógeno con inyección de vapor mediante la ecuación 5.62, de tal forma que la concentración sea siempre menor a 25 ppm [31].

$$EINOx = A \cdot \left( \frac{P_{C,IN}}{T_{C,IN}} \right)^B \cdot T_{PZ}^C \cdot e^{\frac{D}{T_{FL}}} \quad [ppmvd \ 15\% \ O_2] \quad (5.62)$$

Donde:

- A, B, C y D: Coeficientes fijos e iguales a  $1.3317 \times 10^{12}$ , 0,5,  $-0.6667$  y  $-40211$  respectivamente.
- $P_{C,IN}$ : Presión en la entrada del combustor o  $P_3$  [bar].
- $T_{C,IN}$ : Temperatura en la entrada del combustor [K].
- $T_{PZ}$ : Temperatura en la zona primaria del combustor [K], calculada como:

$$T_{PZ} = 0.5 \cdot (T_{FL} + T_{C,IN}) \quad (5.63)$$

- $T_{FL}$ : Temperatura de la llama [K], dada por:

$$T_{FL} = 0.75 \cdot STFT + 0.25 \cdot T(\phi) \quad (5.64)$$

- $STFT$ : Temperatura de llama homogénea estequiométrica ( $\phi = 1$ ) o adiabática de la mezcla  $H_2/\text{aire}/H_2O$  [K].
- $T(\phi)$ : Temperatura de llama homogénea con  $\phi \leq 1$  en la zona primaria, y que en este trabajo se considera igual a 1 [K].
- $\phi$ : Riqueza de la mezcla y definida como  $(A/F)_{st}/(A/F)$ .

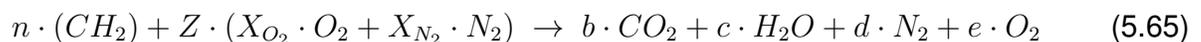
### 5.1.1.2. Modelado y Dimensionamiento

Tal y como se mencionó en la Sección 4.1.2, al día de hoy son pocas las empresas que ofrecen turbinas de gas capaces de funcionar con una concentración del 100 %  $H_2$  (en volumen). Sin embargo, en base a la información entregada en los catálogos de cada modelo, se asume la utilización de turbinas de gas de la empresa *Siemens*, ya que es la única que cuenta con la mayor cantidad de información requerida para modelar el funcionamiento de la etapa de generación. A continuación, se muestra una tabla con las características útiles obtenidas de dicho catálogo:

Tabla 5.2: Parámetros y datos de desempeño de turbinas de gas Siemens capaces de funcionar con 100 % vol.  $H_2$ .

Modelo	SGT-A65	SGT-A45	SGT-A35
Ciclo	Brayton Simple		
Frecuencia [Hz/RPM]	50/3000		
Potencia [MWe]	61,9	41	36,6
Eficiencia [%]	43,34	38,9	38,7
Heat Rate [kJ/kWh]	8307	9260	9298
Relación de Presiones [ $P_2/P_1$ ]	38,1	27,7	25,4
Flujo gases de salida [kg/s]	171	127	111
Temperatura de salida [°C]	441	477	489
Condiciones ambientales [°C/kPa]	15 / 101,325		

Si bien los parámetros mostrados en la tabla anterior parecen entregar toda la información necesaria, estos corresponden al funcionamiento nominal de las turbinas bajo condiciones ambientales estándar, uso de hidrocarburos de composición  $(CH_2)_n$  como combustible, 60 % de humedad relativa en el aire ambiental y sin pérdidas o ineficiencias relacionadas a la instalación. Lo anterior se traduce a que en los cálculos termodinámicos del ciclo se consideró el balance de combustión de la ecuación 5.65 y los parámetros de la tabla 5.3.



Los parámetros  $M_{c,1}$ ,  $\eta_{TC,s}$  y  $\eta_{T,s}$  de la tabla 5.3 se obtuvieron mediante iteración e ingeniería inversa tomando como base los datos de la tabla 5.2. Si bien la mayoría de estos no se alejan mucho de los habituales, todas las eficiencias de la turbina superan el valor típico máximo del 90 %, esto se explica por consideración de eficiencias unitarias mostradas en la tabla anterior.

Tabla 5.3: Parámetros requeridos para datos de catálogo.

Modelo	SGT-A65	SGT-A45	SGT-A35
Combustible	$CH_2 / n = 1$		
$M_{c,1}$	0,547	0,44	0,465
$\eta_I$	0,95		
$\eta_{TC,s}$	0,86	0,835	0,84
$\eta_{T,s}$	0,9324	0,9101	0,9117
$\eta_{TC,eje}$	1		
$\eta_{T,eje}$	1		
$\eta_{comb}$	1		

Entonces, para modelar el funcionamiento de las turbinas a gas con el uso de la mezcla de hidrógeno-vapor de agua se estimaron como parámetros de funcionamiento requeridos para los cálculos:

- $M_{c,1}$ : número de Mach a la entrada del turbocompresor de la turbina considerada en su funcionamiento nominal [-].
- $\eta_I$ : eficiencia de admisión a la entrada del turbocompresor [-].
- $\eta_{TC,s}$ : eficiencia isentrópica del turbocompresor [-].
- $\eta_{T,s}$ : eficiencia isentrópica de la turbina considerada [-].
- $TIT$ : la temperatura de firing o a la entrada de la turbina considerada [K].
- $r_{TC}$ : la relación de compresión en el turbocompresor [-].
- $\dot{m}_{gs}$ : el flujo másico de gases de salida de la turbina [kg/s].

Si bien todos los parámetros anteriores están dados por las tablas 5.2 y 5.3 o se pueden calcular al evaluarlos en el ciclo, estos son los correspondientes a condiciones ideales, por lo que se decidió mantener algunos de los parámetros de funcionamiento del ciclo con estos datos, para luego evaluarlos en un Ciclo Brayton que considerara ineficiencias en sus procesos. Dichos parámetros que se conservaron y los resultados "reales" de funcionamiento de cada turbina se muestran en la tabla siguiente:

Tabla 5.4: Parámetros conservados, modificados y evaluados para cada turbina.

<b>Parámetros mantenidos entre caso ideal y real</b>			
<b>Modelo</b>	SGT-A65	SGT-A45	SGT-A35
$\dot{m}_{gs}$ [kg/s]	171	127	111
$T_{gs}$ [°C]	441	477	489
$r_{TC}$ [-]	38,1	27,7	25,4
$M_{c,1}$ [-]	0,547	0,44	0,465
$\eta_I$ [-]	0,95		
$\eta_{TC,s}$ [-]	0,86	0,835	0,84
<b>Parámetros modificados</b>			
<b>Combustible</b>	Gas Natural ( $0.915CH_4 + 0.054C_2H_6 + 0.01C_3H_8 + 0.004C_4H_{10} + 0.011CO_2 + 0.006N_2$ )		
$\eta_{TC,eje}$ [-]	0,98		
$\eta_{T,eje}$ [-]	0,98		
$\eta_{comb}$ [-]	0,98		
<b>Resto de parámetros como resultado de parámetros modificados</b>			
Potencia [MWe]	50,31	32,57	29,07
Eficiencia [%]	35,94	31,51	31,38
Heat Rate [kJ/kWh]	10220	11657	11707
TIT [K]	1424,8	1392	1385,5
$\eta_{T,s}$ [-]	0,9153	0,8883	0,8869

Y así, los parámetros que finalmente se emplearán para cada turbina en la evaluación del Ciclo Brayton con mezcla de hidrógeno-vapor de agua, son los que aparecen en la tabla 5.5 a continuación:

Tabla 5.5: Parámetros considerados en evaluación de Ciclo Brayton con mezcla de hidrógeno-vapor de agua.

<b>Modelo</b>	SGT-A65 o A65	SGT-A45 o A45	SGT-A35 o A35
$M_{c,1}$	0,547	0,44	0,465
$\eta_I$	0,95		
$\eta_{TC,s}$	0,86	0,835	0,84
$\eta_{T,s}$ [-]	0,9153	0,8883	0,8869
TIT [K]	1424,8	1392	1385,5
$r_{TC}$ [-]	38,1	27,7	25,4
$\eta_{TC,eje}$ [-]	0,98		
$\eta_{T,eje}$ [-]	0,98		
$\eta_{comb}$ [-]	0,98		

Teniendo en cuenta estos parámetros, se pudieron evaluar los estados termodinámicos del ciclo entre los puntos A y 2, correspondientes al acondicionamiento, admisión y compresión del aire. Para ello solo se requieren los términos  $M_{c,1}$ ,  $\eta_I$ ,  $r_{TC}$ ,  $\eta_{TC,s}$  y  $\eta_{TC,eje}$ . Los estados termodinámicos (T,P,s) para dichos puntos se pueden observar en la tabla a continuación:

Tabla 5.6: Estados termodinámicos para los puntos A, 0, 1 y 2 para las turbinas modeladas.

Modelo	SGT-A65 o A65	SGT-A45 o A45	SGT-A35 o A35
$T_A$ o $T_0$ [K]	288,15		
$T_1$ [K]	271,91	277,43	276,23
$T_2$ [K]	820,53	779,71	755,27
$P_A$ o $P_0$ [bar]	1,01325		
$P_1$ [bar]	0,785712	0,84297	0,830277
$P_2$ [bar]	29,936	23,35	21,089
$s_A$ o $s_0$ [kJ/kgK]	6,822		
$s_1$ [kJ/kgK]	6,8365	6,8366	6,8366
$s_2$ [kJ/kgK]	6,9384	6,9535	6,9479

En cambio, para el resto de puntos dentro del ciclo existe una alta dependencia en el par  $(X_{H_2}, X_{H_2O},)$  evaluado. En primer lugar, define la relación  $\overline{A/F}_{st}$ , que en conjunto a los otros parámetros ya determinados, fija el  $e\%$  requerido para alcanzar las distintas  $TIT$  en cada turbina. Lo anterior mediante el balance de energía en la cámara de combustión, tal que:

$$\dot{Q}_{in} = \dot{m}_{gs} \cdot h_4 - \dot{m}_{H_2} \cdot h_{H_2} - \dot{m}_{H_2O} \cdot h_{H_2O} - \dot{m}_{aire} \cdot h_2 \quad (5.66)$$

Tomando en cuenta las ecuaciones 5.57 y 5.58, reemplazando en términos de  $\dot{m}_{H_2}$  y añadiendo la definición de  $\dot{Q}_{in}$ :

$$\begin{aligned} \eta_{comb} \cdot \dot{m}_{H_2} \cdot LHV_{H_2} &= h_4 \cdot \dot{m}_{H_2} \cdot (A/F + A/F \cdot DF + DF + 1) - h_{H_2} \cdot \dot{m}_{H_2} \\ &\quad - h_{H_2O} \cdot DF \cdot \dot{m}_{H_2} - h_2 \cdot \dot{m}_{H_2} \cdot A/F \cdot (1 + DF) \\ \eta_{comb} \cdot LHV_{H_2} &= h_4 \cdot (A/F + A/F \cdot DF + DF + 1) - h_{H_2} \\ &\quad - h_{H_2O} \cdot DF - h_2 \cdot A/F \cdot (1 + DF) \end{aligned}$$

Si bien la ecuación anterior podría despejarse para  $A/F$ , dado que los gases de salida de la cámara de combustión dependen de este parámetro para determinar su composición molar,  $h_4$  depende de este mismo parámetro, por lo cual para encontrar  $A/F$  en primer lugar se resuelve el balance estequiométrico (ecuación 5.23) para un par  $(X_{H_2}, X_{H_2O},)$  dado, para luego calcular  $\overline{A/F}_{st}$  e iterar sobre distintos valores de  $e\%$ , obteniendo así la relación  $A/F$  y el valor de  $h_4$  para verificar la siguiente ecuación hasta encontrar el  $e\%$  requerido:

$$\begin{aligned} \eta_{comb} \cdot LHV_{H_2} + h_{H_2} + h_{H_2O} \cdot DF &= h_4(A/F) \cdot (A/F + A/F \cdot DF + DF + 1) \\ &\quad - h_2 \cdot A/F \cdot (1 + DF) \end{aligned} \quad (5.67)$$

Otro de los valores determinados en base a la mezcla de hidrógeno-vapor de agua corresponde a la  $T_{ad}$ , y que como se mencionó en la sub-sección 5.1.1.1.3. también influye en la presión y temperatura del punto 3 del ciclo, que afectan directamente a la emisión de gases

$NO_x$  según la ecuación 5.62. Dadas las distintas características de cada turbina, para el mismo par  $(X_{H_2}, X_{H_2O})$  la concentración de gases  $NO_x$  cambia, por lo cual se debió evaluar la  $T_{ad}$  para cada una de las turbinas a distintas concentraciones de hidrógeno. La evolución de  $T_{ad}$  y  $EINO_x$  versus  $X_{H_2}$  entre 0,85 y 0,5 para cada turbina se muestran en el gráfico de la Figura 5.3, mientras que los valores graficados se pueden verificar en la Tabla 5.7.

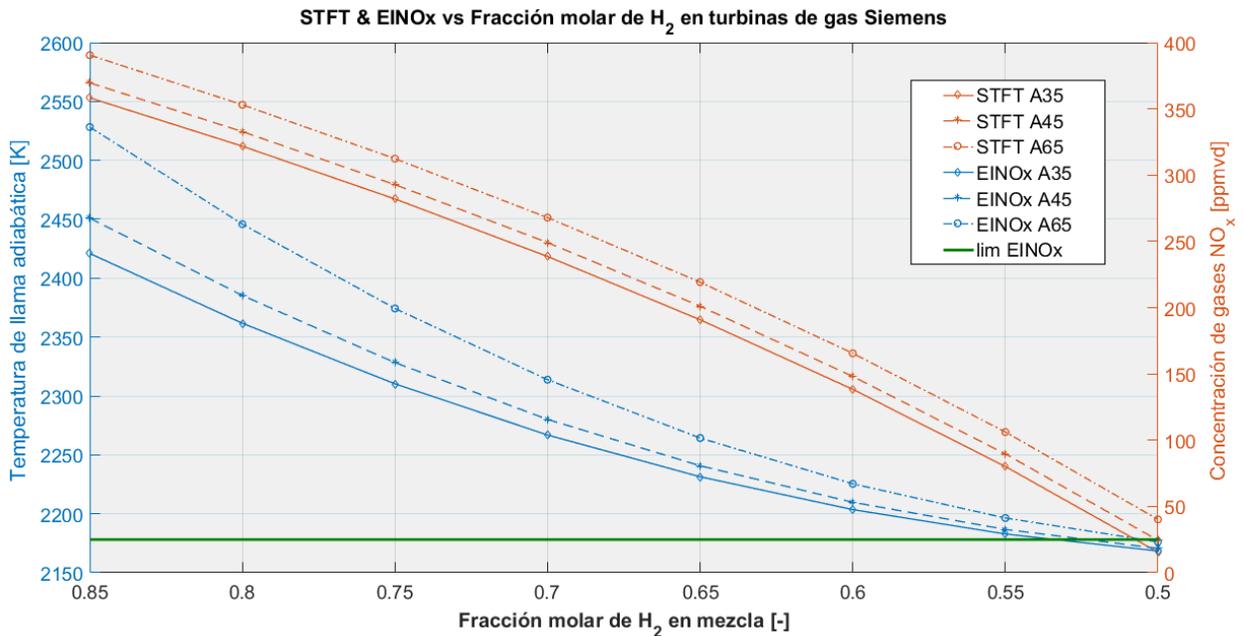


Figura 5.3: Temperatura de llama adiabática & concentración de gases  $NO_x$  en gases de salida para cada turbina considerada versus  $X_{H_2}$ .

Tabla 5.7: Valores de temperatura de llama adiabática y concentración de gases  $NO_x$  para distintas fracciones molares de hidrógeno.

Modelo	A35		A45		A65	
	$T_{ad}$ [K]	$NO_x$ [ppmvd]	$T_{ad}$ [K]	$NO_x$ [ppmvd]	$T_{ad}$ [K]	$NO_x$ [ppmvd]
0,85	2553	240,86	2566	267,57	2589	336,24
0,8	2512	188,17	2524	209,18	2547	262,96
0,75	2467	142,48	2479	158,51	2501	199,37
0,7	2418	103,89	2430	115,69	2451	145,60
0,65	2365	72,35	2376	80,66	2397	101,62
0,6	2306	47,62	2317	53,15	2336	67,05
0,55	2240	29,20	2251	32,65	2269	41,26
0,5	2167	<b>16,38</b>	2178	<b>18,35</b>	2195	<b>23,24</b>

En el gráfico de la Figura 5.3 la recta horizontal indica el valor límite de emisiones de gases  $NO_x$  (25 ppmvd), que en base a los resultados obtenidos, solo se logra cumplir la limitación de emisiones para todas las turbinas con  $X_{H_2} = 0,5$ , mientras que para el resto de valores se obtienen concentraciones de gases  $NO_x$  superiores al límite permitido. En base a esto, se

decidió limitar el resto de los cálculos dentro del ciclo para  $X_{H_2} = 0,5$ .

Así, considerando también  $\eta_{PCC} = 0,98$ , se siguen efectuando los cálculos para la expansión en el ciclo, resultando en el diagrama T-s para cada turbina que se puede visualizar en la Figura 5.4 y cuyos valores se pueden verificar en la Tabla 5.8.

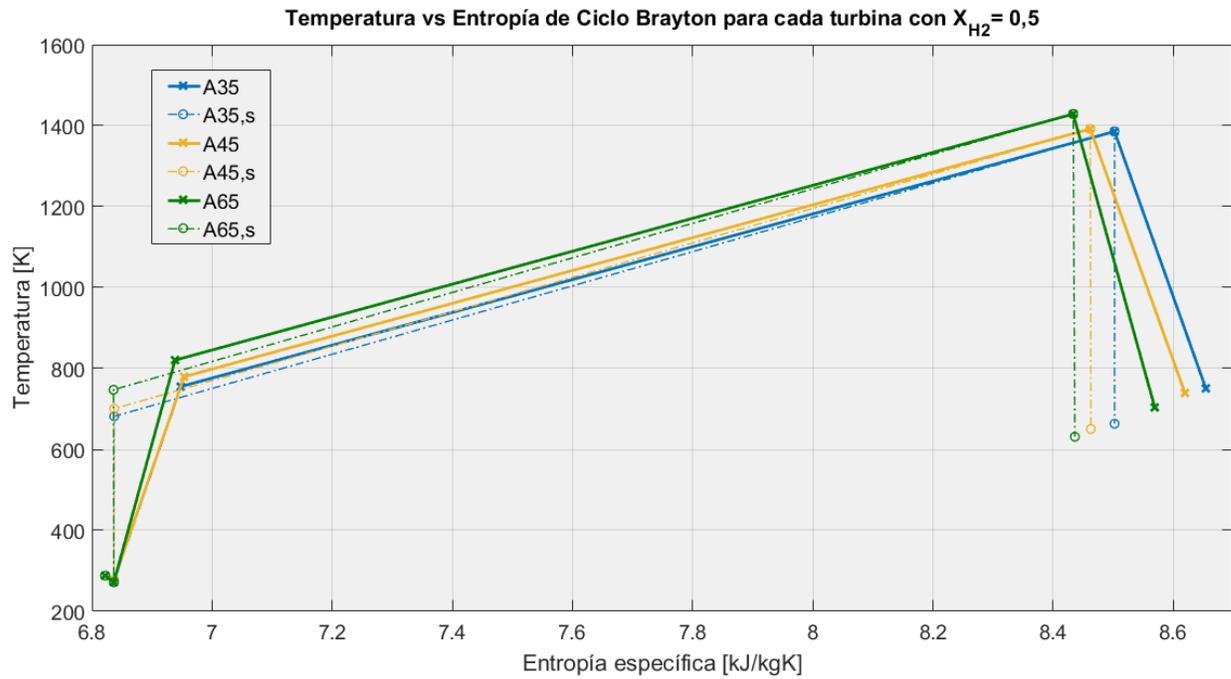


Figura 5.4: Gráfico T-s para el Ciclo Brayton con cada turbina y  $X_{H_2} = 0,5$ .

Tabla 5.8: Resultados de temperatura y entropía específica para cada punto del Ciclo Brayton y cada turbina con  $X_{H_2} = 0,5$ .

Modelo	A35		A45		A65	
	T [K]	s [kJ/kgK]	T [K]	s [kJ/kgK]	T [K]	s [kJ/kgK]
<b>Punto 0</b>	288,2	6,82	288,2	6,82	288,2	6,82
<b>Punto 1</b>	276,2	6,84	277,4	6,84	271,9	6,83
<b>Punto 2,s</b>	681,8	6,84	700,4	6,84	747,5	6,83
<b>Punto 2</b>	755,3	6,95	779,7	6,95	820,5	6,94
<b>Punto 3</b>	1385,5	8,50	1392,0	8,46	1428,8	8,43
<b>Punto 4,s</b>	663,5	8,50	650,6	8,46	631,3	8,43
<b>Punto 4</b>	750,7	8,65	739,4	8,62	704,1	8,57

Como bien se puede observar del gráfico en la Figura 5.4, no se considero el punto 3 dentro de este, debido a que como se mencionó anteriormente no existe realmente una premezcla de los flujos que ingresan a la cámara de combustión por lo que el punto 3 es ficticio para facilitar los cálculos de la temperatura adiabática mediante el CEA.

En cuanto a la generación de potencia del ciclo, en base a la ecuación 5.58 hay una total dependencia entre uno de los flujos másicos y el resto, ya que fijando el valor de uno determina el valor de todos los demás, y dado que varios de los valores fijados se relacionaban al funcionamiento del turbocompresor, se fija el flujo másico de aire que ingresa al turbocompresor al resultante de evaluar el Ciclo Brayton con los parámetros de la Tabla 5.4, o bien, al que aparece en la Tabla 5.9 junto a los otros flujos calculados, que aparece a continuación:

Tabla 5.9: Flujos másicos calculados para cada turbina.

Mod.	$\dot{m}_{aire}$ [ $\frac{kg}{s}$ ]	$DF$ [ $\frac{kg_{H_2O}}{kg_{H_2}}$ ]	$A/F_{st}$ [ $\frac{kg_{aire}}{kg_{H_2}}$ ]	$e$ % [%]	$A/F$ [ $\frac{kg_{aire}}{kg_{H_2}}$ ]	$\dot{m}_{H_2}$ [ $\frac{kg}{s}$ ]	$\dot{m}_{H_2O}$ [ $\frac{kg}{s}$ ]	$\dot{m}_{gs}$ [ $\frac{kg}{s}$ ]
A35	109,02	8,94	3,43	233,86	11,45	0,96	8,56	118,55
A45	124,79			241,86	11,72	1,07	9,57	135,44
A65	168,01			236,68	11,55	1,46	13,09	182,56

Un punto relevante a mencionar en relación a la tabla anterior, es que si bien los flujos másicos de gases de salida resultantes son levemente mayores a los originales, produciendo un aumento en la potencia final si se asume que los parámetros de diseño dentro de la turbina no se ven afectados, al cambiar la composición de los gases de salida hay un aumento considerable en el flujo volumétrico debido a la disminución en la densidad de estos gases en comparación al caso original, tal que al tomar por ejemplo el  $\dot{m}_{gs}$  de la turbina A35, al pasar este flujo a la composición y condiciones originales ( $CO_2 + H_2O + N_2 + O_2, T_{gs}$ ) el flujo volumétrico es igual a  $\dot{V}_{gs} = 243 [m^3/s]$ , mientras que para la composición y condiciones de la mezcla hidrógeno-vapor de agua ( $H_2O + N_2 + O_2, T_5$ ) se tiene que  $\dot{V}_{gs} = 280,77 [m^3/s]$ , un 15,5% mayor.

Dado que no se tiene mayor información acerca del diseño de las turbinas a gas consideradas como para evaluar si estas pueden adaptarse a dicho aumento volumétrico, se evaluarán dos opciones:

1. **Turbinas adaptables (TA):** primer caso en el que se asume que las etapas críticas dentro de las turbinas a gas sensibles al aumento de flujo volumétrico pueden adaptarse sin influir a los parámetros anteriormente evaluados.
2. **Turbinas no adaptables (TN):** segundo caso en el que se asume que no hay adaptación de las etapas críticas y que se deben disminuir los flujos másicos en base al  $\dot{V}_{gs}$  original. Dicha modificación se presenta en la Tabla 5.10. En esta opción también se asume que los parámetros de la Tabla 5.5 no se ven afectados.

Tabla 5.10: Flujos másicos calculados para opción de turbinas no adaptables (og = original).

Mod.	$\dot{m}_{gs,og}$ [ $\frac{kg}{s}$ ]	$\rho_{gs,og}$ [ $\frac{kg}{m^3}$ ]	$\dot{V}_{gs,og}$ [ $\frac{m^3}{s}$ ]	$\rho_{gs,H_2}$ [ $\frac{kg}{m^3}$ ]	$\dot{m}_{gs,TN}$ [ $\frac{kg}{s}$ ]	$\dot{m}_{H_2,TN}$ [ $\frac{kg}{s}$ ]	$\dot{m}_{H_2O,TN}$ [ $\frac{kg}{s}$ ]	$\dot{m}_{aire,TN}$ [ $\frac{kg}{s}$ ]
A35	111	0,4878	227,53	0,4222	96,07	0,78	6,94	88,35
A45	127	0,4956	256,23	0,4287	109,84	0,87	7,76	101,21
A65	171	0,5206	328,45	0,4502	147,86	1,19	10,60	136,08

Así, contando con los flujos máxicos del ciclo, se prosigue con el cálculo de potencia, eficiencia y otros valores para ambas opciones mediante las ecuaciones de la sub-sección 5.1.1.1.5., resultando en los valores de la Tabla 5.11 en la cual se diferencian los casos TA y TN mencionados.

Tabla 5.11: Potencia neta, eficiencia y otros resultados del Ciclo Brayton para cada turbina y para cada opción evaluada.

Mod.	Op.	$W_N$ [kJ/kg <sub>aire</sub> ]	$\dot{W}_N$ [MW]	$\dot{Q}_{in}$ [MW]	$\eta_{th}$ [%]	$Sfc$ [kgH <sub>2</sub> /kWh]	$HR$ [kJ/kWh]
A35	TA	391,42	42,67	112,66	37,88	0,0808	9698,30
A45		385,70	48,13	125,94	38,22	0,0801	9611,78
A65		437,97	73,58	172,17	42,74	0,0716	8594,97
A35	TN	391,42	34,58	91,30	37,88	0,0808	9698,30
A45		385,70	39,04	102,14	38,22	0,0801	9611,78
A65		437,97	59,60	139,44	42,74	0,0716	8594,97

Tal y como se puede observar de la tabla anterior, tanto la potencia neta generada en el eje como la potencia térmica que ingresa al ciclo cambian entre una opción y otra en base al mayor o menor flujo de gases en el ciclo, sin embargo, el resto de parámetros se mantiene constante para una misma turbina, esto debido a que el cambio de todos los flujos máxicos es en la misma proporción en el cálculo entre una opción y otra, por lo que al calcular, por ejemplo, la eficiencia térmica del ciclo, la relación  $\dot{m}_{aire}/\dot{m}_{H_2}$  se mantiene constante en ambas opciones al igual que el resto de parámetros evaluados. Esto no ocurre realmente al cambiar los flujos máxicos de gases dentro de una turbina a gas, ya que para mantener la misma velocidad de rotación o frecuencia, que es sumamente relevante para la generación eléctrica, al cambiar los flujos máxicos (y por ende la potencia generada) también se modifica la relación  $r_{TC}$ , que influye en todo el resto de variables analizadas según los cálculos de sub-secciones anteriores. Así, dicho fenómeno es un efecto de las suposiciones hechas anteriormente sobre los parámetros de funcionamiento de la turbina, estipulando que se mantienen constantes a pesar de los cambios de flujos máxicos, que en realidad al disminuir de una opción a otra, la eficiencia térmica también se reduciría, en base a los datos entregados por los mismos catálogos de las turbinas consideradas.

## 5.1.2. HRSG y Ciclo Rankine

En esta sección se desarrollan el HRSG y el Ciclo Rankine de forma complementaria, debido a la dependencia de este último sobre las condiciones de funcionamiento del HRSG.

Una vez los gases de combustión del Ciclo Brayton se expanden en la turbina, son liberados hacia la caldera recuperadora de calor generadora de vapor o HRSG, que como bien se mencionó en la sub-sección 4.1.1.6, será empleada para generar, por un lado, el vapor que se inyecta en la cámara de combustión (CC) del Ciclo Brayton, y por otro lado, vapor para un Ciclo Rankine (CR) de potencia (Figura 5.5). Si bien en la misma sub-sección se menciona que preliminarmente se optaría por un HRSG de dos niveles de presión, habiendo diseñado y evaluado varias opciones de HRSG distintas para implementar estos niveles, no se logró con-

cretar un diseño válido bajo las condiciones de inyección de vapor a la CC del Ciclo Brayton a una presión y temperatura fijas. En cambio, el diseño final contiene un solo nivel de presión que corresponde al requerido por el vapor que se inyecta al Ciclo Brayton ( $P_{CC}$ ), el cual genera un solo flujo de vapor que se divide en el dirigido a la CC y en el que va dirigido a la turbina de vapor del CR, que antes aumenta su temperatura mediante un sobrecalentador en el HRSG (Figura 5.6).

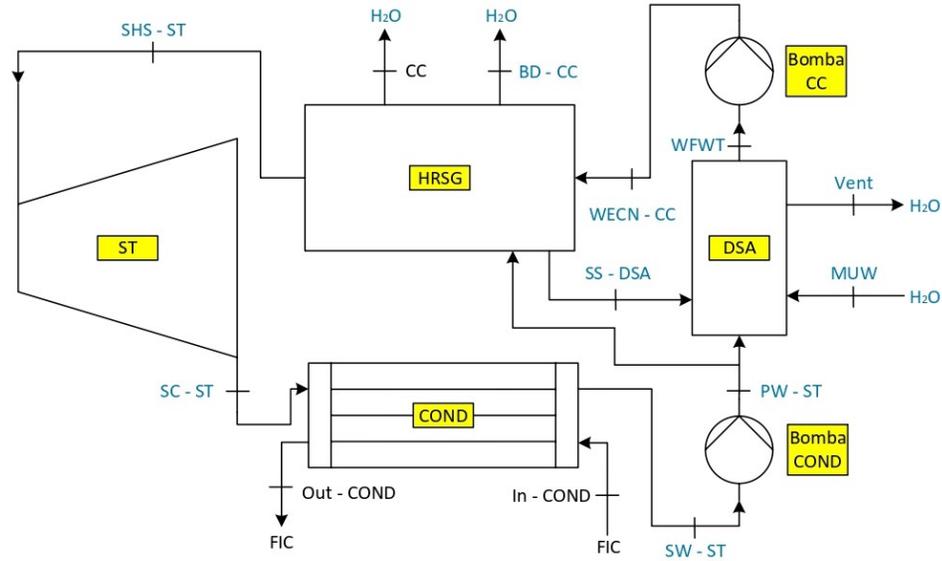


Figura 5.5: Componentes y puntos de interés del Ciclo Rankine.

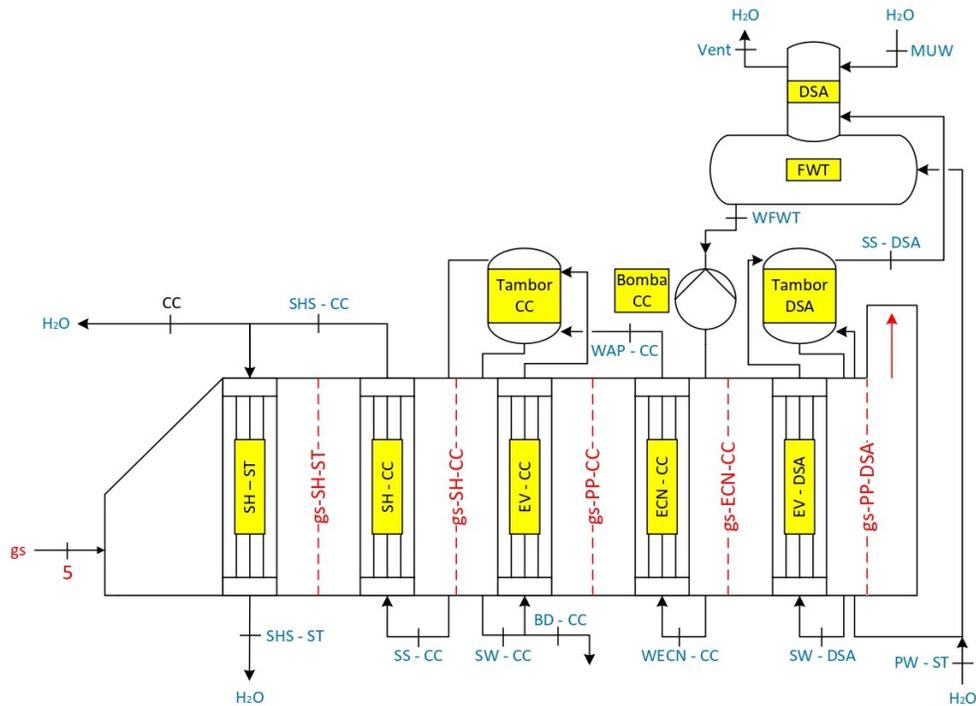


Figura 5.6: Componentes y puntos de interés del HRSG.

Los componentes y puntos de interés del HRSG y Ciclo Rankine mostrados en las Figuras

5.6 y 5.5 se relacionan mediante los procesos y equipos mencionados en las Tablas 5.12, 5.13 y 5.14.

Tabla 5.12: Procesos y puntos de interés dentro del HRSG. Flujo de gases de combustión.

Inicio	Final	Fluido	Equipo	Proceso
5	gs-SH-ST	Gases de combustión	Sobrecalentador SH-ST	Sobrecalentamiento de vapor para el CR
gs-SH-ST	gs-SH-CC	Gases de combustión	Sobrecalentador SH-CC	Sobrecalentamiento de vapor para CC y CR
gs-SH-CC	gs-PP-CC	Gases de combustión	Evaporador EV-CC	Evaporación de agua para CC y CR
gs-PP-CC	gs-ECN-CC	Gases de combustión	Economizador ECN-CC	Calentamiento de agua para CC y CR
gs-ECN-CC	gs-PP-DSA	Gases de combustión	Evaporador EV-DSA	Evaporación de agua para el DSA

Tabla 5.13: Procesos y puntos de interés dentro del HRSG. Flujo de agua/vapor.

Inicio	Final	Fluido	Equipo	Proceso
PW-ST	SW-DSA	Agua	Tambor DSA	Agua del CR es llevada al punto de saturación
SW-DSA	SS-DSA	Vapor de agua	Evaporador EV-DSA/ Tambor DSA	Agua saturada pasa a ser vapor saturado
PW-ST	WFWT	Agua	FWT/DSA	Agua del CR se mezcla con agua de alimentación (MUW) tratada en el DSA y el tanque de agua de alimentación (FWT)
SS-DSA	WFWT	Vapor de agua	FWT/DSA	Vapor saturado limpia en el DSA al MUW de gases disueltos
MUW	WFWT	Agua de alimentación	FWT/DSA	MUW ingresa al DSA para extraer los gases disueltos y mezclarse con el agua del HRSG
MUW	Vent	Vapor de agua-Gases disueltos	FWT/DSA	Vapor de agua con gases disueltos son liberados a la atmósfera
WFWT	WECN-CC	Agua	Bomba CC	Se eleva la presión del agua a la requerida (PCC)
WECN-CC	WAP-CC	Agua	Economizador ECN-CC	Se eleva la temperatura del agua a una cercana a la de saturación
WAP-CC	SW-CC	Agua	Tambor CC	Agua es llevada al punto de saturación
SW-CC	BD-CC	Agua	-	Agua con impurezas sólidas es purgada del ciclo
SW-CC	SS-CC	Vapor de agua	Evaporador EV-CC/ Tambor CC	Agua saturada pasa a ser vapor saturado
SS-CC	SHS-CC	Vapor de agua	Sobrecalentador SH-CC	Se eleva la temperatura del vapor saturado pasa a ser vapor sobrecalentado
SHS-CC	CC	Vapor de agua	-	Parte del vapor sobrecalentado se dirige hacia la CC del Ciclo Brayton
SHS-CC	SHS-ST	Vapor de agua	Sobrecalentador SH-ST	Parte del vapor es sobrecalentado aún más para dirigirse a la turbina de vapor del CR

Tabla 5.14: Procesos y puntos de interés dentro del Ciclo Rankine, excluyendo HRSG.

Inicio	Final	Fluido	Equipo	Proceso
SHS-ST	SC-ST	Vapor de agua	Turbina de vapor	Expansión de vapor de agua
SC-ST	SW-ST	Vapor de agua/ Agua	Condensador	Condensado de vapor de agua con título a agua saturada
In-COND	Out-COND	Agua o Aire	Condensador	Intercambio de calor desde vapor de agua hacia el FIC
SW-ST	PW-ST	Agua	Bomba de condensado	Bombeo de agua hacia el DSA

### 5.1.2.1. Balances

Para realizar el balance de masa y energía dentro del HRSG se debieron establecer ciertas condiciones o supuestos previos en relación a los distintos equipos que lo componen, las cuales se presentan y desarrollan a continuación:

$$P_{CC} = P_2 + 10 \text{ [bar]} \quad (5.68)$$

$$P_{DSA} = [0,35 - 0,5] \text{ [bar]} \quad (5.69)$$

$$P_{MUW} = P_{amb} \quad (5.70)$$

$$P_{FWT} = P_{Vent} = P_{PW-ST} = P_{DSA} \quad (5.71)$$

$$P_{COND} = P_{SC-ST} = [0,1 - 0,5] \text{ [bar]} \quad (5.72)$$

$$T_{SHS-CC} = 573.15 \text{ [K]} \quad (5.73)$$

$$T_5 > T_{gs-SH-ST} > T_{gs-SH-CC} \quad (5.74)$$

$$T_{SHS-ST} < T_5 - 20 \text{ [K]} = T_{SHS-ST-Lim} \quad (5.75)$$

$$T_{MUW} = T_{amb} \quad (5.76)$$

$$T_{COND,sat} > T_{amb} \quad (5.77)$$

$$T_{In,COND} = T_{amb} \quad (5.78)$$

$$T_{Out,COND} = T_{SC-ST} - Approach_{Out,COND} \quad (5.79)$$

$$\chi_{Vent} = 1 \quad (5.80)$$

$$\chi_{FWT} = 0 \quad (5.81)$$

$$\chi_{SC-ST} \geq 0,85 \quad (5.82)$$

$$\chi_{SW-ST} = 0 \quad (5.83)$$

$$\eta_{ab} = 0,99 \quad (5.84)$$

$$\eta_{ST,s} = 0,85 \quad (5.85)$$

$$\eta_{B,s} = 0,85 \quad (5.86)$$

$$BD = 0.004 \quad (5.87)$$

$$vent = 0.01 \quad (5.88)$$

$$Pinch, CC = 15 \text{ [K]} \quad (5.89)$$

$$Approach, CC = Approach_{Out,COND} = 8 \text{ [K]} \quad (5.90)$$

Donde:

- $P_{CC}$ : presión de funcionamiento del HRSG.
- $P_{DSA}$ : presión de funcionamiento del DSA.
- $P_{MUW}$ : presión de ingreso del agua de alimentación.
- $P_{FWT}$ : presión de funcionamiento del FWT.
- $P_{Vent}$ : presión de salida o ventilación del vapor saturado con gases disueltos.
- $P_{PW-ST}$ : presión del agua proveniente de la bomba de condensado del CR hacia el FWT.
- $P_{COND}$ : presión de funcionamiento del condensador.
- $P_{SC-ST}$ : presión del vapor de salida de la turbina de vapor.
- $T_{SHS-CC}$ : temperatura de vapor a la salida del sobrecalentador SHS-CC.
- $T_{gs-SH-ST}$ : temperatura de los gases de combustión en el punto gs-SH-ST.

- $T_{gs-SH-CC}$ : temperatura de los gases de combustión en el punto gs-SH-CC.
- $T_{SHS-ST}$ : temperatura de vapor a la salida del sobrecalentador SHS-ST, cuyo valor límite superior es  $T_{SHS-ST-Lim}$ .
- $T_{MUW}$ : temperatura del agua de alimentación.
- $T_{COND,sat}$ : temperatura de saturación del agua con presión  $P_{COND}$ .
- $T_{In,COND}$ : temperatura de ingreso del fluido intercambiador de calor (FIC) al condensador.
- $T_{Out,COND}$ : temperatura de salida del FIC del condensador.
- $T_{SC-ST}$ : temperatura del vapor a la salida de la turbina.
- $Approach_{Out,COND}$ : diferencia de temperatura entre vapor de salida de la turbina y del FIC a la salida del condensador.
- $\chi_{Vent}$ : título del vapor de ventilación.
- $\chi_{FWT}$ : título del agua en el FWT.
- $\chi_{SC-ST}$ : título del vapor a la salida de la turbina.
- $\chi_{SW-ST}$ : título del agua a la salida del condensador.
- $\eta_{ab}$ : eficiencia de absorción de calor de los intercambiadores de calor en el HRSG.
- $\eta_{ST,s}$ : eficiencia de expansión isentrópica de la turbina a vapor.
- $\eta_{B,s}$ : eficiencia de compresión isentrópica de la bomba de condensado y elevadora de presión.
- $BD$ : factor de *Blowdown* o fracción del flujo de vapor en el HRSG que es purgado mediante agua saturada del tambor CC para eliminar sólidos diluidos.
- $vent$ : factor de ventilación o fracción del flujo de vapor en el HRSG que es purgado mediante vapor saturado del DSA para eliminar gases disueltos en el MUW.
- $Pinch, CC$ : diferencia de temperatura entre gases de salida después del evaporador EV-CC y la temperatura de saturación del agua ( $T_{sat,CC}$ ) a  $P_{CC}$ .
- $Approach, CC$ : diferencia de temperatura entre  $T_{sat,CC}$  y agua que sale del economizador ECN-CC.

Por otro lado, hay relaciones entre los flujos másicos dentro del HRSG que se deben cumplir en base a la ecuación 5.3 para ciertos equipos o volúmenes de control, dado el régimen estacionario. Estas se tienen a continuación:

$$D_{gs} = \frac{\dot{m}_{CC}}{\dot{m}_{gs}} = \frac{\dot{m}_{H_2O}}{\dot{m}_{gs}} = \frac{\dot{m}_{H_2} \cdot DF}{\dot{m}_{H_2} \cdot (A/F + A/F \cdot DF + DF + 1)}$$

$$\rightarrow D_{gs} = \frac{DF}{(A/F + A/F \cdot DF + DF + 1)} \quad (5.91)$$

$$\dot{m}_{ST,CC} = \dot{m}_{CC} + \dot{m}_{ST} \quad (5.92)$$

$$\frac{\dot{m}_{ST,CC}}{\dot{m}_{gs}} = \frac{\dot{m}_{CC}}{\dot{m}_{gs}} + \frac{\dot{m}_{ST}}{\dot{m}_{gs}} = D_{gs} + \frac{\dot{m}_{ST}}{\dot{m}_{gs}} \quad (5.93)$$

$$\dot{m}_{BD} = BD \cdot \dot{m}_{ST,CC} \quad (5.94)$$

$$\dot{m}_{BD} + \dot{m}_{ST,CC} = (1 + BD) \cdot \dot{m}_{ST,CC} \quad (5.95)$$

$$\dot{m}_{Vent} = vent \cdot (1 + BD) \cdot \dot{m}_{ST,CC} \quad (5.96)$$

$$\dot{m}_{MUW} = \dot{m}_{Vent} + \dot{m}_{BD} + \dot{m}_{CC} \quad (5.97)$$

$$\dot{m}_{ST} = \dot{m}_{DSA}H + \dot{m}_{FWT} \quad (5.98)$$

$$1 = \frac{\dot{m}_{DSA}H}{\dot{m}_{ST}} + \frac{\dot{m}_{FWT}}{\dot{m}_{ST}} = x + y \quad (5.99)$$

$$\dot{m}_{DSA}H = \dot{m}_{ST} \cdot x \quad (5.100)$$

$$\dot{m}_{FWT} = \dot{m}_{ST} \cdot y = \dot{m}_{ST} \cdot (1 - x) \quad (5.101)$$

Donde:

- $D_{gs}$ : es la relación entre el flujo másico de vapor que va hacia la CC y el flujo másico de gases de salida de la turbina.
- $\dot{m}_{CC}$ : flujo másico de vapor dirigido hacia la CC del Ciclo Brayton ( $\dot{m}_{H_2O}$ ).
- $\dot{m}_{gs}$ : flujo másico de gases de combustión o de salida de la turbina de gas.
- $\dot{m}_{ST,CC}$ : flujo másico de vapor generado por el evaporador EV-CC.
- $\dot{m}_{ST}$ : flujo másico de vapor dirigido hacia la turbina del CR.
- $\dot{m}_{BD}$ : flujo másico de agua saturada purgada o de *Blowdown* desde el tambor CC.
- $\dot{m}_{Vent}$ : flujo másico de vapor liberado con gases disueltos desde el DSA.
- $\dot{m}_{MUW}$ : flujo másico de agua de alimentación que ingresa al ciclo.
- $\dot{m}_{DSA}H$ : flujo másico de agua dirigida hacia el evaporador EV-DSA. Fracción x de  $\dot{m}_{ST}$ .

- $\dot{m}_{FWT}$ : flujo másico de agua dirigida hacia el FWT. Fracción y o (1-x) de  $\dot{m}_{ST}$ .

Para continuar con el balance de masa y energía en el HRSG, se determinan varios volúmenes de control que permitan descifrar las propiedades termodinámicas de los puntos de interés listados en las Tablas 5.13 y 5.12, asumiendo conocidos los valores de  $\dot{m}_{ST}$  y  $P_{COND}$  que permitan cumplir con las condiciones y supuestos anteriores. En las siguientes sub-secciones se analizan los balances de cada volumen de control dentro del HRSG.

#### 5.1.2.1.1. Volumen de Control A

Este volumen de control contiene y considera a los equipos SH-CC, EV-CC y Tambor CC en el HRSG. Los flujos y puntos de interés se muestran en el esquema de la Figura 5.7 a continuación:

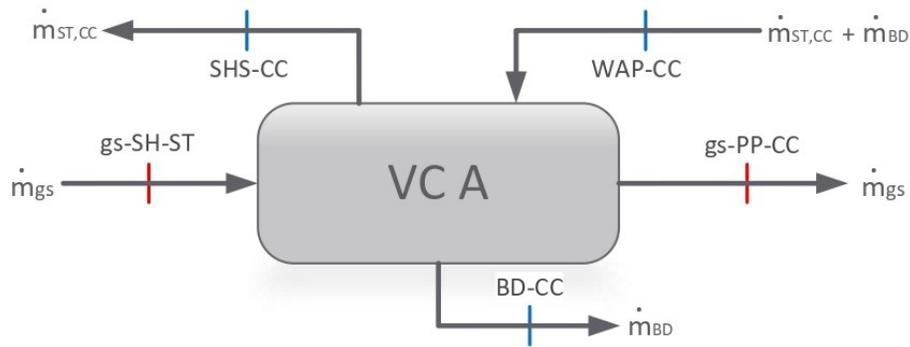


Figura 5.7: Esquema de volumen de control A en HRSG.

Al efectuar un balance de energía mediante la ecuación 5.2, considerando un proceso adiabático y sin generación de trabajo, se llega a la siguiente expresión:

$$\dot{m}_{gs} \cdot h_{gs-SH-ST} + (\dot{m}_{ST,CC} + \dot{m}_{BD}) \cdot h_{WAP-CC} = \dot{m}_{BD} \cdot h_{BD-CC} + \dot{m}_{ST,CC} \cdot h_{SHS-CC} + \dot{m}_{gs} \cdot h_{gs-PP-CC} \quad (5.102)$$

Que al dejar en términos de  $\dot{m}_{gs}$  y  $\dot{m}_{ST,CC}$  mediante las ecuaciones 5.94 y 5.95, pasa a ser:

$$\dot{m}_{gs} \cdot (h_{gs-SH-ST} - h_{gs-PP-CC}) = \dot{m}_{ST,CC} \cdot (h_{SHS-CC} + BD \cdot h_{BD-CC}) - \dot{m}_{ST,CC} \cdot (1 + BD) \cdot h_{WAP-CC}$$

Por otro lado, si bien se consideró el proceso adiabático, se asume una eficiencia de absorción entre los intercambiadores de calor y los gases de combustión. Esto más el hecho de que  $h_{BD-CC} = h_{SW-CC}$ , convierte la ecuación anterior en la siguiente:

$$\dot{m}_{gs} \cdot (h_{gs-SH-ST} - h_{gs-PP-CC}) \cdot \eta_{ab} = \dot{m}_{ST,CC} \cdot (h_{SHS-CC} + BD \cdot h_{SW-CC}) - \dot{m}_{ST,CC} \cdot (1 + BD) \cdot h_{WAP-CC}$$

De la ecuación anterior, la única variable desconocida corresponde a la entalpía del punto gs-SH-ST, por lo que al despejar queda que:

$$h_{gs-SH-ST} = \left( \frac{D_{gs} + \frac{\dot{m}_{ST}}{\dot{m}_{gs}}}{\eta_{ab}} \right) \cdot (h_{SHS-CC} + BD \cdot h_{SW-CC} - (1 + BD) \cdot h_{WAP-CC}) + h_{gs-PP-CC} \quad [kJ/kg] \quad (5.103)$$

Así, contando con la entalpía específica del punto gs-SH-ST y mediante la metodología empleada en el Ciclo Brayton para los gases de combustión, se obtiene  $T_{gs-SH-ST}$  y el resto de propiedades termodinámicas.

#### 5.1.2.1.2. Volumen de Control B

Este volumen de control contiene y considera al sobrecalentador SH-CC en el HRSG. Los flujos y puntos de interés se muestran en el esquema de la Figura 5.8 a continuación:

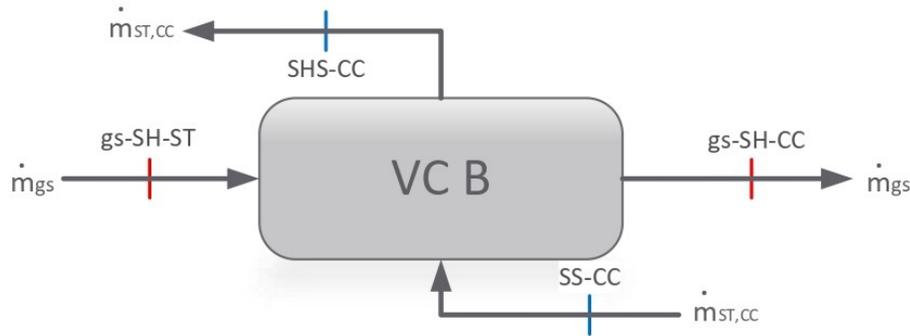


Figura 5.8: Esquema de volumen de control B en HRSG.

Siguiendo un algoritmo similar al volumen de control anterior, se tiene que el balance de energía es el siguiente:

$$\dot{m}_{gs} \cdot (h_{gs-SH-ST} - h_{gs-SH-CC}) \cdot \eta_{ab} = \dot{m}_{ST,CC} \cdot (h_{SHS-CC} - h_{SS-CC}) \quad (5.104)$$

De la ecuación anterior, la única variable desconocida corresponde a la entalpía del punto gs-SH-CC, por lo que al despejar queda que:

$$h_{gs-SH-CC} = h_{gs-SH-ST} - \left( \frac{D_{gs} + \frac{\dot{m}_{ST}}{\dot{m}_{gs}}}{\eta_{ab}} \right) \cdot (h_{SHS-CC} - h_{SS-CC}) \quad (5.105)$$

Así, contando con la entalpía específica del punto gs-SH-CC y mediante la metodología empleada en el Ciclo Brayton para los gases de combustión, se obtiene  $T_{gs-SH-CC}$  y el resto de propiedades termodinámicas.

### 5.1.2.1.3. Volumen de Control D

Este volumen de control contiene y considera al sobrecalentador SH-ST en el HRSG. Los flujos y puntos de interés se muestran en el esquema de la Figura 5.9 a continuación:

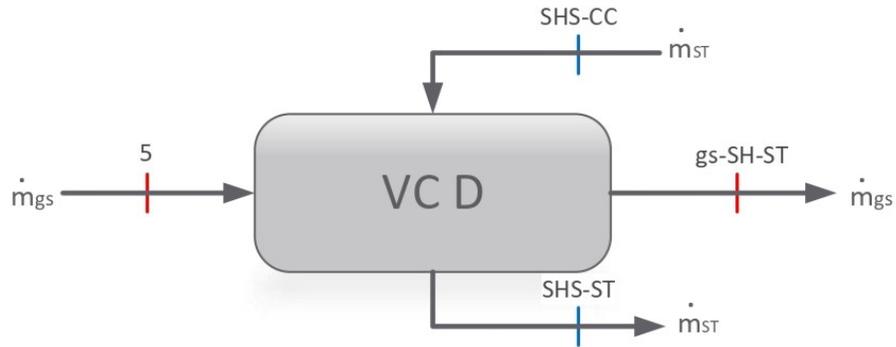


Figura 5.9: Esquema de volumen de control D en HRSG.

Siguiendo un algoritmo similar al volumen de control anterior, se tiene que el balance de energía es el siguiente:

$$\dot{m}_{gs} \cdot (h_5 - h_{gs-SH-ST}) \cdot \eta_{ab} = \dot{m}_{ST} \cdot (h_{SHS-ST} - h_{SHS-CC}) \quad (5.106)$$

De la ecuación anterior, la única variable desconocida corresponde a la entalpía del punto SHS-ST, por lo que al despejar queda que:

$$h_{SHS-ST} = \left( \frac{\eta_{ab} \cdot \dot{m}_{gs}}{\dot{m}_{ST}} \right) \cdot (h_5 - h_{gs-SH-ST}) + h_{SHS-CC} \quad (5.107)$$

Así, contando con la entalpía específica del punto SHS-ST y la presión del vapor sobrecalentado ( $P_{CC}$ ), se obtienen el resto de propiedades termodinámicas.

### 5.1.2.1.4. Volumen de Control E

Este volumen de control contiene y considera a la turbina de vapor ST. Los flujos y puntos de interés se muestran en el esquema de la Figura 5.10.

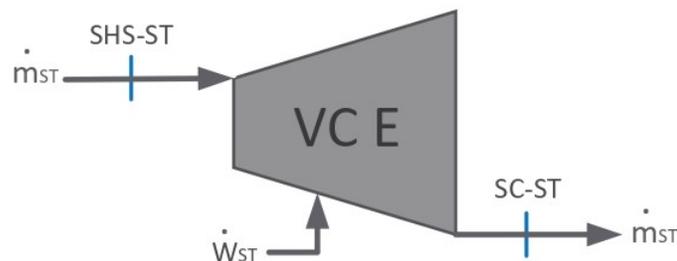


Figura 5.10: Esquema de volumen de control E en HRSG.

Habiendo supuesto una presión de salida dada por  $P_{COND}$  se calcula en primer lugar la entropía del punto SHS-ST, para luego obtener la entalpía específica isentrópica del punto

SC-ST, o:

$$h_{SC-ST,s} = h(s_{SHS-ST}) \quad (5.108)$$

Así, mediante la eficiencia isentrópica de la turbina se obtiene la entalpía específica "real" del punto SC-ST, tal que:

$$\eta_{ST,s} = \frac{h_{SHS-ST} - h_{SC-ST}}{h_{SHS-ST} - h_{SC-ST,s}}$$

$$\rightarrow h_{SC-ST} = h_{SHS-ST} - \eta_{ST,s} \cdot (h_{SHS-ST} - h_{SC-ST,s}) \quad (5.109)$$

Luego, el trabajo interno efectuado por la turbina, el trabajo traspasado al eje y la potencia generada, asumiendo que  $\eta_{T,eje} = 0,98$ , pueden evaluarse mediante las siguientes expresiones:

$$W_{ST} = h_{SHS-ST} - h_{SC-ST} \text{ [kJ/kg]} \quad (5.110)$$

$$W_{ST,eje} = W_{ST} \cdot \eta_{T,eje} \quad (5.111)$$

$$\dot{W}_{ST,eje} = W_{ST,eje} \cdot \dot{m}_{ST} \text{ [kW]} \quad (5.112)$$

Entonces, siempre y cuando se cumpla la condición 5.82, se obtienen el resto de propiedades del punto SC-ST.

#### 5.1.2.1.5. Volumen de Control F

Este volumen de control contiene y considera al condensador. Los flujos y puntos de interés se muestran en el esquema de la Figura 5.11 a continuación:



Figura 5.11: Esquema de volumen de control F para la opción 1 de HRSG.

Dado que la tarea de este equipo es llevar el vapor con título (SC-ST) a agua saturada (SW-ST), el calor de condensación, que es el calor que debe extraer el FIC del flujo de vapor, y la potencia térmica a suplir, vienen dadas por:

$$Q_{COND} = h_{SC-ST} - h_{SW-ST} \text{ [kJ/kg]} \quad (5.113)$$

$$\dot{Q}_{COND} = Q_{COND} \cdot \dot{m}_{ST} \quad (5.114)$$

Por otro lado, asumiendo un valor de  $Approach_{Out,COND}$  razonable y dependiendo considerablemente del tipo de fluido intercambiador de calor empleado, se puede calcular el flujo de FIC a suplir en el condensador, el cual es:

$$\dot{m}_{FIC} = \frac{\dot{Q}_{COND}}{h_{Out-COND} - h_{In-COND}} \quad (5.115)$$

#### 5.1.2.1.6. Volumen de Control G

Este volumen de control contiene y considera a la bomba de condensado y es empleada sólo si  $P_{PW-ST} > P_{COND}$ , en caso contrario no se cuenta dentro del balance, debido a que en dicho caso se emplearía una bomba para compensar la pérdida de carga en las tuberías, cuya consideración no está dentro de los alcances del trabajo. Los flujos y puntos de interés se muestran en el esquema de la Figura 5.12 a continuación:

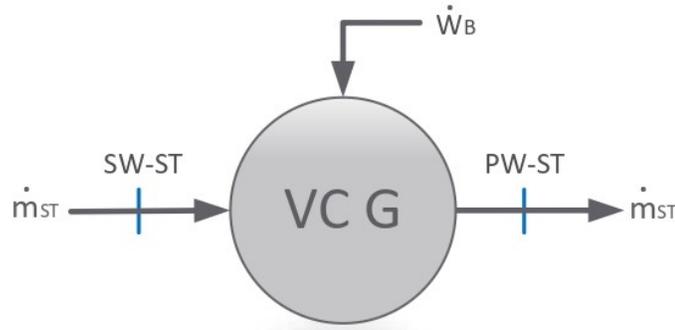


Figura 5.12: Esquema de volumen de control G para la opción 1 de HRSG.

El trabajo isentrópico de la bomba y su eficiencia isentrópica vienen dadas por las siguientes ecuaciones:

$$W_{B,s} = v_{SW-ST} \cdot (P_{PW-ST} - P_{SW-ST}) \quad (5.116)$$

$$\eta_{B,s} = \frac{W_{B,s}}{h_{PW-ST} - h_{SW-ST}} \quad (5.117)$$

Así, para encontrar la entalpía específica del punto PW-ST se reacomoda la ecuación anterior, convirtiéndose en:

$$h_{PW-ST} = \frac{v_{SW-ST} \cdot (P_{PW-ST} - P_{SW-ST})}{\eta_{B,s}} + h_{SW-ST} \quad [\text{kJ/kg}] \quad (5.118)$$

Finalmente, la potencia consumida por la bomba viene dada por:

$$\dot{W}_B = \dot{m}_{ST} \cdot (h_{PW-ST} - h_{SW-ST}) \quad [\text{kW}] \quad (5.119)$$

#### 5.1.2.1.7. Volumen de Control H

Este volumen de control contiene y considera a la bomba elevadora de presión en el HRSG. Los flujos y puntos de interés se muestran en el esquema de la Figura 5.13 a continuación:

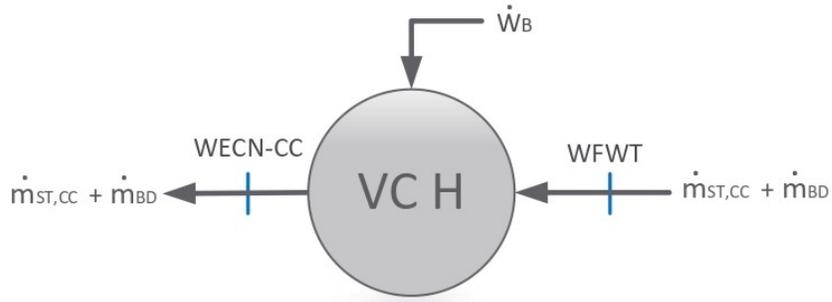


Figura 5.13: Esquema de volumen de control H para la opción 1 de HRSG.

El trabajo isentrópico de la bomba y su eficiencia isentrópica vienen dadas por las siguientes ecuaciones:

$$W_{B,s} = v_{WFWT} \cdot (P_{WECN-CC} - P_{WFWT}) \quad (5.120)$$

$$\eta_{B,s} = \frac{W_{B,s}}{h_{WECN-CC} - h_{WFWT}} \quad (5.121)$$

Así, para encontrar la entalpía específica del punto WECN-CC se reacomoda la ecuación anterior, convirtiéndose en:

$$h_{WECN-CC} = \frac{v_{WFWT} \cdot (P_{WECN-CC} - P_{WFWT})}{\eta_{B,s}} + h_{WFWT} \quad [\text{kJ/kg}] \quad (5.122)$$

Finalmente, la potencia consumida por la bomba viene dada por:

$$\dot{W}_B = (\dot{m}_{ST,CC} + \dot{m}_{BD}) \cdot (h_{WECN-CC} - h_{WFWT}) \quad [\text{kW}] \quad (5.123)$$

#### 5.1.2.1.8. Volumen de Control I

Este volumen de control contiene y considera al economizador ECN-CC en el. Los flujos y puntos de interés se muestran en el esquema de la Figura 5.14 a continuación:

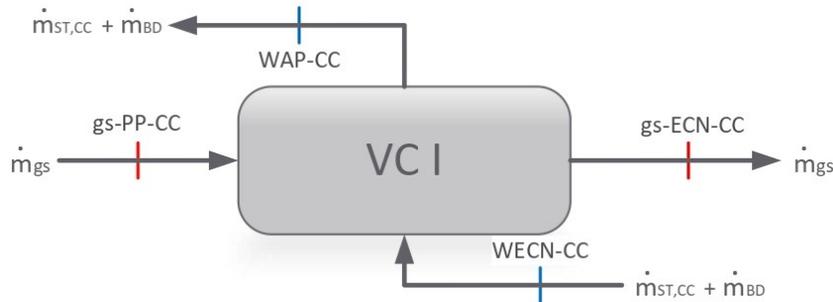


Figura 5.14: Esquema de volumen de control I para la opción 1 de HRSG.

Siguiendo un algoritmo similar al volumen de control B, se tiene que el balance de energía

es el siguiente:

$$\dot{m}_{gs} \cdot (h_{gs-ECN-CC} - h_{gs-PP-CC}) \cdot \eta_{ab} = (\dot{m}_{ST,CC} + \dot{m}_{BD}) \cdot (h_{WAP-CC} - h_{WE-CN-CC}) \quad (5.124)$$

De la ecuación anterior, la única variable desconocida corresponde a la entalpía específica del punto gs-ECN-CC, por lo que al despejar queda que:

$$h_{gs-ECN-CC} = h_{gs-PP-CC} - \left( \frac{(1 + BD)}{\eta_{ab}} \right) \cdot \left( D_{gs} + \frac{\dot{m}_{ST}}{\dot{m}_{gs}} \right) \cdot (h_{WAP-CC} - h_{WE-CN-CC}) \quad (5.125)$$

Así, contando con la entalpía específica del punto gs-ECN-CC y mediante la metodología empleada en el Ciclo Brayton para los gases de combustión, se obtiene  $T_{gs-ECN-CC}$  y el resto de propiedades termodinámicas.

#### 5.1.2.1.9. Volumen de Control J

Este volumen de control contiene y considera al desaireador DSA y el tanque de agua de alimentación FWT. Los flujos y puntos de interés se muestran en el esquema de la Figura 5.15 a continuación:

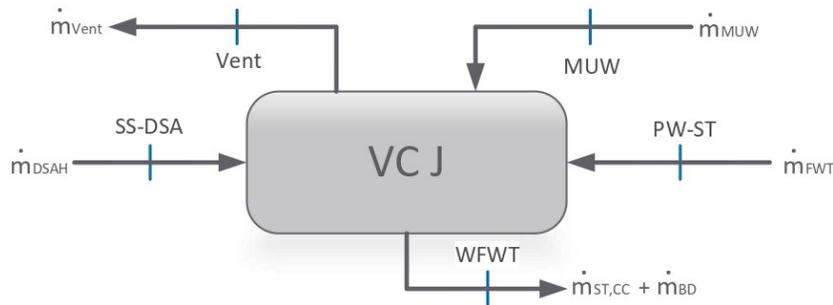


Figura 5.15: Esquema de volumen de control J para la opción 1 de HRSG.

Efectuando un balance de energía mediante la ecuación 5.2, considerando un proceso adiabático y sin generación de trabajo, se llega a la siguiente expresión:

$$\dot{m}_{Vent} \cdot h_{Vent} + (\dot{m}_{ST,CC} + \dot{m}_{BD}) \cdot h_{WFWT} = \dot{m}_{MUW} \cdot h_{MUW} + \dot{m}_{FWT} \cdot h_{PW-ST} + \dot{m}_{DSA H} \cdot h_{SS-DSA} \quad (5.126)$$

Luego, aplicando las ecuaciones 5.95, 5.100 y 5.101, y despejando la fracción de flujo dirigida hacia el equipo EV-DSA, o  $x$ , se tiene que:

$$x = \frac{(1 + BD) \cdot \dot{m}_{ST,CC} \cdot (vent \cdot h_{Vent} + h_{WFWT}) - \dot{m}_{MUW} \cdot h_{MUW} - \dot{m}_{ST} \cdot h_{PW-ST}}{\dot{m}_{ST} \cdot (h_{SS-DSA} - h_{PW-ST})} \quad (5.127)$$

Así, se obtiene la división del flujo proveniente de la bomba de condensado hacia el HRSG.

#### 5.1.2.1.10. Volumen de Control K

Este volumen de control contiene y considera al evaporador EV-DSA en el HRSG. Los flujos y puntos de interés se muestran en el esquema de la Figura 5.16 a continuación:

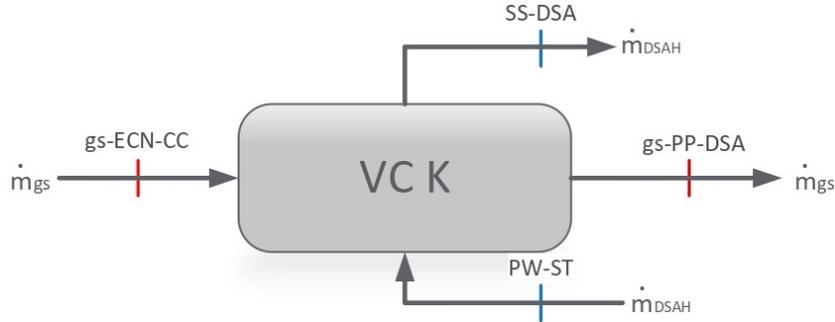


Figura 5.16: Esquema de volumen de control K para la opción 1 de HRSG.

Siguiendo un algoritmo similar a los volúmenes de control anteriores que contenían intercambiadores dentro del HRSG, se tiene que el balance de energía es el siguiente:

$$\dot{m}_{gs} \cdot (h_{gs-ECN-CC} - h_{gs-PP-DSA}) \cdot \eta_{ab} = \dot{m}_{DSA H} \cdot (h_{SS-DSA} - h_{PW-ST}) \quad (5.128)$$

De la ecuación anterior, la única variable desconocida corresponde a la entalpía específica del punto gs-PP-DSA, por lo que al despejar queda que:

$$h_{gs-PP-DSA} = h_{gs-ECN-CC} - \left( \frac{\eta_{ab} \cdot \dot{m}_{DSA H}}{\dot{m}_{gs}} \right) \cdot (h_{SS-DSA} - h_{PW-ST}) \quad (5.129)$$

Así, contando con la entalpía específica del punto gs-PP-DSA y mediante la metodología empleada en el Ciclo Brayton para los gases de combustión, se obtiene  $T_{gs-PP-DSA}$  y el resto de propiedades termodinámicas.

#### 5.1.2.1.11. Potencia y Eficiencia

Para determinar la generación neta del Ciclo Rankine inserto en el HRSG, se emplea la siguiente expresión:

$$\dot{W}_{N,CR} = \dot{W}_{ST,eje} - \dot{W}_{B,COND} - \dot{W}_{B,CC} \quad (5.130)$$

Donde los dos últimos términos corresponden a la potencia consumida por las bombas de condensado y elevadora de presión respectivamente. Además, debido a que el flujo de agua que pasa por la bomba elevadora de presión es mayor al que se inyecta en la turbina, por la inyección de vapor en el Ciclo Brayton, la potencia neta del ciclo se ve reducida por este factor.

Por otro lado, para definir la potencia térmica que ingresa al Ciclo Rankine se evalúa el calor aportado al flujo de vapor que llega efectivamente a la turbina de vapor ( $\dot{m}_{ST}$ ), cambiando los

puntos de evaluación según la opción de HRSG, tal que:

$$\dot{Q}_{in,CR} = \dot{m}_{ST} \cdot (h_{SHS-ST} - h_{h_{PW-ST}}) \quad (5.131)$$

Luego, la eficiencia térmica del ciclo, dependiendo de la opción de HRSG, viene dada por las siguientes expresiones:

$$\eta_{CR} = \frac{\dot{W}_{N,CR}}{\dot{Q}_{in,CR}} \quad (5.132)$$

### 5.1.2.2. Modelado y Dimensionamiento

Para modelar el funcionamiento del HRSG en conjunto al Ciclo Rankine se iteró sobre los valores de  $\dot{m}_{ST}$  y  $P_{COND}$ , teniendo en cuenta los valores de  $\dot{m}_{gs}$ ,  $P_{CC}$  y  $T_5$  del Ciclo Brayton dimensionados en la sección anterior, las cuales se pueden observar en la Tabla 5.15 a continuación:

Tabla 5.15: Flujos máxicos y temperatura de gases de salida de los Ciclos Brayton dimensionados.

Modelo	A35		A45		A65	
Opción	TA	TN	TA	TN	TA	TN
$\dot{m}_{gs}$ [kg/s]	118,55	96,07	135,44	109,84	182,56	147,86
$P_{CC}$ [bar]	31,09		33,35		39,94	
$T_5$ [K]	750,73		739,42		704,08	

Así, dentro de las iteraciones se aplicaron los supuestos y se aseguró el cumplimiento de las condiciones estipuladas entre 5.68 y 5.90 para los volúmenes de control correspondientes. De estos resultados, se muestran en la Tabla 5.16 aquellos que lograron mayor potencia generada en el Ciclo Rankine, que es el objetivo principal de haber considerado un Ciclo Combinado:

Tabla 5.16: Resultados del Ciclo Rankine.

Mod.	A35		A45		A65	
Op.	TA	TN	TA	TN	TA	TN
$\dot{m}_{ST}$ [kg/s]	6,40	5,20	6,60	5,30	5,10	4,20
$\dot{m}_{MUW}$ [kg/s]	8,77	7,11	9,80	7,95	13,34	10,81
$x$ [-]	0,2041	0,2038	0,2165	0,2181	0,3391	0,3345
$P_{COND}$ [bar]	0,10	0,10	0,10	0,10	0,10	0,10
$P_{DSA}$ [bar]	0,35	0,35	0,35	0,35	0,35	0,35
$\dot{W}_{ST,eje}$ [MW]	5,85	4,74	6,01	4,89	4,57	3,70
$\dot{Q}_{COND}$ [MW]	14,12	11,46	14,42	11,64	10,81	8,82
$\dot{Q}_{in,CR}$ [MW]	20,09	16,29	20,56	16,63	15,48	12,59
$\dot{W}_{N,CR}$ [MW]	5,80	4,70	5,95	4,83	4,48	3,63
$\eta_{CR}$ [%]	28,85	28,81	28,94	29,06	28,96	28,80

De la tabla anterior se puede notar que la generación neta dentro del Ciclo Rankine es sumamente baja, y curiosamente, en la turbina A65 la generación de potencia en el Ciclo

Rankine cae en comparación a las otras dos, debido principalmente a la baja de temperatura de salida de los gases de combustión, que se puede verificar en la Tabla 5.15.

Por otro lado, y a modo de ejemplificar la evolución de la temperatura de los gases de salida de la turbina a gas y del vapor en el HRSG, en la Figura 5.17 se muestra el perfil de temperaturas dentro del HRSG, para el modelo A45, opción TA, dado que fue alternativa que mayor flujo de vapor y potencia neta generó dentro de las demás.

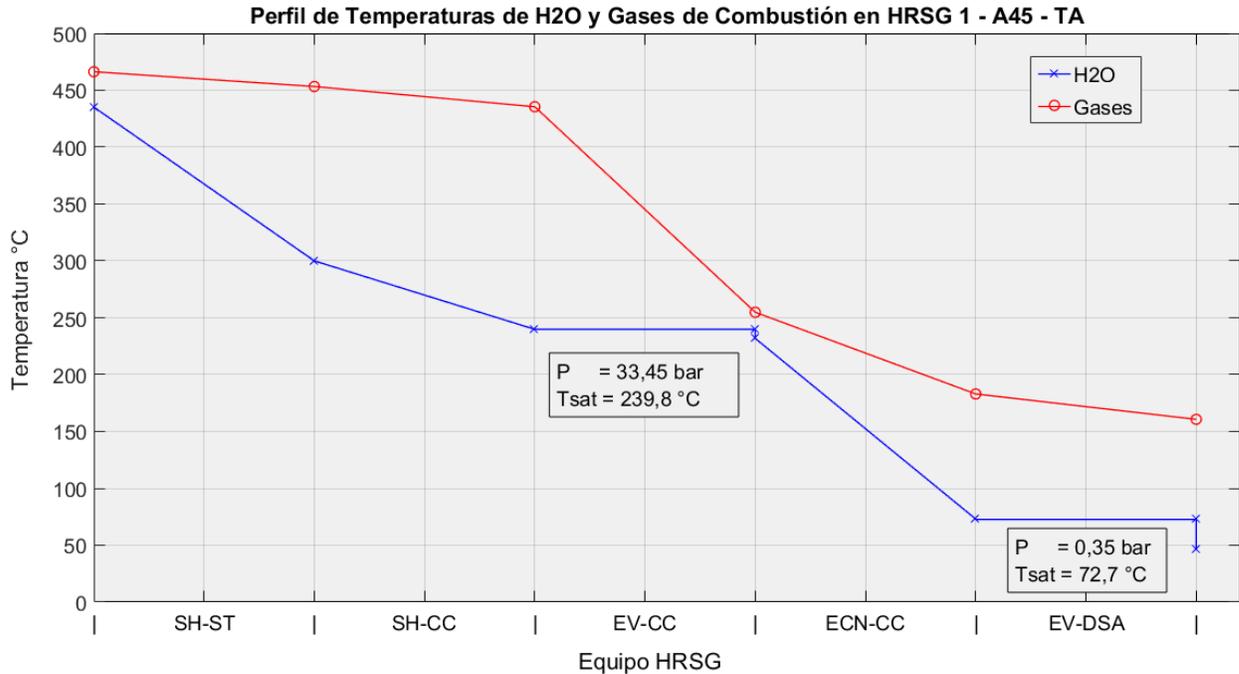


Figura 5.17: Perfil de temperatura en cada intercambiador de calor a lo largo del HRSG, para la turbina SGT-A45 y opción TA.

Como se puede observar del gráfico anterior, no ocurren cruces de temperatura en ningún punto, manteniéndose la transferencia de calor desde los gases de combustión hacia el agua, por lo que el diseño de HRSG sería teóricamente válido para este caso. Los resultados de temperatura en cada punto del gráfico al igual que el resto de casos se muestran en el Anexo C.1.1.1.

### 5.1.3. Ciclo Combinado

Habiendo modelado y dimensionado el Ciclo Brayton y el Ciclo Rankine dentro del Ciclo Combinado, se procede a calcular la generación neta de potencia y eficiencia térmica de este mediante las siguientes expresiones:

$$\dot{W}_{N,CC} = \dot{W}_{N,CR} + \dot{W}_{N,CB} \quad (5.133)$$

$$\eta_{CC} = \frac{\dot{W}_{N,CC}}{\dot{Q}_{in,CC}} \quad (5.134)$$

Donde  $\dot{Q}_{in,CC}$  corresponde al calor generado mediante la combustión del hidrógeno en el Ciclo Brayton.

Así, los resultados de generación y eficiencia del Ciclo Combinado se presentan en la Tabla 5.17 y graficados en la Figura 5.18.

Tabla 5.17: Resultados de Ciclo Combinado.

Mod.	A35		A45		A65	
	TA	TN	TA	TN	TA	TN
$\dot{W}_{N,CC}$ [MW]	48,47	39,28	54,08	43,87	78,07	63,22
$\dot{Q}_{in,CC}$ [MW]	112,66	91,30	125,94	102,14	172,17	139,44
$\eta_{CC}$ [%]	43,02	43,02	42,94	42,95	45,34	45,34

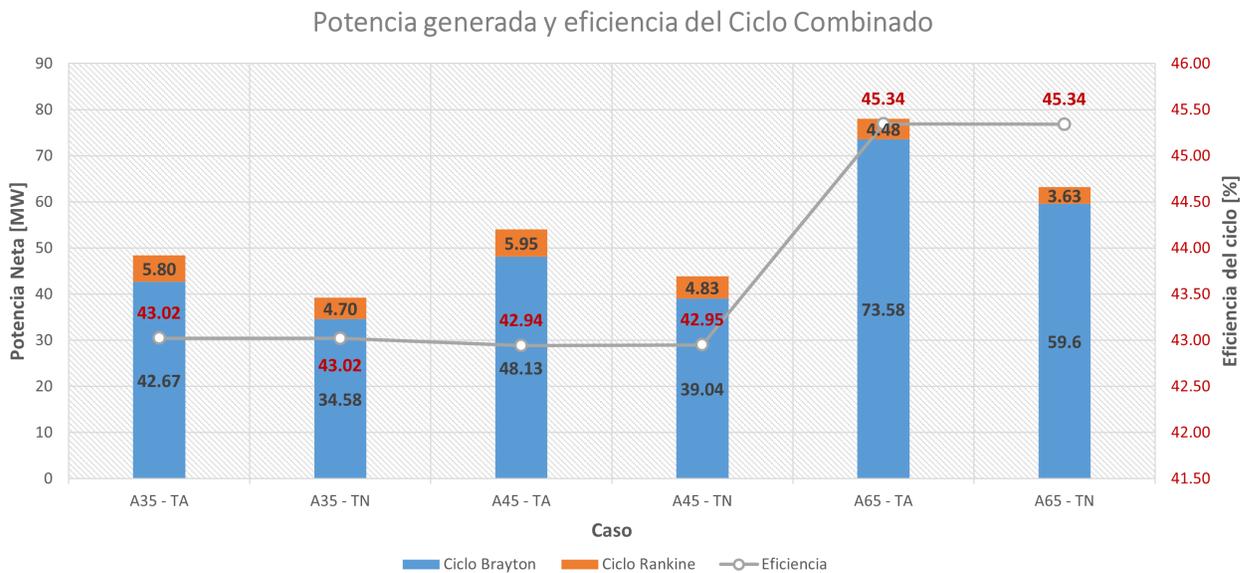


Figura 5.18: Potencia neta y eficiencia del ciclo combinado en cada caso evaluado.

Un primer punto relevante a notar entre los casos TA y TN para cada turbina, es que las eficiencias de ciclo combinado se mantiene casi iguales entre un caso y otro. Esto es debido a que la diferencia de generación en el Ciclo Rankine entre un caso y otro es mínima en comparación a la generación en el Ciclo Brayton, teniendo un efecto casi nulo en la diferencia de eficiencia de ciclo combinado, ya que además, y como se explicó en los resultados del Ciclo Brayton, la eficiencia térmica de este último se mantiene igual entre TA y TN.

Por otro lado, al analizar la eficiencia térmica de cada turbina, se tiene que el caso del modelo A65 es el que alcanza el mayor valor, lo cual se puede explicar por la mayor eficiencia alcanzada dentro del Ciclo Brayton para esta en comparación a las otras turbinas. En cambio, se tiene que el modelo A35 supera levemente la eficiencia del A45, a pesar de que este último alcanzó mayor eficiencia y generación en el Ciclo Rankine.

## 5.2. Etapas de Almacenamiento y Producción

Como bien se mencionó al principio del capítulo, las etapas de almacenamiento y producción de hidrógeno se modelan y dimensionan en forma conjunta debido al efecto de la variación en el recurso solar en el flujo de hidrógeno intercambiado por ambas etapas.

Algunas consideraciones importantes a tener en cuenta para ambas etapas son las siguientes:

- Se considera al hidrógeno como un gas ideal.
- Ambas etapas se analizan bajo un régimen transitorio, debido a la variación del recurso solar que energiza la etapa de producción. Sin embargo, ya que los datos de irradiación en la ubicación escogida están disponibles con una sensibilidad horaria de hora a hora, ambas etapas se consideran bajo un régimen estacionario dentro de cada hora, para simplificar el balance y modelamiento de estas.
- Para dimensionar los equipos con capacidad variable, se consideran los flujos generados en el solsticio de invierno (día con menor cantidad de horas de sol disponible en el año), o bien, los máximos obtenidos en condiciones nominales de operación (sin nubosidad), como flujos de diseño.
- Para dimensionar los distintos equipos requeridos en cada etapa se calculan los flujos SLPM (litros estándar por minuto) y SCMPH (metros cúbicos estándar por hora) para los flujos másicos de hidrógeno, donde las condiciones estándar corresponden a una temperatura de 273 K y 1 bar de presión.
- No se dimensiona el área de intercambio para los intercambiadores de calor en cada etapa, ya que al estar distribuidos en forma paralela para dividir el flujo de hidrógeno, se asume el área óptima de intercambio en cada tramo y se calcula el calor intercambiado total requerido.

En cuanto a la etapa de almacenamiento del hidrógeno, tal y como se determinó en el diseño conceptual, para esta etapa se considera hidrógeno comprimido en tuberías enterradas a una presión límite o máxima de 100 bar, que si bien en un principio se dimensionaron con una capacidad requerida de 68,2 toneladas, esta varía según el modelo de turbina considerado. Esta etapa se divide en 3 sub-etapas, que son la compresión del hidrógeno, su almacenamiento y el tratamiento posterior para llevarlo a las condiciones de temperatura y presión requeridas en la turbina a gas según el modelo.

Para dicha etapa, se tienen las siguientes consideraciones:

- Además de la capacidad mínima de hidrógeno almacenado requerido en las tuberías, se considera una capacidad extra a raíz de la posibilidad de días nubosos, donde la generación fotovoltaica y producción de hidrógeno se ve afectada.
- Las condiciones de presión y temperatura al final de la etapa vienen dadas según la turbina a gas considerada.

- Si bien dentro de la compresión del hidrógeno se deberán tener varios compresores e intercambiadores en paralelo, para el balance y modelamiento de esta sub-etapa se considera el trabajo y calor total del proceso. Para la compresión y almacenamiento de oxígeno se tiene en cuenta la misma consideración.
- Para el diseño de las tuberías enterradas se empleo la norma ASME B31.12 [32], correspondiente a *Hydrogen Piping and Pipelines*, limitando su espesor al de las encontradas en catálogos.
- Las tuberías enterradas se consideran a una profundidad de 1,5 metros bajo el nivel de suelo, superando levemente la profundidad mínima recomendada por la norma ASME B31.12.

Refiriéndose ahora a la etapa de producción de hidrógeno, esta consta principalmente del parque solar fotovoltaico, el acondicionamiento de agua de alimentación y los equipos electrolizadores alcalinos con los cuales se produce el hidrógeno verde gracias a la electricidad generada por el parque solar.

En cuanto a la etapa de producción del hidrógeno, se considera lo siguiente:

- Para el dimensionamiento del parque solar se emplea la función de *Generación Eléctrica Fotovoltaica* del Explorador Solar para la ubicación escogida en el capítulo anterior y para un módulo fotovoltaico previamente escogido.
- Para evitar lo más posible la variabilidad de la generación fotovoltaica y aumentar el factor de planta del parque solar, se considera que los paneles se montan en estructuras del tipo TSAT (Panel inclinado con seguimiento en eje inclinado).
- El flujo de agua de proceso requerida por los equipos electrolizadores se asume disponible, gracias a una planta desalinizadora que provee a la central completa y a la cual solo se incurrirá en los aspectos económicos.
- Cada equipo electrolizador se encuentra conectado a un arreglo de paneles fotovoltaicos, mediante controladores MPPT e inversores DC/AC, para energizar el proceso de electrólisis alcalina. En base al uso de estos componentes no se aborda el acople de corriente y voltaje entre paneles y electrolizador, en vez de ello, se le asocia una ineficiencia extra para representar dicha problemática.
- No se consideran los flujos de electrolito ni fluido intercambiador de calor requerido para los equipos electrolizadores debido a la falta de información en catálogos de equipos.
- Si bien dentro de la producción del hidrógeno se deberán tener varios equipos electrolizadores, para el balance y modelamiento de esta sub-etapa se considera la potencia y flujo de hidrógeno total del proceso de electrólisis.

## 5.2.1. Balances

### 5.2.1.1. Etapa de Almacenamiento

Un esquema de las sub-etapas y puntos de interés de la etapa de almacenamiento puede visualizarse en la Figura 5.19, explicados en la Tabla 5.18.

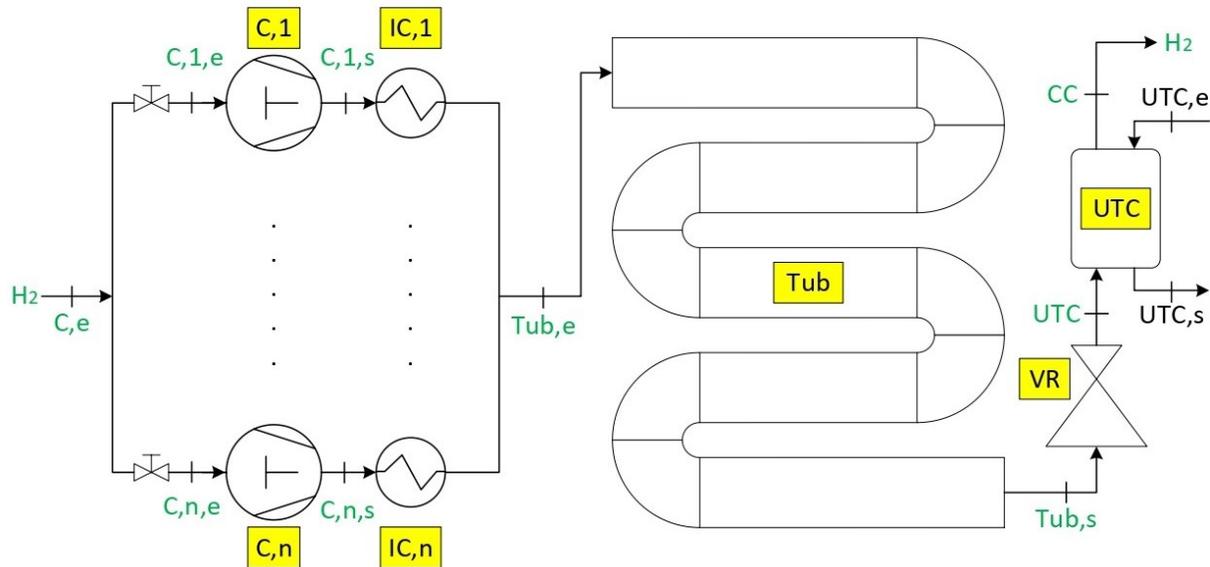


Figura 5.19: Componentes y puntos de interés de la etapa de almacenamiento.

Tabla 5.18: Procesos y puntos de interés dentro de la etapa de almacenamiento

Inicio	Final	Fluido	Equipo	Proceso
C,e	C,i,e	Hidrógeno	Válvula de paso i	Paso del hidrógeno desde la etapa de producción a la entrada del compresor i.
C,i,e	C,i,s	Hidrógeno	Compresor i	Compresión del hidrógeno a la presión de almacenamiento.
C,i,s	Tub,e	Hidrógeno	Intercambiador de Calor i	Reducción de temperatura del hidrógeno comprimido a 30 °C.
Tub,e	Tub,s	Hidrógeno	Tubería enterrada	Almacenamiento del hidrógeno comprimido.
Tub,s	UTC	Hidrógeno	Válvula reductora	Reducción de presión del hidrógeno a la requerida en la CC.
UTC	CC	Hidrógeno	Intercambiador de calor UTC	Aumento de temperatura del hidrógeno a la requerida en la CC.
UTC,e	UTC,s	Agua	Intercambiador de calor UTC	Paso de agua calentada previamente en el HRSG para el aumento de temperatura del hidrógeno.

#### 5.2.1.1.1. Reducción de Presión y Calentamiento de Hidrógeno

La presión y temperatura de entrada a la cámara de combustión de la turbina a gas en la etapa posterior se mantienen fijas, mientras que desde el punto Tub,s existen variaciones en

la presión y temperatura del hidrógeno proveniente de la tubería enterrada según el horario, debido a las condiciones de temperatura ambiental y cantidad de hidrógeno almacenado en esta. Entonces, se asumieron las siguientes condiciones:

$$T_{Tub,s} = T_{amb} \quad (5.135)$$

$$P_{CC} = P_{UTC} \quad (5.136)$$

Mientras que la válvula reductora, cumple lo siguiente:

$$h_{Tub,s}(t, n) \approx h_{UTC}(t, n) \quad (P_{Tub,s} > P_{UTC}) \quad (5.137)$$

Donde:

- $T_x$ : temperatura del hidrógeno en el punto x de la etapa (UTC; Tub,s) [K].
- $h_x$ : entalpía del hidrógeno en el punto x de la etapa (UTC; Tub,s) [kJ/kg].
- $T_{amb}$ : temperatura ambiental, considerada con variación temporal de hora a hora [K].
- $P_x$ : presión del hidrógeno en el punto x de la etapa (UTC; CC) [Pa].

Luego, el calor ( $Q_{ab}$ ) y potencia térmica ( $\dot{Q}_{ab}$ ) requeridos para elevar la temperatura del hidrógeno a la del punto CC, asumiendo un proceso adiabático, se calculan como:

$$Q_{ab} = (h_{CC} - h_{UTC}) \quad (5.138)$$

$$\dot{Q}_{ab} = \dot{m}_{H_2} \cdot Q_{ab} \quad (5.139)$$

Se recuerda que las ecuaciones anteriores son válidas dentro de la hora del día evaluada con los datos disponibles.

### 5.2.1.1.2. Almacenamiento en Tuberías

En primer lugar, para determinar las características de la tubería enterrada se emplea la norma ASME B31.12, tal que para una presión nominal, diámetro externo y material especificado de tubería, factores sobre los cuales se itera, el espesor de esta se calcula con la siguiente fórmula:

$$t = \frac{P \cdot D}{2 \cdot (S \cdot F \cdot E \cdot T \cdot H_f)} \quad (5.140)$$

Donde:

- $t$ : espesor nominal de pared de tubería [m].
- $P$ : presión de diseño [Pa].
- $D$ : diámetro externo de la tubería [m].
- $S$ : esfuerzo de fluencia mínimo para el material elegido [Pa].

- $F$ : factor de diseño basado en la clasificación de la ubicación de la tubería [-].
- $E$ : factor de unión longitudinal dependiente del material [-].
- $T$ : factor de reducción por temperatura [-].
- $H_f$ : factor de desempeño del material [-].

Luego, contando con las características anteriores de la tubería, se determinan el resto de las dimensiones requeridas, tal que:

$$m_{H_2} = \dot{m}_{H_2,CC} \cdot 3600 \cdot H_{tot} \quad (5.141)$$

$$V_{Tub} = \frac{m_{H_2}}{\rho_{H_2}(P_d, T_d)} \quad (5.142)$$

$$d_{Tub} = D - 2 \cdot t \quad (5.143)$$

$$A_{Tub} = \pi \cdot \left(\frac{d}{2}\right)^2 \quad (5.144)$$

$$L_{Tub} = \frac{V_{Tub}}{A_{Tub} \cdot 1000} \quad (5.145)$$

Donde:

- $m_{H_2}$ : masa de hidrógeno almacenado en las tuberías [kg].
- $\dot{m}_{H_2,CC}$ : flujo másico de hidrógeno en el punto CC, o bien, el dirigido hacia la etapa de generación [kg/s].
- $H_{tot}$ : capacidad de almacenamiento total de las tuberías [ $hr_{H_2}$ ].
- $V_{Tub}$ : volumen de hidrógeno almacenado en las tuberías [ $m^3$ ].
- $\rho_{H_2}(P_d, T_d)$ : densidad de hidrógeno almacenado a la presión y temperatura de diseño ( $P_d$  y  $T_d$  respectivamente) [ $kg/m^3$ ].
- $d_{Tub}$ : diámetro interno de tubería enterrada [m].
- $A_{Tub}$ : área interna o efectiva de almacenamiento de hidrógeno en la tubería [ $m^2$ ].
- $L_{Tub}$ : largo de tubería de almacenamiento [km].

Por otro lado, para determinar el flujo másico de hidrógeno en el punto Tub,e, que como bien se mencionó se encuentra en un régimen transitorio, se tiene que este flujo cumple lo



$$\rightarrow \dot{m}_{H_2, Tub, e, max} \cdot \int_{t=t_i(n)}^{t=t_f(n)} y(t, n) dt = \dot{m}_{H_2, CC} \cdot 3600 \cdot H_{min}$$

$$\dot{m}_{H_2, Tub, e, max}(n) = \frac{\dot{m}_{H_2, CC} \cdot 3600 \cdot H_{min}}{\int_{t=t_i(n)}^{t=t_f(n)} y(t, n) dt} \quad (5.149)$$

Donde:

- $\dot{m}_{H_2, Tub, e, max}(n)$ : flujo másico de hidrógeno máximo en el punto Tub,e durante el día n.

Dado que los datos y cálculos de generación fotovoltaica tienen una sensibilidad de hora a hora, la ecuación 5.149 puede aproximarse a:

$$\dot{m}_{H_2, Tub, e, max}(n) = \frac{\dot{m}_{H_2, CC} \cdot 3600 \cdot H_{min}}{\sum_{t=t_i(n)}^{t_f(n)} y(t, n)} \quad (5.150)$$

Luego, al emplear la ecuación 5.3 para el balance de masa en la tubería enterrada entre los puntos Tub,e y Tub,s, se tiene lo siguiente:

$$\frac{dm_{vc}(t, n)}{dt} = \dot{m}_{H_2, Tub, e}(t, n) - \dot{m}_{H_2, Tub, s}(t, n) = \dot{m}_{H_2, Tub, e}(t, n) - \dot{m}_{H_2, CC} \quad / \int_0^t dt$$

$$m_{vc}(t, n) - m_{vc}(0, n) = \int_0^t \dot{m}_{H_2, Tub, e}(t, n) dt - \int_0^t \dot{m}_{H_2, CC} dt \quad (5.151)$$

Donde:

- $m_{vc}(t, n)$ : masa de hidrógeno contenida en las tuberías o volumen de control en el tiempo t y día n, siendo "0" el punto inicial.

Sea  $t \in [t_i(n), t_f(n)]$ , al evaluarlo en la ecuación 5.151, queda como:

$$m_{vc}(t, n) = \int_{t_i(n)}^t \dot{m}_{H_2, Tub, e}(t, n) dt - \int_{t_i(n)}^t \dot{m}_{H_2, CC} dt + m_{vc}(t_i(n), n) \quad (5.152)$$

$$= \dot{m}_{H_2, Tub, e, max}(n) \cdot \int_{t_i(n)}^t y(t, n) dt - \dot{m}_{H_2, CC} \cdot (t - t_i(n)) + m_{vc}(t_i(n), n)$$

$$(5.153)$$

Si bien la expresión anterior es correcta analíticamente, dada la sensibilidad horaria de los cálculos, esta se puede aproximar para cada hora a la siguiente ecuación:

$$m_{vc}(t, n) = (\dot{m}_{H_2, Tub, e}(t, n) - \dot{m}_{H_2, CC}) \cdot 3600 + m_{vc}(t - 1, n) \quad (5.154)$$

En cambio, sea  $t \in [0, t_i(n))$  y  $t \in (t_f(n), 24]$ , queda lo siguiente:

$$m_{vc}(t, n) = \begin{cases} \text{Si } 0 \leq t < t_i(n), & m_{vc}(0, n) - \dot{m}_{H_2, CC} \cdot 3600 \cdot t \\ \text{Si } t_f(n) < t \leq 24, & m_{vc}(t_f(n), n) - \dot{m}_{H_2, CC} \cdot 3600 \cdot (t - t_f(n)) \end{cases} \quad (5.155)$$

También, dado que el volumen de la tubería se mantiene constante, asumiendo que el hidrógeno se encuentra en condiciones homogéneas a lo largo de esta, se tiene que:

$$v_{H_2, Tub}(t, n) = \frac{V_{Tub}}{m_{vc}(t, n)} \quad (5.156)$$

$$P_{H_2, Tub}(t, n) = \frac{R \cdot T_{Tub}(t, n)}{v_{H_2, Tub}(t, n)} \quad (5.157)$$

Donde:

- $v_{H_2, Tub}(t, n)$ : volumen específico del hidrógeno dentro de la tubería para una hora  $t$  y día  $n$  [ $kg/m^3$ ].
- $P_{H_2, Tub}(t, n)$ : presión del hidrógeno dentro de la tubería para una hora  $t$  y día  $n$  [Pa].
- $R$ : constante de los gases para el hidrógeno como gas ideal e igual a 4.1245 [kJ/kgK].
- $T_{Tub}(t, n)$ : temperatura en la tubería para la hora  $t$  y día  $n$  e igual a  $T_{amb}(t, n)$  [K].

### 5.2.1.1.3. Compresión y Enfriamiento de Hidrógeno

Tal y como se mencionó al principio de la sección, para esta sub-etapa se consideran el trabajo de compresión y calor transferido totales, que posteriormente se divide en  $N$  compresores e intercambiadores dependiendo de los flujos permisibles y equipos disponibles en catálogos. Así, los puntos C,i,e y C,i,s pasan a ser C,e y C,s, tal que se cumple lo siguiente:

$$\sum_{i=1}^N \dot{m}_{C,i,e} = \dot{m}_{C,e} \quad (5.158)$$

$$\sum_{i=1}^N \dot{m}_{C,i,s} = \dot{m}_{C,s} \quad (5.159)$$

Entonces, para la compresión del hidrógeno se tiene en cuenta lo siguiente:

$$P_{C,s} = P_{C,s,s} = P_{H_2,Tub}(t, n) \quad (5.160)$$

$$r_C = \frac{P_{C,s}}{P_{C,e}} \quad (5.161)$$

$$\eta_{C,s} = \frac{T_{C,s,s} - T_{C,e}}{T_{C,s} - T_{C,e}} \quad (5.162)$$

$$\dot{m}_{C,e} = \dot{m}_{C,s} = \dot{m}_{H_2,Tub,e}(t, n) \quad (5.163)$$

Donde:

- $P_{C,s,s}$ : presión isentrópica del hidrógeno en el punto C,s [Pa]. Se hace hincapié en que de este punto en adelante se omite la notación (t,n) en ciertas ecuaciones para simplificar las expresiones, pero sigue existiendo dicha dependencia.
- $r_C$ : relación de presiones del compresor [-].
- $\eta_{C,s}$ : eficiencia isentrópica del compresor. Se asume igual a 0,85 [-].
- $T_{C,s,s}$  = temperatura isentrópica del hidrógeno alcanzada después de la compresión [K].
- $T_x$ : temperatura del hidrógeno en el punto x (C,e, C,s) [K].

Luego, para obtener la temperatura  $T_{C,s,s}$  se emplea el algoritmo que aparece en la expresión 5.14, y así:

$$m = \frac{k-1}{k} \quad (5.164)$$

$$T_{C,s,s} = T_{C,e} \cdot r_C^m \quad (5.165)$$

Donde:

- $k$ : relación de calores específicos para el hidrógeno, obtenida después de emplear el algoritmo de la expresión 5.14 [-].

El trabajo isentrópico e interno del compresor y la temperatura de salida real del hidrógeno, vienen dados por:

$$W_{C,s} = \frac{Z \cdot R \cdot T_{C,e}}{m} \cdot \left[ \left( \frac{P_{C,s}}{P_{C,e}} \right)^m - 1 \right] \quad (5.166)$$

$$W_C = \frac{W_{C,s}}{\eta_{C,s}} \quad (5.167)$$

$$T_{C,s} = \frac{T_{C,s,s} - T_{C,e}}{\eta_{C,s}} + T_{C,e} \quad (5.168)$$

Donde:

- $W_{C,s}$ : trabajo isentrópico del compresor de hidrógeno [kJ/kg].
- $Z$ : factor de compresibilidad del hidrógeno [-].
- $W_C$ : trabajo interno del compresor de hidrógeno [kJ/kg].

Y así, la potencia de compresión requerida a una hora  $t$  en un día  $n$  viene dada por:

$$\dot{W}_C(t, n) = W_C(t, n) \cdot \dot{m}_{H_2, Tub, e}(t, n) \quad (5.169)$$

Luego, para calcular el calor y potencia térmica removidas del hidrógeno comprimido, se asume y calcula lo siguiente:

$$T_{Tub, e} = 30 \text{ [}^\circ\text{C]} \quad (5.170)$$

$$Q_{out}(t, n) = h_{Tub, e}(t, n) - h_{C, s}(t, n) \quad (5.171)$$

$$\dot{Q}_{out}(t, n) = Q_{out}(t, n) \cdot \dot{m}_{H_2, Tub, e}(t, n) \quad (5.172)$$

Donde:

- $Q_{out}(t, n)$ : calor extraído del hidrógeno comprimido mediante el intercambiador de calor en la hora  $t$  y día  $n$  [kJ/kg].
- $\dot{Q}_{out}(t, n)$ : potencia térmica extraída del hidrógeno comprimido en la hora  $t$  y día  $n$  [kW].
- $h_x(t, n)$ : entalpía específica del hidrógeno en el punto  $x$  (Tub, e, C, s) en la hora  $t$  y día  $n$  [kJ/kg].

### 5.2.1.2. Etapa de Producción

Un esquema de las sub-etapas y puntos de interés de la etapa de almacenamiento puede visualizarse en la Figura 5.20, explicados en la Tabla 5.19.

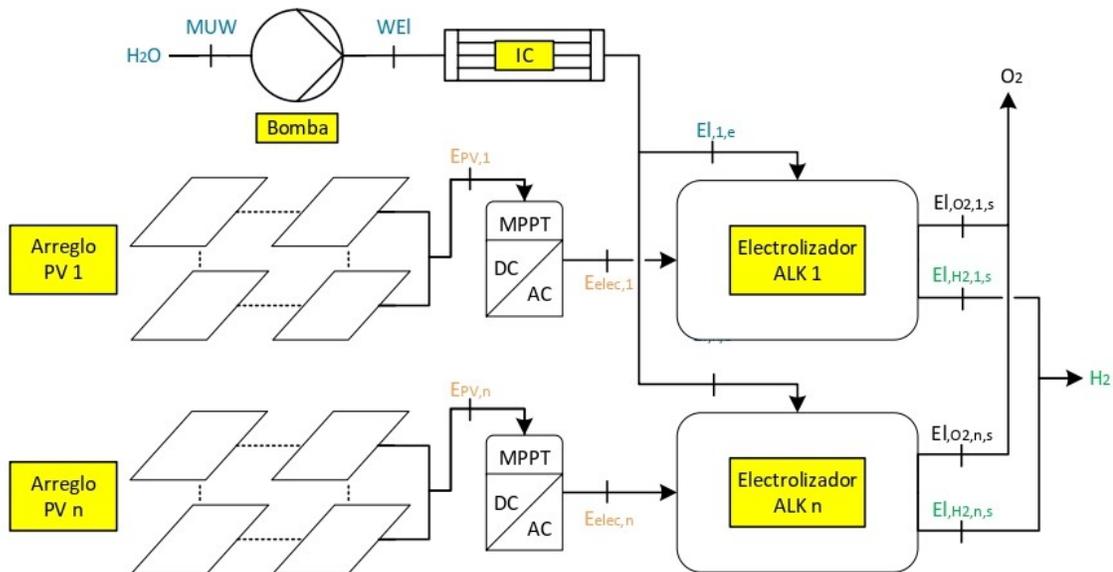


Figura 5.20: Componentes y puntos de interés de la etapa de producción.

Tabla 5.19: Procesos y puntos de interés dentro de la etapa de producción.

Inicio	Final	Fluido	Equipo	Proceso
MUW	WEI	Agua	Bomba	Elevación de presión de agua de alimentación
WEI	El,i,e	Agua	Intercambiador de calor	Calentamiento de agua para electrólisis
El,i,e	$El, O_2, i, s$	Agua / Oxígeno	Electrolizador ALK i	Generación de oxígeno por electrólisis alcalina
El,i,e	$El, H_2, i, s$	Agua / Hidrógeno	Electrolizador ALK i	Generación de hidrógeno por electrólisis alcalina
$E_{PV,i}$	$E_{elec,i}$	-	Controlador MPPT / Convertidor DC-AC	Adaptación de energía eléctrica fotovoltaica a input energético requerido en electrolizador alcalino

### 5.2.1.2.1. Electrólisis Alcalina

Tal y como se mencionó al principio de la sección, para esta sub-etapa se consideran los flujos e input energético para electrólisis totales, que posteriormente se dividen en N electrolizadores dependiendo de los flujos permisibles y equipos disponibles en catálogos. Así, los puntos  $E, i, e$ ,  $E, O_2, i, s$  y  $E, H_2, i, s$  pasan a ser  $E, e$ ,  $E, O_2, s$  y  $E, H_2, s$ , tal que se cumplen las siguientes ecuaciones y condiciones:

$$\sum_{i=1}^N \dot{m}_{El,i,e} = \dot{m}_{El,e} \quad (5.173)$$

$$\sum_{i=1}^N \dot{m}_{El,O_2,i,s} = \dot{m}_{El,O_2,s} \quad (5.174)$$

$$\sum_{i=1}^N \dot{m}_{El,H_2,i,s} = \dot{m}_{El,H_2,s} \quad (5.175)$$

$$\dot{m}_{El,H_2,s} = \dot{m}_{C,e} \quad (5.176)$$

$$T_{El,e} = T_{El,O_2,s} = T_{El,H_2,s} = 80 \text{ } ^\circ\text{C} \quad (5.177)$$

$$P_{El,e} = P_{El,O_2,s} = P_{El,H_2,s} = 30 \text{ bar} \quad (5.178)$$

Donde:

- $\dot{m}_{El,e}$ : flujo másico total de agua de alimentación para los equipos electrolizadores [kg/s].
- $\dot{m}_{El,O_2,s}$ : flujo másico total de oxígeno generado por los equipos electrolizadores [kg/s].
- $\dot{m}_{El,H_2,s}$ : flujo másico total de hidrógeno generado por los equipos electrolizadores [kg/s].

Luego, efectuando un balance de masa en la sub-etapa de electrólisis, se cumple lo siguiente:

$$\dot{m}_{El,e}(t, n) = \dot{m}_{El,O_2,s}(t, n) + \dot{m}_{El,H_2,s}(t, n) \quad (5.179)$$

Por otro lado, para los equipos electrolizadores se cumplen las siguientes ecuaciones [33]:

$$\dot{n}_{H_2} = \dot{n}_{H_2O} = 2 \cdot \dot{n}_{O_2} \quad (5.180)$$

$$\dot{m}_x = \dot{n}_x \cdot M_x \quad (5.181)$$

$$\eta_F = \frac{\rho_I^2}{f_1 + \rho_I^2} \cdot f_2 \quad (5.182)$$

$$\dot{n}_{H_2} = \eta_F \cdot \frac{N_c \cdot I}{z \cdot F} \quad (5.183)$$

$$Pot_{elec} = N_c \cdot I \cdot U_c \quad (5.184)$$

$$SCMPH = \dot{n}_x \cdot M_x \cdot v_{STD,x} \cdot 3600 \quad (5.185)$$

$$SLPM = \frac{SCMPH \cdot 1000}{60} \quad (5.186)$$

Donde:

- $\dot{n}_x$ : flujo molar de la especie x en el equipo electrolizador [mol/s].
- $M_x$ : masa molar de la especie x [kg/mol].
- $\eta_F$ : eficiencia de Faraday [-].
- $\rho_I$ : densidad de corriente de la celda, valor asumido y entre 240 y 450 [ $mA/cm^2$ ].
- $f_1$ : primer parámetro de eficiencia de faraday, valor asumido e igual a 250 [ $mA^2/cm^4$ ].
- $f_2$ : segundo parámetro de eficiencia de faraday, valor asumido e igual a 0,98 [-].
- $N_c$ : número de celdas en equipo electrolizador, valor asumido e igual a 600 [-].
- $I$ : corriente de alimentación de equipo electrolizador [A].
- $z$ : número de electrones transferidos en la reacción e igual a 2 [-].
- $F$ : constante de Faraday e igual a 96485 [As/mol].
- $Pot_{elec}$ : potencia del equipo electrolizador [W].
- $U_c$ : voltaje de celda en equipo electrolizador, valor asumido e igual a 1,8425 [V].
- $v_{STD,x}$ : volumen específico de la especie x en condiciones estándar de presión y temperatura [ $m^3/kg$ ].

Combinando las ecuaciones 5.181, 5.183 y 5.184 se obtiene una ecuación que permite obtener la potencia de electrolizador necesaria para suministrar un cierto flujo másico de hidrógeno, dada por la ecuación 5.187. Además, al ser en este caso un flujo que varía en forma horaria, asumiendo que se hace el cálculo en cada hora que transcurre, la energía requerida para una hora  $t$  específica viene dada por ecuación 5.188.

$$Pot_{elec} = \frac{\dot{m}_{H_2} \cdot z \cdot F \cdot U_c}{M_{H_2} \cdot \eta_F} \rightarrow Pot_{elec}(t, n) = \frac{\dot{m}_{H_2, El, s}(t, n) \cdot z \cdot F \cdot U_c}{M_{H_2} \cdot \eta_F \cdot 1000} \quad (5.187)$$

$$\rightarrow E_{elec}(t, n) = \sum_{i=1}^N E_{elec, i}(t, n) = Pot_{elec}(t, n) \cdot 1hr \quad (5.188)$$

Donde:

- $Pot_{elec}(t, n)$ : potencia eléctrica total requerida por los equipos electrolizadores a una hora  $t$  del día  $n$  [kW].
- $E_{elec}(t, n)$ : energía eléctrica total demandada por los equipos electrolizadores a una hora  $t$  del día  $n$  [kWh].

#### 5.2.1.2.2. Acondicionamiento de Agua de Alimentación

En esta sub-etapa se lleva el agua a la temperatura y presión de trabajo de los equipos electrolizadores ( $T_{El, e}$  y  $P_{El, e}$ ) mediante un intercambiador de calor y una bomba respectivamente. Entonces, en primer lugar, el trabajo y potencia consumidos por la bomba de agua se determinan mediante los supuesto y ecuaciones siguientes:

$$T_{MUW} = T_{amb} \quad (5.189)$$

$$P_{MUW} = 1 \text{ [atm]} \quad (5.190)$$

$$P_{WEI} = P_{El, e} \quad (5.191)$$

$$\eta_{B, s} = 0,85 \quad (5.192)$$

$$W_{B, s} = v_{MUW} \cdot (P_{WEI} - P_{MUW}) \quad (5.193)$$

$$h_{WEI} = \frac{W_{B, s}}{\eta_{B, s}} + h_{MUW} \quad (5.194)$$

$$\dot{m}_{H_2O, MUW} = \dot{m}_{H_2O, WEI} = \dot{m}_{H_2, El, s}(t, n) \quad (5.195)$$

$$\dot{W}_B = \dot{m}_{H_2O, MUW} \cdot (h_{MUW} - h_{WEI}) \quad (5.196)$$

Donde:

- $\eta_{B, s}$ : eficiencia isentrópica de la bomba elevadora de presión para el agua de alimentación [-].

- $W_{B,s}$ : trabajo isentrópico de la bomba elevadora de presión para el agua de alimentación [kJ/kg].
- $v_{MUW}$ : volumen específico del agua de alimentación en el punto MUW [ $m^3/kg$ ].
- $\dot{W}_B$ : potencia consumida por la bomba elevadora de presión para el agua de alimentación [kW].

Luego, el calor y potencia térmica a aportar al flujo de agua de alimentación en el intercambiador vienen dados por las siguientes condiciones y ecuaciones:

$$Q_{in} = h_{El,e} - h_{WEl} \quad (5.197)$$

$$\dot{Q}_{in} = \dot{m}_{H_2,El,s}(t, n) \cdot Q_{in} \quad (5.198)$$

Donde:

- $Q_{in}$ : calor aportado al flujo de agua de alimentación [kJ/kg].
- $\dot{Q}_{in}$ : potencia térmica aportada al flujo de agua de alimentación [kW].

### 5.2.1.2.3. Parque Solar

Conociendo ya la cantidad de energía consumida por los equipos electrolizadores, se debe calcular la potencia requerida en el parque solar para suplir dicha demanda. Para ello, se aprovecha el modelo de generación fotovoltaica en base a módulos de variables operacionales de un sistema fotovoltaico disponible en el Explorador Solar<sup>5</sup>, en el cual se hace la siguiente selección de opciones e ingreso de variables:

Tabla 5.20: Parámetros de entrada de Modelo de Generación Fotovoltaica.

<b>Panel</b>		$N_{cel}$
$U_{oc}$	$U_{mpp}$	$I_{mpp}$
$I_{sc}$	$\tau_{U_{oc}}$	$\tau_{I_{sc}}$
<b>Arreglo</b>		
$N_{Pan,A}$	$Montaje$	$S_{eje}$
<b>Inversor</b>		<b>Otros</b>
$Pot_{Inv}$	$\eta_{Inv}$	$f_P$

Donde:

- $N_{cel}$ : número de celdas en el panel. Dato disponible en ficha técnica de panel considerado [-].
- $U_{oc}$ : voltaje de circuito abierto. Dato disponible en ficha técnica de panel considerado [V].
- $I_{sc}$ : corriente de corto circuito. Dato disponible en ficha técnica de panel considerado [A].
- $U_{mpp}$ : voltaje del punto MPP. Dato disponible en ficha técnica de panel considerado [V].

<sup>5</sup> Modelo de Generación Fotovoltaica, [Explorador Solar](#).

- $I_{mpp}$ : corriente del punto MPP. Dato disponible en ficha técnica de panel considerado [A].
- $\tau_{U_{oc}}$ : coeficiente de temperatura asociado al voltaje de circuito abierto. Dato disponible en ficha técnica de panel considerado [%/°C].
- $\tau_{I_{sc}}$ : coeficiente de temperatura asociado a la corriente de corto circuito. Dato disponible en ficha técnica de panel considerado [%/°C].
- $N_{Pan,A}$ : número de paneles por arreglo. En este caso se considera igual a 1, obteniendo la generación por panel [-].
- *Montaje*: tipo de montaje considerado. En este caso se considera el tipo TSAT [-].
- $S_{eje}$ : ángulo de inclinación del eje giratorio de la estructura TSAT con la superficie en el eje Norte-Sur. En este caso se considera como el valor absoluto de la latitud, que es 23° aproximadamente [°].
- $Pot_{Inv}$ : potencia o capacidad del inversor. Este valor se iguala automáticamente a la del panel, por lo que no se interviene [kW].
- $\eta_{Inv}$ : eficiencia del inversor. En este parámetro se asume el uso de un convertidor DC/DC en vez del inversor, ingresando la eficiencia del convertidor considerado [%].
- $f_P$ : factor de pérdidas operacionales. Este parámetro representa varios factores como imperfecciones de fabricación, cableado, conectores, degradación, entre otros. Se asume igual a 12 [%].

Se debe aclarar que por razones de simplificación en el cálculo y la nomenclatura, para efectos de este trabajo panel y módulo fotovoltaico son equivalentes.

Así, mediante los parámetros de entrada anteriores la plataforma usa los datos de radiación, temperatura, nubosidad, velocidad de viento, entre otros, para el cálculo de resultados, de los cuales se emplea la generación fotovoltaica del panel considerado con una sensibilidad horaria ( $E_{PV}(t, n)$ ) de la siguiente forma:

$$N_{Pan}(t, n) = \frac{E_{elec}(t, n)}{E_{PV}(t, n)} \quad (5.199)$$

$$A_{T,Pan}(t, n) = N_{Pan}(t, n) \cdot A_{Pan} \quad (5.200)$$

$$Pot_{T,Pan}(t, n) = Pot_{Pan} \cdot N_{Pan}(t, n) \quad (5.201)$$

Donde:

- $N_{Pan}(t, n)$ : número total de paneles requeridos para una hora t del día n [-].
- $A_{Pan}$ : área de panel. Dato disponible en ficha técnica de panel considerado [ $m^2$ ].
- $A_{T,Pan}(t, n)$ : área total de paneles requerida para una hora t del día n [ $m^2$ ].
- $Pot_{Pan}$ : potencia nominal del panel. Dato disponible en ficha técnica de panel considerado [kWp].

- $Pot_{T,Pan}(t, n)$ : potencia total requerida de paneles requeridos para una hora  $t$  del día  $n$  [kWp].

De estas variables, se consideran los valores máximos como los de diseño, que, excluyendo los resultantes de días con nubosidad, típicamente se obtienen en los días cercanos al solsticio de invierno, dado que es el día más corto del año.

Luego, contando con la cantidad total de paneles requeridos, según la estructura de soporte TSAT considerada se debe tener en cuenta la distancia de separación entre paneles en la dirección Norte-Sur ( $D_{NS}$ ), que se puede apreciar en la Figura 5.21 a continuación:

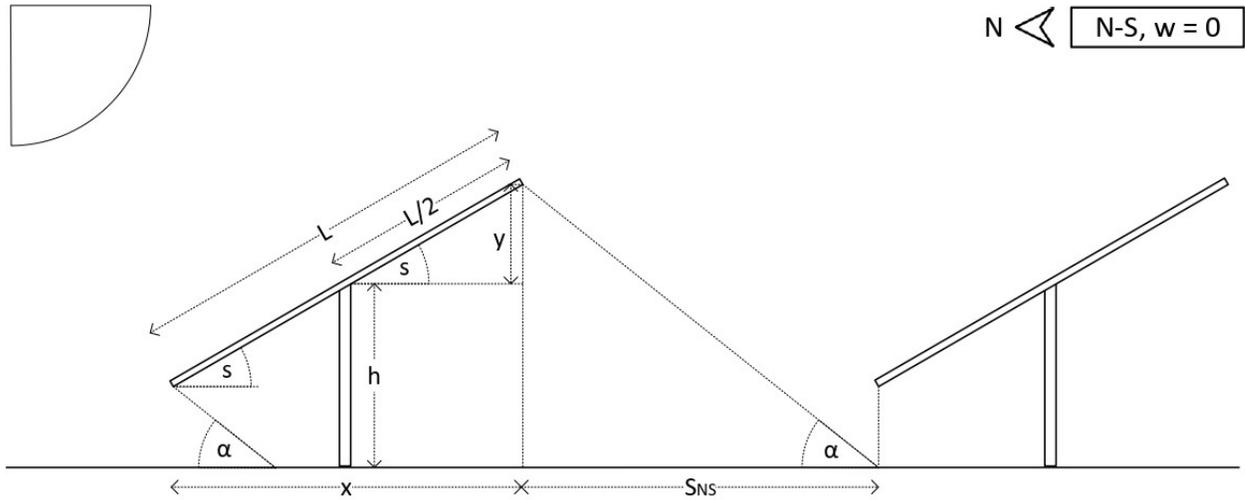


Figura 5.21: Sombra en paneles solares TSAT en dirección Norte-Sur para una rotación del eje ( $w$ ) igual a  $0^\circ$ .

Para calcular la distancia de separación se debe tener en cuenta la mayor sombra producida dentro del período de funcionamiento de la etapa de producción, considerando el cambio del ángulo de elevación o altura solar a través del día y del año ( $\alpha(t, n)$ ). El cálculo de este ángulo se logra mediante las siguientes ecuaciones:

$$\Delta T_{UTC} = \begin{cases} -3, & n \in [93, 248] \\ -4, & n \notin [93, 248] \end{cases} \quad (5.202)$$

$$LSTM = 15 \cdot \Delta T_{UTC} \quad (5.203)$$

$$B = \frac{360}{365} \cdot (n - 81) \quad (5.204)$$

$$EoT = 9,87 \cdot \sin(2 \cdot B) - 7,53 \cdot \cos(B) - 1,5 \cdot \sin(B) \quad (5.205)$$

$$TC = 4 \cdot (\phi - LSTM) + EoT \quad (5.206)$$

$$LST = t + \frac{TC}{60} \quad (5.207)$$

$$HRA = 15 \cdot (LST - 12) \quad (5.208)$$

$$\delta = 23.45 \cdot \sin\left(\frac{360}{365} \cdot (n + 284)\right) \quad (5.209)$$

$$\alpha = \arcsin(\sin(\delta) \cdot \sin(\varphi) + \cos(\delta) \cdot \cos(\varphi) \cdot \cos(HRA)) \quad (5.210)$$

$$(5.211)$$

Donde:

- $t$ : hora local de 0 a 23 [hr]
- $n$ : día del año de 0 a 365.
- $\Delta T_{UTC}$ : diferencia de la hora local con el tiempo universal coordinado (UTC) [hr].
- $LSTM$ : meridiano temporal estándar local [°].
- $B$ : parámetro de ecuación del tiempo [°].
- $EoT$ : ecuación del tiempo [-]
- $TC$ : factor de corrección de tiempo [-].
- $\phi$ : longitud [°].
- $LST$ : hora solar local [°].
- $HRA$ : ángulo horario [°].
- $\delta$ : ángulo de declinación [°].
- $\alpha$ : ángulo de elevación o altura solar [°].

Así, se puede calcular la distancia de separación requerida en la dirección N-S para un ángulo de rotación del eje igual a 0 de la siguiente forma:

$$x = \frac{L \cdot \cos(s)}{2} \quad (5.212)$$

$$y = \frac{L \cdot \sin(s)}{2} \quad (5.213)$$

$$S_{NS} = \frac{h + y}{\tan(\alpha)} \quad (5.214)$$

$$D_{NS} = x + S_{NS} \quad (5.215)$$

Donde:

- $L$ : largo del arreglo de paneles en dirección N-S en la estructura TSAT considerada. Dato que depende de la cantidad de paneles por arreglo y las características del panel [m].
- $h$ : altura del centro del arreglo de paneles en estructura TSAT considerada [m].
- $s$ : pendiente del eje de rotación en dirección N-S de la estructura TSAT considerada [°].
- $S_{NS}$ : sombra parcial del arreglo [m].
- $D_{NS}$ : distancia de separación definida entre arreglos TSAT para  $w = 0$  [m].

Esta distancia cambia cuando el panel rota en su eje inclinado, como se puede observar en la Figura 5.22 a continuación:

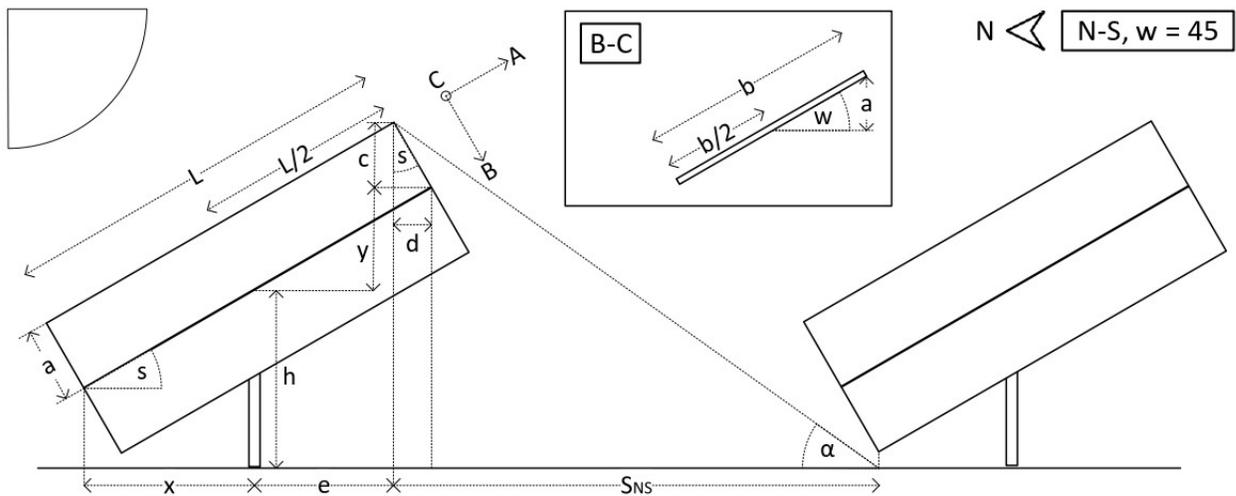


Figura 5.22: Sombra en paneles solares TSAT en dirección Norte-Sur para una rotación del eje ( $w$ ) igual a  $45^\circ$ .

La nueva distancia viene dada por las siguientes expresiones:

$$a = \frac{b \cdot \sin(w)}{2} \quad (5.216)$$

$$c = a \cdot \cos(s) \quad (5.217)$$

$$d = a \cdot \sin(s) \quad (5.218)$$

$$e = x - d \quad (5.219)$$

$$S_{NS} = \frac{h + y + c}{\tan(\alpha)} \quad (5.220)$$

$$D_{NS} = 2 \cdot e + S_{NS} \quad (5.221)$$

Donde:

- $b$ : ancho de arreglo de paneles en estructura TSAT [m].

Así,  $D_{NS}$  será el mayor valor alcanzado entre el caso  $W = 0^\circ$  y  $w = 45^\circ$  durante el período de funcionamiento de la etapa de producción.

En cuanto a la distancia horizontal entre estructuras TSAT ( $D_{EW}$ ), estas vienen típicamente con varios arreglos unidos horizontalmente con una separación definida para evitar los efectos de sombras entre paneles en dicha dirección, por lo que se toma este dato como la distancia de separación entre estructuras TSAT.

Así, contando con las distancias de separación entre arreglos y la cantidad de paneles total, se calcula el área total de arreglos requerida para abastecer la producción de hidrógeno asumiendo un área cuadrada y mediante las siguientes expresiones:

$$p = \sqrt{\frac{N_{Pan}}{N_{Pan,A}}} \quad (5.222)$$

$$A_{PS} = (D_{NS} \cdot (p - 1)) \cdot (D_{EW} \cdot (p - 1)) \quad (5.223)$$

Donde:

- $p$ : número aproximado de arreglos TSAT por lado del área cuadrada [-].
- $A_{PS}$ : área total del parque solar [ $m^2$ ].

#### 5.2.1.2.4. Compresión y Almacenamiento de Oxígeno

La sub-etapa de compresión y almacenamiento de oxígeno consta básicamente de una compresión por etapas con interenfriamiento para llegar a la presión requerida en unos tanques de almacenamiento de oxígeno gaseoso. Un esquema y tabla descriptiva de los procesos y puntos de interés dentro de esta sub-etapa se muestran a continuación:

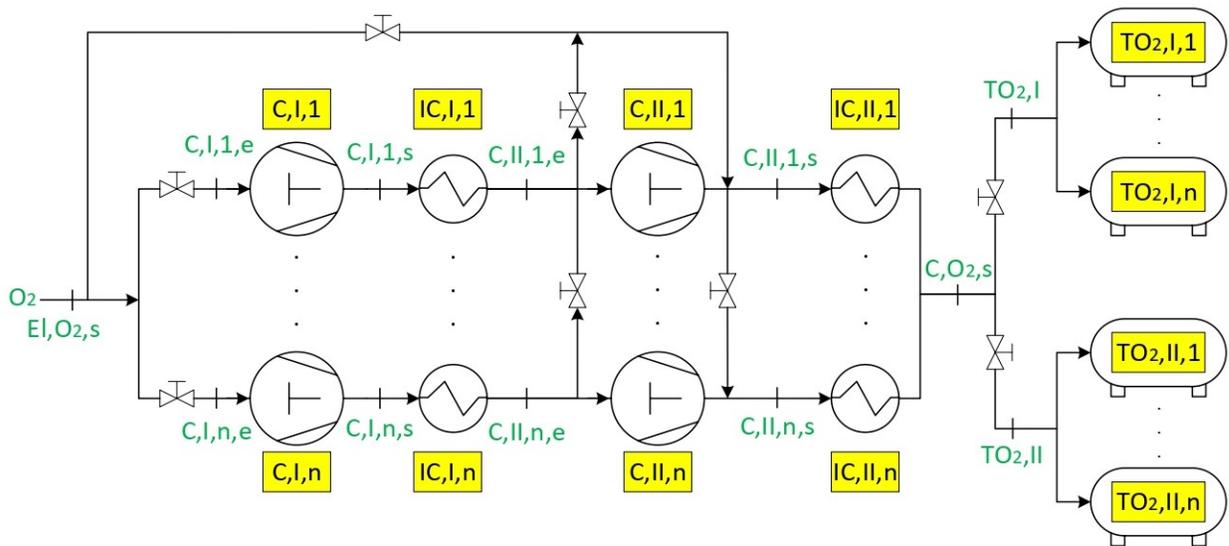


Figura 5.23: Componentes y puntos de interés de sub-etapa de compresión y almacenamiento de oxígeno.

Tabla 5.21: Procesos y puntos de interés dentro de la compresión y almacenamiento de oxígeno.

Inicio	Final	Fluido	Equipo	Proceso
$El, O_2, s$	$C, O_2, s$	Oxígeno	Válvula de paso	El oxígeno producido pasa directamente a los tanques de almacenamiento.
$El, O_2, s$	$C, I, i, e$	Oxígeno	Válvula de paso	El oxígeno producido pasa a los compresores.
$C, I, i, e$	$C, I, i, s$	Oxígeno	Compresor I	El oxígeno pasa por la primera etapa de compresión.
$C, I, i, e$	$C, II, i, e$	Oxígeno	Intercambiador de Calor I	Se reduce la temperatura del oxígeno comprimido.
$C, II, i, e$	$C, II, i, s$	Oxígeno	Compresor II	El oxígeno pasa por la segunda y última etapa de compresión.
$C, II, i, s$	$C, O_2, s$	Oxígeno	Intercambiador de Calor II	Se reduce la temperatura del oxígeno comprimido.
$C, O_2, s$	$T, O_2, I$ ó $T, O_2, II$	Oxígeno	Válvula de paso	El oxígeno comprimido pasa al grupo de tanques de almacenamiento disponible.

Para esta sub-etapa se toman supuestos similares a la compresión del hidrógeno, tal que se considera el trabajo y potencia de compresión y potencia térmica transferida totales. Además, dado que el flujo de oxígeno, al igual que el de hidrógeno, varía durante el día y en cada estación, se asume una capacidad de almacenamiento fija que abarque dos días de producción de oxígeno, de tal forma que al mismo tiempo que un grupo de tanques es llenado, el grupo del día anterior es vaciado (suponiendo que todo el oxígeno almacenado es vendido y retirado por el comprador). Por otro lado, un punto importante a destacar es que los tanques de oxígeno que se "vacían", en realidad se encuentran a presión atmosférica en su interior, y dado que el oxígeno de salida de los electrolizadores ( $El, O_2, s$ ) se encuentra a 30 bar, en un inicio no se requiere de la sub-etapa de compresión e interenfriamiento, pasando directamente a los tanques de almacenamiento. Una vez la presión dentro de los tanques logra equiparar o estar cerca de los 30 bar, comienza el funcionamiento de dicha sub-etapa, pero solo de la primera etapa de compresión. Cuando el oxígeno alcanza una presión por sobre los 100 bar, se emplean ambas etapas de compresión e interenfriamiento.

Para esta sub-etapa se tienen en cuenta los siguientes supuestos y condiciones:

$$\dot{m}_{El, O_2, s}(t, n) = \dot{m}_{C, O_2, s}(t, n) = \dot{m}_{TO_2}(t, n) \quad (5.224)$$

$$P_{El, O_2, s} = 30\text{bar} \quad (5.225)$$

$$P_{C, O_2, s}(t, n) = \begin{cases} P_{El, O_2, s}, & \text{si } P_{O_2, Tan}(t, n) < 30 \text{ bar} \\ P_{C, I, i, s}(t, n), & \text{si } 30 \text{ bar} \leq P_{O_2, Tan}(t, n) < 100 \text{ bar} \\ P_{C, II, i, s}(t, n), & \text{si } 100 \text{ bar} \leq P_{O_2, Tan}(t, n) \end{cases} \quad (5.226)$$

$$T_{El,O_2,s} = 80 \text{ } ^\circ\text{C} \quad (5.227)$$

$$T_{C,II,1,e} = T_{C,O_2,s} = 30 \text{ } ^\circ\text{C} \quad (5.228)$$

Donde:

- $\dot{m}_{El,O_2,s}(t, n)$ : flujo másico de oxígeno producido por los equipos electrolizadores en la hora t y día n [kg/s].
- $\dot{m}_{C,O_2,s}(t, n)$ : flujo másico de oxígeno a la salida de la sub-etapa de compresión e interenfriamiento en la hora t y día n [kg/s].
- $\dot{m}_{TO_2}(t, n)$ : flujo másico de oxígeno a la entrada de los tanques de almacenamiento en la hora t y día n [kg/s].
- $P_{El,O_2,s}$ : presión del oxígeno a la salida de los equipos electrolizadores [Pa].
- $P_{O_2,Tan}(t, n)$ : presión del oxígeno dentro de los tanques para una hora t y día n [Pa].
- $P_x(t, n)$ : presión del oxígeno en el punto x para una hora t y día n [Pa].
- $T_{El,O_2,s}$ : temperatura del oxígeno a la salida de los electrolizadores [K].
- $T_x$  = temperatura del oxígeno en el punto x [K].

Luego, para determinar la capacidad de almacenamiento de un día de producción de oxígeno se tienen en cuenta las ecuaciones 5.146, 5.180 y 5.181, tal que:

$$\begin{aligned} \int_{t=t_i(n)}^{t=t_f(n)} \dot{m}_{H_2,Tub,e}(t, n) dt &= \dot{m}_{H_2,CC} \cdot 3600 \cdot H_{min} = \int_{t=t_i(n)}^{t=t_f(n)} \dot{m}_{H_2,Tub,e}(t, n) \cdot M_{H_2} dt \\ &= \int_{t=t_i(n)}^{t=t_f(n)} 2 \cdot \dot{m}_{El,O_2,s}(t, n) \cdot M_{H_2} dt = \int_{t=t_i(n)}^{t=t_f(n)} 2 \cdot \frac{\dot{m}_{El,O_2,s}(t, n)}{M_{O_2}} \cdot M_{H_2} dt \\ \rightarrow \int_{t=t_i(n)}^{t=t_f(n)} \dot{m}_{El,O_2,s}(t, n) dt &= \frac{\dot{m}_{H_2,CC} \cdot 3600 \cdot H_{min} \cdot M_{O_2}}{2 \cdot M_{H_2}} \quad (5.229) \end{aligned}$$

Por otro lado, el flujo másico de oxígeno y su evolución durante cada día se puede obtener de la ecuación 5.179, tal que:

$$\dot{m}_{El,O_2,s}(t, n) = \begin{cases} 0, & t \in [0, t_i(n)) \\ \dot{m}_{El,e}(t, n) - \dot{m}_{El,H_2,s}(t, n), & t \in [t_i(n), t_f(n)] \\ 0, & t \in (t_f(n), 24] \end{cases} \quad (5.230)$$

Luego, asumiendo que el flujo másico de oxígeno se mantiene constante entre las sub-etapas de compresión e interenfriamiento, al realizar un balance de masa en los tanques de almacenamiento de oxígeno, siendo estos el volumen de control, se cumple lo siguiente:

$$\frac{dm_{vc}(t, n)}{dt} = \dot{m}_{EL,O_2,s}(t, n) \quad / \quad \int_0^t dt$$

$$m_{vc}(t, n) - m_{vc}(0, n) = \int_0^t \dot{m}_{EL,O_2,s}(t, n) dt \quad (5.231)$$

$$m_{vc}(t, n) = \int_0^t \dot{m}_{EL,O_2,s}(t, n) dt + m_{vc}(0, n) \quad (5.232)$$

Donde:

- $m_{vc}(t, n)$ : masa de oxígeno contenida en los tanques de almacenamiento o volumen de control en la hora  $t$  del día  $n$ , siendo "0" el punto inicial.

Sea  $t \in [t_i(n), t_f(n)]$ , al evaluarlo en la ecuación 5.232, queda como:

$$m_{vc}(t, n) = \int_{t_i(n)}^t \dot{m}_{EL,O_2,s}(t, n) dt + m_{vc}(t_i(n), n) \quad (5.233)$$

Si bien la expresión anterior es correcta analíticamente, dada la sensibilidad horaria de los cálculos, esta se puede aproximar para cada hora a la siguiente ecuación:

$$m_{vc}(t, n) = \dot{m}_{EL,O_2,s}(t, n) \cdot 3600 + m_{vc}(t - 1, n) \quad (5.234)$$

Para conocer la presión dentro de los tanques de almacenamiento de oxígeno, asumiendo que el llenado de todos los tanques vacíos se lleva a cabo de forma simultánea a lo largo del día, se emplean las siguientes expresiones:

$$v_{O_2,Tan}(t, n) = \frac{V_{Tan}}{m_{vc}(t, n)} \quad (5.235)$$

$$P_{O_2,Tan}(t, n) = \frac{R \cdot T_{Tan}(t, n)}{v_{O_2,Tan}(t, n)} = P_{C,O_2,s}(t, n) \quad (5.236)$$

Donde:

- $v_{O_2,Tan}(t, n)$ : volumen específico del oxígeno dentro de los tanques para una hora  $t$  y día  $n$  [ $kg/m^3$ ].
- $R$ : constante de los gases para el oxígeno como gas ideal e igual a 0.2598 [kJ/kgK].
- $T_{Tan}(t, n)$ : temperatura en los tanques para la hora  $t$  y día  $n$  e igual a  $T_{amb}(t, n)$  [K].

Finalmente, para cada una de las etapas de compresión y de interenfriamiento, se emplean las ecuaciones utilizadas para la compresión y enfriamiento del hidrógeno (ecuación 5.158 a 5.172) efectuando la adaptación correspondiente de las variables para cada etapa y las condiciones y supuestos mencionados anteriormente para el oxígeno.

## 5.2.2. Modelado y Dimensionamiento

### 5.2.2.1. Reducción de Presión

En lo que respecta a la reducción de presión mediante válvula reductora, hay que prestar especial atención a que el gas que se está tratando es hidrógeno, por lo que se debe asegurar la disponibilidad y el uso de una válvula especializada, que pueda operar en los rangos de presión considerados para cada caso y que además sea apta para el flujo de hidrógeno requerido.

A modo de dimensionar este proceso, se considera el modelo de una válvula reductora tipo pistón especializada para hidrógeno<sup>6</sup>, cuyo rango de presiones de entrada esta sobre los 351 bar y cuya presión máxima de salida es aproximadamente 31 bar. En base a esto, dicha válvula sería apta netamente para el caso de la turbina A35 (Tabla 5.15), pero dada la diferencia de netamente 9 bar, se considera factible la existencia de una válvula reductora apta para las presiones consideradas. Por otro lado, dicha válvula tiene una capacidad de flujo de 2311,8 SCMPH aproximadamente. Los flujos estándar de hidrógeno y el número de válvulas ( $N_{Val}$ ) que se requerirían en paralelo en cada caso (se asume que la válvula alcanza las presiones de salida requeridas), se pueden observar en la Tabla 5.22 a continuación:

Tabla 5.22: Flujos volumétricos estándar de hidrógeno y número de válvulas reductoras o líneas paralelas de reducción de presión a implementar en cada caso para la válvula considerada.

Mod.	A35		A45		A65	
Op.	TA	TN	TA	TN	TA	TN
$\dot{m}_{H_2}$ [kg/s]	0.9583	0.7766	1.0713	0.8688	1.4645	1.1861
SCMPH	38870.2	31499.8	43452.0	35239.0	59400.2	48109.3
$N_{Val}$	17	14	19	16	26	21

### 5.2.2.2. Tubería Enterrada

En primer lugar, para dimensionar la tubería enterrada se debe fijar la capacidad de almacenamiento que, como bien se mencionó al principio de la sección, corresponde a la capacidad mínima de 24 horas de flujo continuo hacia las turbinas a gas más una capacidad extra, para cubrir la posible baja en la producción por días con nubosidad. Dicha capacidad se considera en el diseño de las tuberías y el resto de la etapa, asumiendo el caso en que debido a la previa presencia de nubes, no se generó la cantidad de hidrógeno nominal, por lo que para evitar la reducción del flujo de hidrógeno hacia la etapa de generación en horas nocturnas, se debe contar con la posibilidad de aumentar la tasa de producción de hidrógeno y con una capacidad extra para su almacenamiento en las tuberías.

<sup>6</sup> TESCO™ 20-1200 Series Hydrogen Pressure Regulator, Emerson.

En base a lo anterior, se genera un reporte de generación fotovoltaica con arreglo TSAT para una capacidad de 1 MWp en el explorador solar para la ubicación de la central, y al analizar los datos TMY para el mes de febrero, que corresponde al mes del año con mayor porcentaje de nubosidad, durante las horas de irradiación aprovechable (7 - 18 hrs.) un 25 % del tiempo hay presencia de nubes (frecuencia de 0.25), limitando la generación fotovoltaica a un 50 % de la capacidad nominal en promedio. Entonces, la capacidad de almacenamiento y producción extra corresponde a lo siguiente:

$$H_{extra} = H_{min} - (H_{prod} \cdot f_{nub} \cdot \eta_{nub} \cdot r_{prod} + H_{prod} \cdot (1 - f_{nub}) \cdot r_{prod}) \quad (5.237)$$

Donde:

- $H_{extra}$ : capacidad de almacenamiento extra de hidrógeno en las tuberías enterradas [ $hr_{H_2}$ ].
- $H_{prod}$ : horas de generación fotovoltaica o producción de hidrógeno disponibles e igual a 11 [hr].
- $f_{nub}$ : frecuencia de nubes durante las horas de producción e igual a 0,25 [-].
- $\eta_{nub}$ : rendimiento de generación fotovoltaica o producción de hidrógeno durante horas de producción con nubosidad e igual a 0,5 [-].
- $r_{prod}$ : tasa de producción de hidrógeno por hora e igual a  $\frac{H_{min}}{H_{prod}}$  [ $hr_{H_2}/hr$ ].

Así, con los valores anteriores se obtiene una capacidad de almacenamiento y producción extra de 3  $hr_{H_2}$ , por lo que la capacidad total considerada para el diseño de las tuberías corresponde a  $H_{tot}$  e igual a 27  $hr_{H_2}$ .

Entonces, además de lo anterior, para el diseño de la tubería enterrada se considera lo siguiente:

1. El material de la tubería escogido corresponde al acero al carbono API-5L-x52, que se encuentra dentro de los recomendados en la norma ASME B31.12 y para el cual se logra el menor largo de tubería gracias a su mayor esfuerzo de fluencia en comparación a otras calidades de acero al carbono. De esta forma, los factores de la ecuación 5.140 son los siguientes:

$$S = 358,52 \text{ [MPa]} \quad ; \quad F = 0,5 \quad ; \quad E = 1 \quad ; \quad T = 1 \quad ; \quad H_f = 1$$

2. Tomando como referencia el catálogo de tuberías de la empresa TUBEXA<sup>7</sup>, se itera sobre los espesores  $t = 16 - 25,4$  mm y los diámetros  $D = 610 - 1016$  mm, empleando aquellas combinaciones cuya presión de trabajo sea mayor o igual la presión de diseño  $P_d$  y que resulten en el largo de tubería mínimo.
3. La presión de diseño  $P_d = 100$  bar, se define como la máxima alcanzada durante el proceso de llenado, que corresponde al final de este cuando se contiene  $H_{tot}$ .

<sup>7</sup> Tabla de Presiones de Trabajo (Norma API 5L, Grado B), [Catálogo Técnico, TUBEXA S.A.](#)

4. La temperatura de diseño  $T_d$  se definió como la temperatura alcanzada en la tubería cuando se tiene la presión de diseño  $P_d$ , entonces, esta se determinó como el promedio anual de temperatura ambiental entre los horarios 17:00 y 18:00, que es cuando termina el proceso de llenado de las tuberías. Así,  $T_d = 23,63$  °C.

Así, para los distintos flujos de hidrógeno hacia la etapa de generación, se calcularon los resultados que aparecen en la Tabla 5.23 a continuación:

Tabla 5.23: Resultados de dimensionamiento de tubería enterrada.

Mod.	A35		A45		A65	
	TA	TN	TA	TN	TA	TN
$\dot{m}_{H_2,CC}$ [kg/s]	0,9583	0,7766	1,0713	0,8688	1,4645	1,1861
$m_{H_2}$ [ton]	93,150	75,487	104,129	84,447	142,348	115,290
$D$ [mm]	864					
$t$ [mm]	25,4					
$V_{Tub}$ [ $m^3$ ]	12089,7	9797,2	13514,7	10960,2	18475,0	14963,3
$L_{Tub}$ [km]	23,23	18,83	25,97	21,06	35,50	28,75

### 5.2.2.3. Flujo y Presión de Hidrógeno en Tuberías

Para el cálculo del flujo de hidrógeno que ingresa hacia la tubería enterrada  $\dot{m}_{H_2,Tub,e}(t, n)$ , se debe contar en primer lugar con la cantidad nominal de hidrógeno a suministrar diariamente a la etapa de generación (ecuación 5.146). Este valor, en conjunto a la cantidad anual nominal, se muestran en la Tabla 5.24 a continuación:

Tabla 5.24: Cantidad diaria y anual de hidrógeno a suplir a la etapa de generación.

Mod.	A35		A45		A65	
	TA	TN	TA	TN	TA	TN
$m_{H_2}$ [ton/día]	82,80	67,10	92,56	75,06	126,53	102,48
$m_{H_2}$ [kton/año]	30,22	24,49	33,78	27,40	46,18	37,41

Luego, para determinar la función  $y(t, n)$ , se obtienen los resultados de generación fotovoltaica para el panel considerado en el dimensionamiento del parque solar, cuyas características se exponen en la sub-sección correspondiente más adelante en el texto. Así, de dichos resultados se obtiene el comportamiento cualitativo representado en  $y(t, n)$  y con la cual se calcula el flujo másico de hidrógeno máximo de cada día  $n$ . A modo de ejemplo, se muestran a continuación los gráficos de la función  $y(t, n)$  y  $\dot{m}_{H_2,Tub,e}(t, n)$  para cada caso para el solsticio de invierno ( $n = 172$ ):

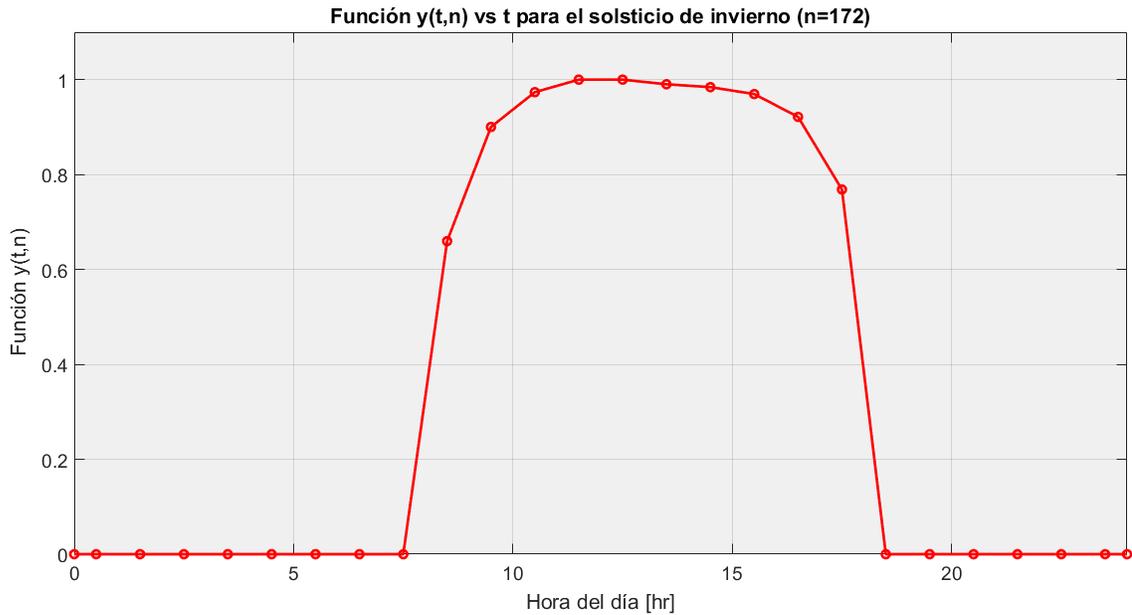


Figura 5.24: Función  $y(t,n)$  para el solsticio de invierno.

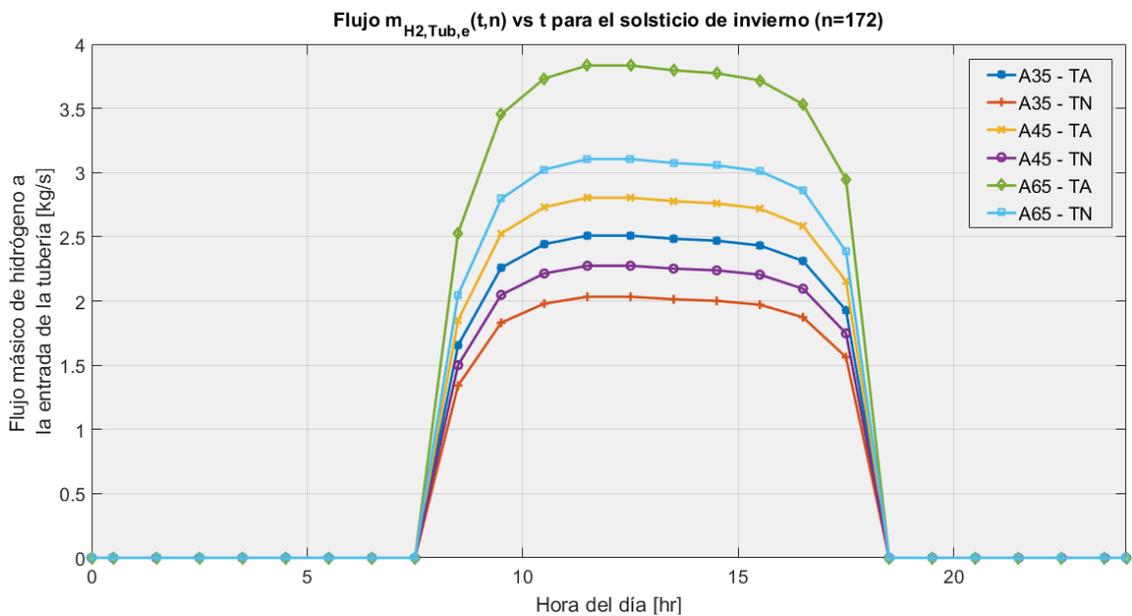


Figura 5.25: Evolución del flujo másico de hidrógeno a la entrada de la tubería enterrada a lo largo del día para el solsticio de invierno y para los distintos casos de flujo.

Los resultados con los cuales se graficaron las figuras anteriores se pueden verificar en el Anexo C.2.1.1.

Se puede notar del gráfico anterior que gracias a la función  $y(t,n)$  se puede modelar el flujo de hidrógeno que ingresa a la tubería sin mayores complicaciones, conservando en su totalidad la forma original de la función  $y(t,n)$ . Por otro lado, al comparar los flujos de hidrógeno de ingreso con los de egreso de la tubería, debido a la variabilidad horaria de producción del hidrógeno en base a las horas de radiación disponible, el flujo de ingreso es más de dos veces

mayor que el de alimentación de la etapa de generación.

Uno de los efectos de este regimen transitorio en la tubería enterrada corresponde a la variación de la presión dentro de la tubería enterrada, dado que al tener un flujo neto que ingresa a la tubería y mantener el volumen de tubería fijo, hay un aumento de presión de hidrógeno dentro de la tubería que se mantiene hasta que se deja de producir hidrógeno, alcanzando la presión máxima de almacenamiento o de diseño en dicho momento. La evolución de la presión de hidrógeno dentro de la tubería para distintos días del año se puede observar en la Figura 5.26 a continuación:

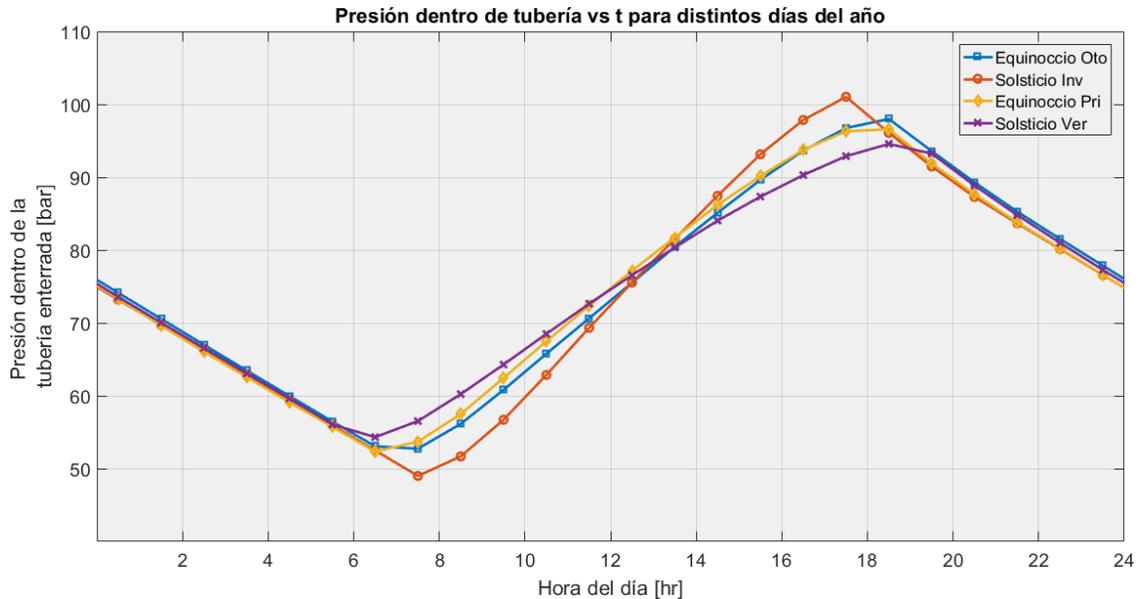


Figura 5.26: Evolución de la presión dentro de la tubería enterrada para distintos días del año.

Se debe constatar que el gráfico anterior es válido para todos los casos de flujo de hidrógeno, comportándose de forma similar, sino igual, debido a que para cada flujo se diseñó un volumen de tubería distinto, pero se determinó previamente para todos que al final del día llegarían a su capacidad y presión de diseño, entre otras consideraciones ya mencionadas anteriormente, por lo que la única variación que se presenta es causada por la mayor o menor cantidad de horas de sol durante el día, que afecta directamente al flujo másico de hidrógeno al ingreso de la tubería.

Otro punto relevante acerca de la variación de presión periódica dentro de la tubería es el riesgo de falla por fatiga del material de la tubería al estar sometido a esfuerzos cíclicos. Es sumamente relevante tener esto en cuenta debido al mayor riesgo de que esto pueda provocar una fuga de hidrógeno.

#### 5.2.2.4. Calentamiento de Hidrógeno

Luego de que el hidrógeno se llevó a la presión requerida, se aumenta su temperatura para llevarla a la de diseño en el punto previo a la cámara de combustión. Dicho aumento puede lograrse aprovechando nuevamente los gases de combustión del Ciclo Brayton en el HRSG si es que la potencia térmica no es muy alta. Entonces, en la siguiente tabla se muestran el calor

y potencia térmica máximas para cada caso de flujo de hidrógeno, identificando el día y hora en que ocurren:

Tabla 5.25: Calor y potencia térmica máximas requeridas en cada caso en el intercambiador UTC para llevar el hidrógeno a las condiciones de diseño.

Mod.	A35		A45		A65	
Op.	TA	TN	TA	TN	TA	TN
$Q_{ab,UTC,max} [kJ/kg]$	549,85		550,96		554,21	
$Q_{ab,UTC,max} [kW]$	526,94	427,03	590,24	478,68	811,64	657,36
n	203					
t	7					
T [°C]	1,26					

Al observar los resultados anteriores queda claro que es perfectamente factible aprovechar los gases de salida para aumentar la temperatura del hidrógeno, ya que las potencias caloríficas resultantes son bajas en comparación al calor remanente en los gases de combustión después del último intercambiador de calor del HRSG.

#### 5.2.2.5. Compresión de Hidrógeno

En primer lugar, para el dimensionamiento de esta sub-etapa se asumen los valores de presión y temperatura de ingreso a los compresores como los que aparecen en las expresiones 5.177 y 5.178, resultantes de la etapa de producción de hidrógeno en los electrolizadores.

En segundo lugar, y como bien se mencionó al principio de la sección, para el dimensionamiento de los equipos con flujos variables, como el compresor, se emplean los flujos calculados para el solsticio de invierno ( $n = 172$ ), o bien, aquellos que entreguen la máxima potencia calculada, de tal forma que la sub-etapa nunca tenga deficiencia en cuanto a su capacidad. Así, en el caso de la compresión la máxima potencia se alcanza con  $n = 166$ . En las Figuras 5.27 y 5.28 se muestran graficadas la relación de presiones, la temperatura de salida del hidrógeno y la potencia de compresión requerida para este día y para todos los casos de flujo de hidrógeno.

Los resultados con los cuales se graficaron las figuras mencionadas anteriormente se pueden verificar en el Anexo C.2.1.2.

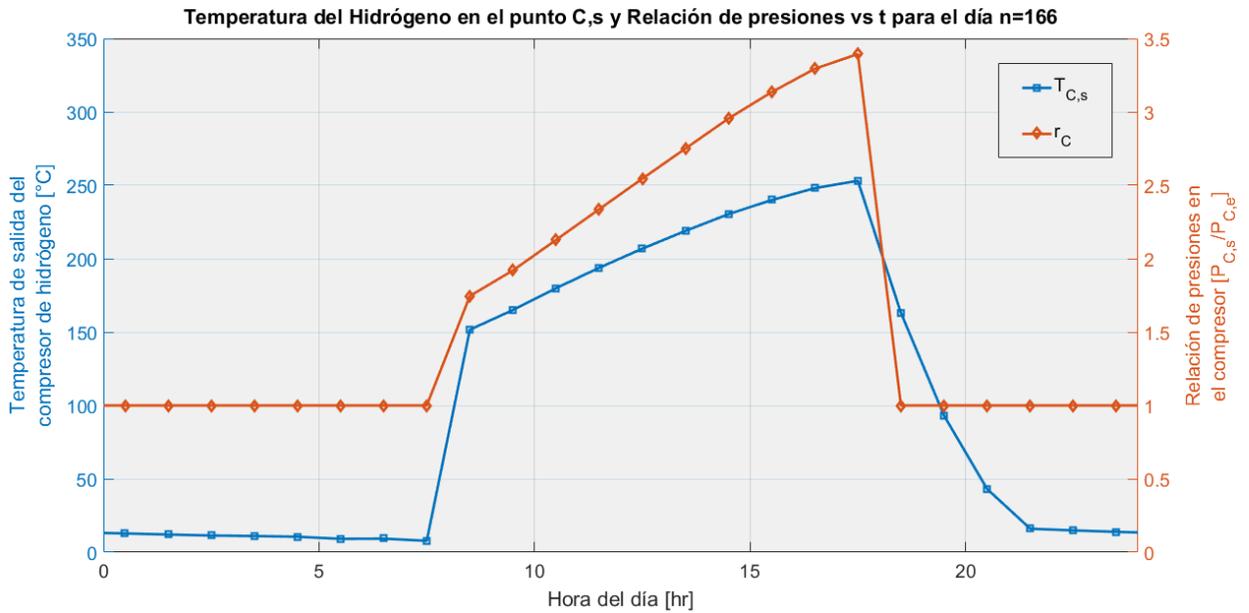


Figura 5.27: Evolución de  $T_{C,s}$  y  $r_C$  a través del día n=166.

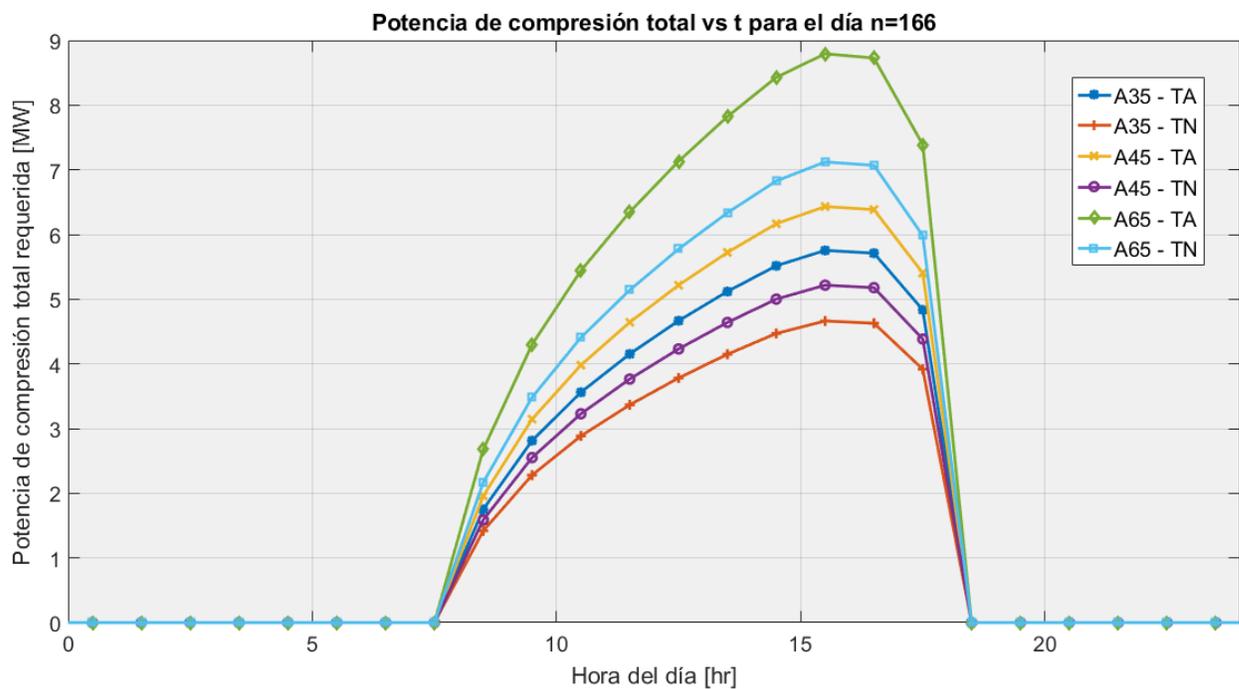


Figura 5.28: Evolución de  $\dot{W}_C$  requerido para la compresión del hidrógeno en cada caso de flujo.

Entonces, la potencia instalada de compresores para cada caso, se fija como el valor máximo alcanzado en los gráficos anteriores, evitando así en todo el año una deficiencia de potencia de compresión total. Este valor, además de otros relevantes, se muestran en la Tabla 5.26 a continuación:

Tabla 5.26: Potencia instalada total de compresores y la relación de presiones y flujo volumétrico estándar asociados a dicha potencia.

Mod.	A35		A45		A65	
Op.	TA	TN	TA	TN	TA	TN
$\dot{W}_{C,ins}$ [MW]	5,8	4,7	6,4	5,2	8,8	7,1
$r_C$ [-]	3,1347					
$SCMPH_d$ [m3/hr]	99338	80504	111046	90058	151806	122949

### 5.2.2.6. Enfriamiento de Hidrógeno

En cuanto a la potencia térmica extraída para el flujo de hidrógeno entre C,e y Tub,e, se muestran a continuación graficadas a lo largo del día de diseño para cada caso de flujo de hidrógeno:

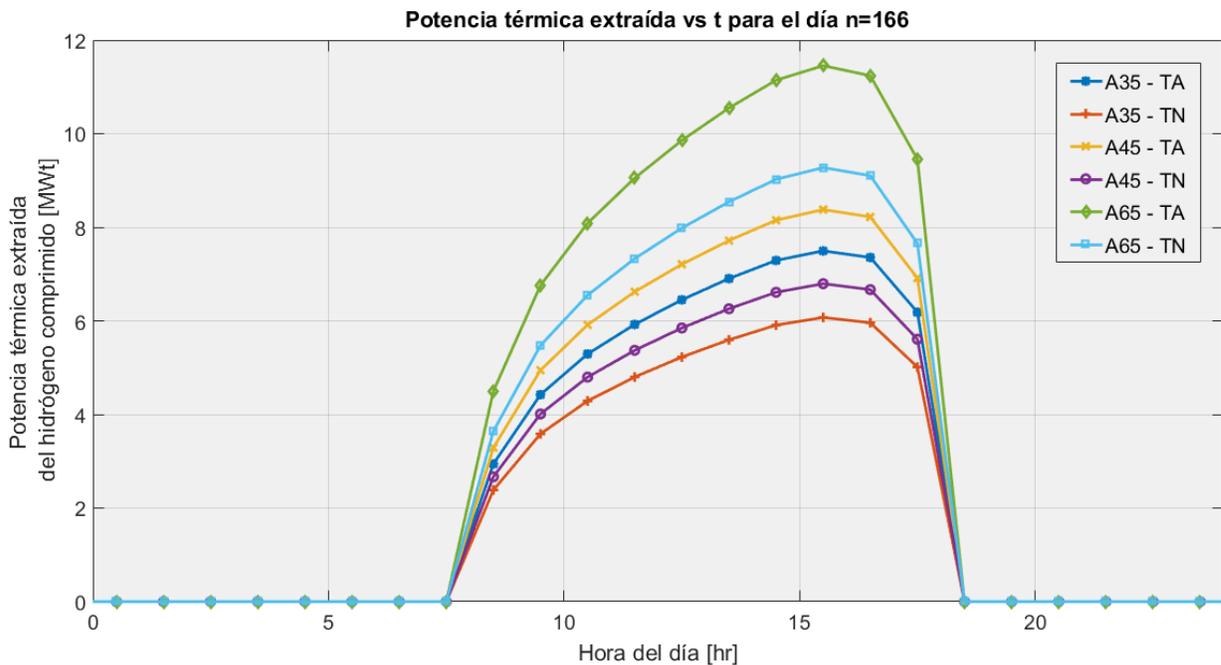


Figura 5.29: Evolución de la potencia térmica extraída ( $\dot{Q}_{out}(t, n)$ ) del flujo de hidrógeno saliente del compresor en los intercambiadores de calor para el día n=166.

Los resultados con los cuales se grafico la figura anterior se pueden verificar en el Anexo C.2.1.3.

### 5.2.2.7. Electrólisis de Agua

Para el dimensionamiento de esta sub-etapa, se tienen en cuenta los flujos del día n=169, en el que se alcanzan los valores mayores de potencia de electrolizador y flujo másico de agua de alimentación requeridos. Entonces, la evolución de estas variables a lo largo del día considerado se puede observar en los gráficos de las Figuras 5.30 y 5.31 que se muestran a continuación:

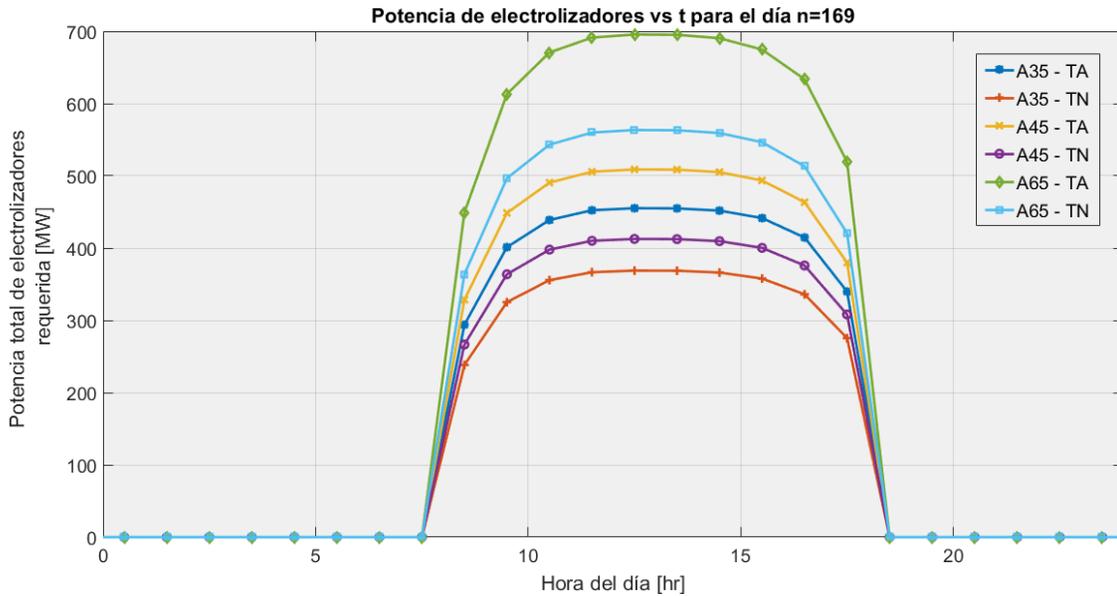


Figura 5.30: Evolución de la potencia total de electrolizadores requerida durante el día n = 169 para cada caso de flujo de hidrógeno.

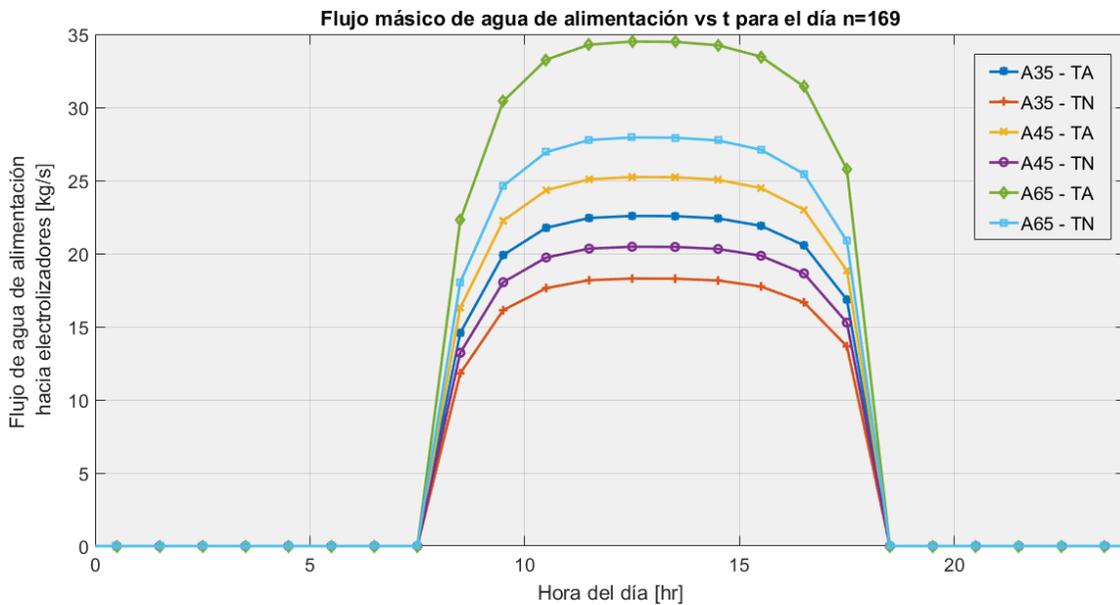


Figura 5.31: Evolución del flujo de agua de alimentación hacia los electrolizadores a través del día n=169 para cada caso de flujo de hidrógeno.

Los resultados con los cuales se graficaron las figuras anteriores se pueden verificar en el Anexo C.2.1.4.

Luego, al igual que en la etapa de compresión del hidrógeno, se fija la potencia instalada de electrolizadores como el valor máximo de las curvas anteriores para cada caso, evitando la posibilidad de deficiencia en la producción de hidrógeno. Así, la potencia instalada de electrolizadores y los flujos volumétricos estándar de agua y oxígeno correspondientes al valor de potencia instalada, se muestran en la Tabla 5.27 a continuación:

Tabla 5.27: Potencia de electrolizadores instalada y flujos de agua de alimentación y oxígeno correspondientes.

Mod.	A35		A45		A65	
Op.	TA	TN	TA	TN	TA	TN
$Pot_{elec,ins}$ [MW]	455,19	368,88	508,85	412,66	695,61	563,38
$m_{H_2O}$ [kg/s]	22,57	18,29	25,24	20,47	34,50	27,94
$SCMPH_{O_2}$ [m <sup>3</sup> /hr]	51176,7	41472,7	57209,1	46395,5	78206,6	63340,6

### 5.2.2.8. Acondicionamiento de Agua de Alimentación

Para el dimensionamiento de la bomba y potencia térmica requerida para acondicionar el agua previo a la electrólisis se consideran los flujos del día n=169, en el que se alcanzan los mayores flujos como bien se mencionó en la sub-etapa anterior. Entonces, la evolución de estas variables dentro del día considerado se muestran en las Figuras 5.32 y 5.33 a continuación:

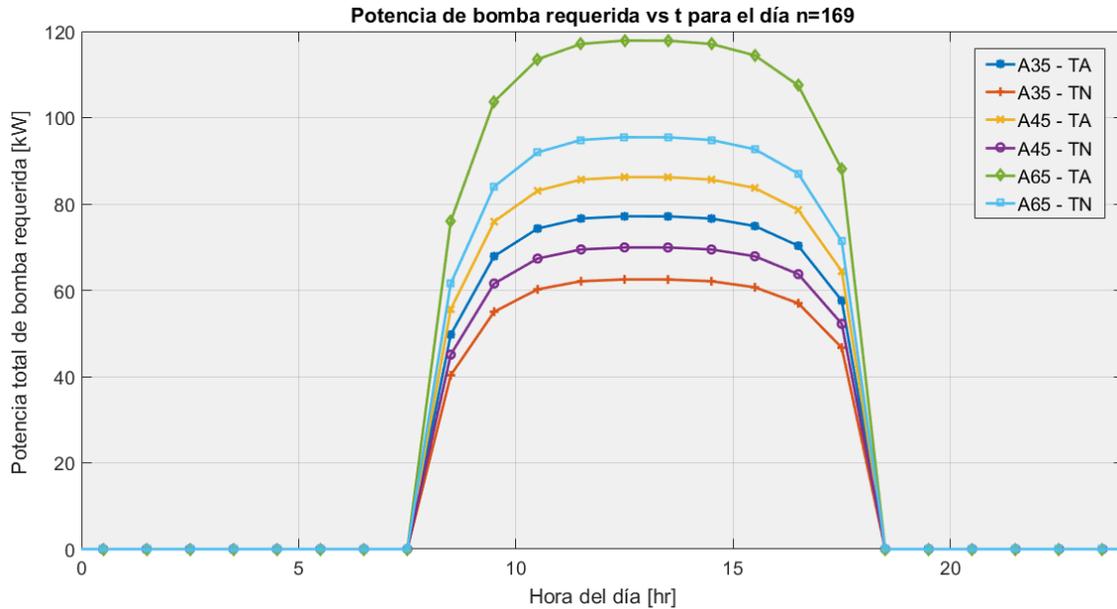


Figura 5.32: Evolución de la potencia total de bomba requerida para el agua de alimentación de electrólisis para el día n=169.

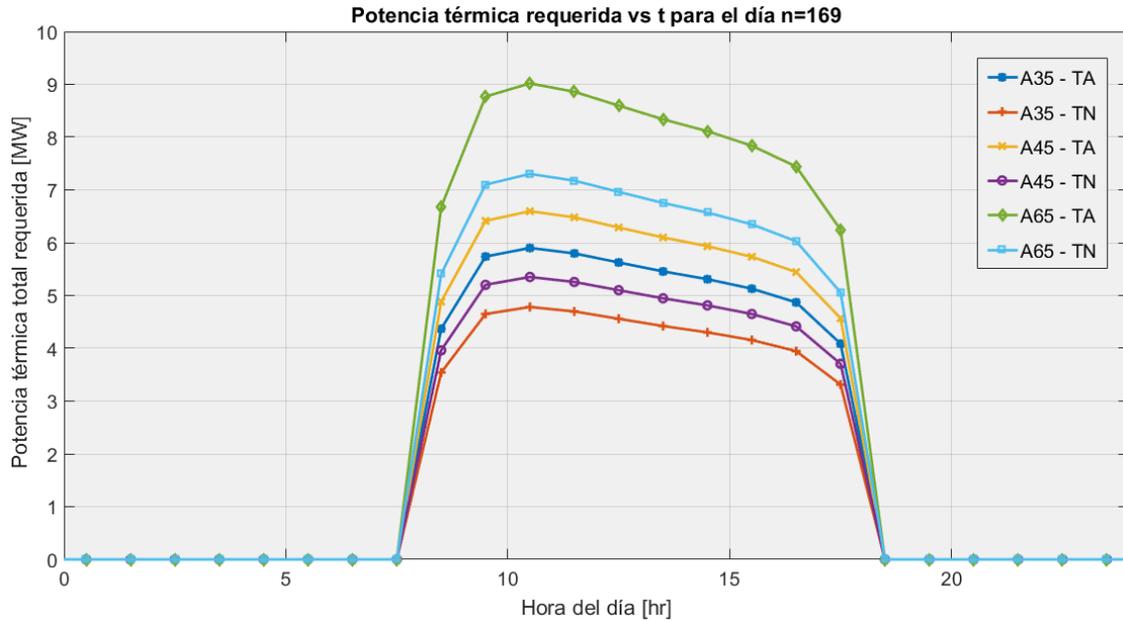


Figura 5.33: Evolución de la potencia térmica total requerida para el agua de alimentación de electrólisis para el día n=169.

Los resultados con los cuales se graficaron las figuras anteriores se pueden verificar en el Anexo C.2.1.5.

Así, la potencia instalada para la bomba de alimentación se fija como el valor máximo de las curvas en el gráfico de la Figura 5.32 bajo el mismo argumento que en las sub-secciones anteriores. Los valores de dicha potencia y la potencia térmica máxima alcanzada en cada caso, se muestran en la Tabla 5.28 a continuación:

Tabla 5.28: Potencia de bomba de alimentación instalada y potencia térmica a suplir para el día correspondiente y para cada caso de flujo.

Mod.	A35		A45		A65	
Op.	TA	TN	TA	TN	TA	TN
$\dot{W}_{B,ins}$ [kW]	77,13	62,50	86,22	69,92	117,86	95,46
$\dot{Q}_{in}$ [MW]	5,90	4,78	6,60	5,35	9,02	7,30

### 5.2.2.9. Parque Solar

Las características del panel fotovoltaico considerado<sup>8</sup> para el dimensionamiento del parque solar se muestran en la Tabla 5.29, cuya selección se basó en una comparación de la relación potencia/precio de varios proveedores.

<sup>8</sup> Panel solar Canadian Solar 450 watt monocristalino SEC, [TODOSOLARCHILE](#).

Tabla 5.29: Características de panel fotovoltaico considerado y parámetros de entrada para el Explorador Solar.

<b>HiKu - Módulo Monocristalino 430W - 455W / Canadian Solar</b>		$N_{Celdas}$	144
$V_{oc}$	49,3 V	$V_{mpp}$	41,3 V
$I_{sc}$	11,66 A	$I_{mpp}$	11,02 A
$\tau_{V_{oc}}$	-0,27 %/°C	$\tau_{I_{sc}}$	0,05 %/°C
Largo	2,108 m	Ancho	1,048 m
<b>Arreglo</b>			
$N_{Paneles}$	1	Montaje	TSAT
$S_{eje}$	23°		
<b>Inversor</b>		<b>Otros</b>	
$Pot_{Inv}$	$\eta_{Inv}$	$f_{Perdidas}$	12 %
0,455 kW	90 %		
<b>Ubicación</b>			
Lat	-22,9402°	Long	-69,6318°

Así, se obtiene la generación fotovoltaica correspondiente a un solo panel con sensibilidad horaria, cuyos principales resultados se muestran en la Tabla 5.30 a continuación:

Tabla 5.30: Principales resultados de generación fotovoltaica para el módulo considerado.

<b>Generación Promedio Diaria [kWh]</b>	<b>Generación Anual [kWh]</b>	<b>Factor de Planta [%]</b>
3,45	1262,53	31,67

Luego, como el parque solar tiene por objetivo energizar la sub-etapa de electrolisis alcalina, se debe tener en cuenta la potencia instalada de electrolizadores, la cual se muestra en la Tabla 5.27 y que corresponde a la potencia máxima requerida el día  $n = 169$ , y que al usar las ecuaciones 5.199 y 5.201, resulta en la cantidad total de paneles y potencia total del parque para cada caso de flujo de hidrógeno que aparecen en la Tabla 5.31, y que se pueden ver graficadas en la Figura 5.34.

Tabla 5.31: Número de paneles y potencia instalada total en el parque solar.

<b>Mod.</b>	<b>A35</b>		<b>A45</b>		<b>A65</b>	
	<b>TA</b>	<b>TN</b>	<b>TA</b>	<b>TN</b>	<b>TA</b>	<b>TN</b>
$N_{Pan}$ [-]	1338010	1084300	1495727	1213006	2044704	1656033
$Pot_{T,pan}$ [MWp]	608,79	493,36	680,56	551,92	930,34	753,5

# Paneles y Potencia del parque solar

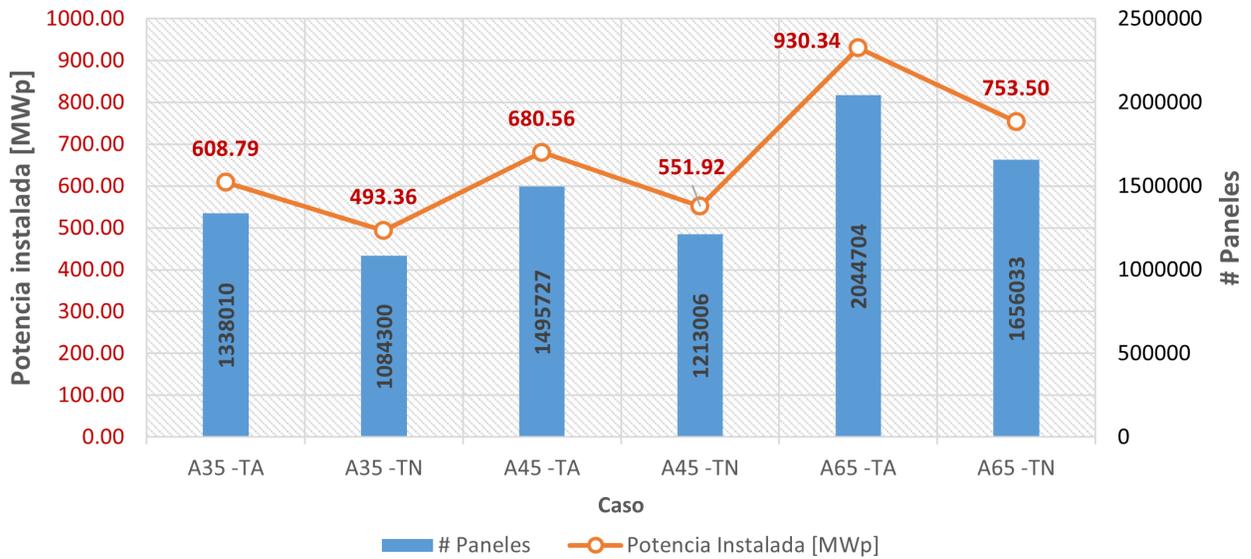


Figura 5.34: Número de paneles y potencia instalada total en el parque solar.

En cuanto a las estructuras TSAT y la separación entre estas, se considera como referencia el sistema que aparece en la Figura 5.35, el cual cuenta con su descripción y características principales, disponibles en el catálogo online de productos Chinos Alibaba<sup>9</sup>.

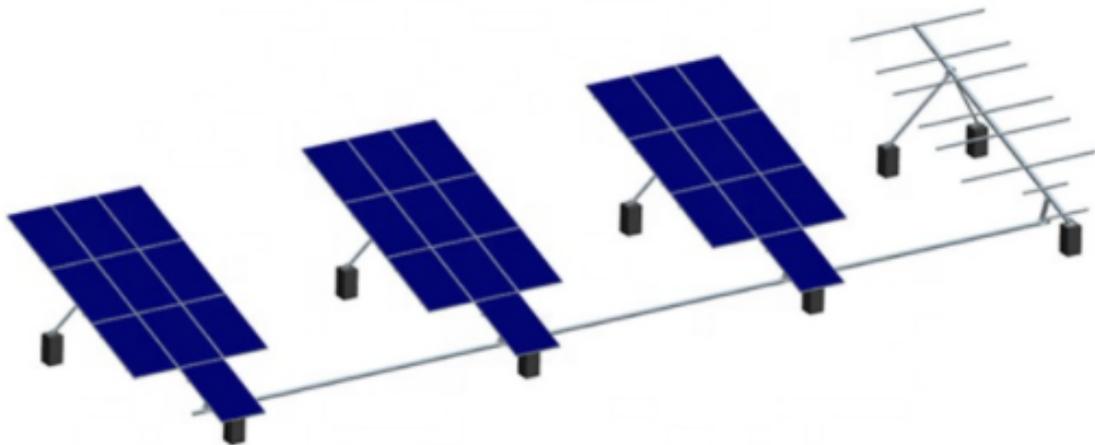


Figura 5.35: Sistema de seguimiento solar TSAT.

Este sistema considera paneles fotovoltaicos de 1650x992 mm, con 10 paneles por estructura de soporte. Dado que la estructura de soporte consiste en simplemente barras horizontales sobre el eje que rota, se asume que dichas barras pueden adaptarse a las dimensiones del módulo considerado, de tal forma que en una estructura se logran colocar 7 paneles de 455 W. Por un lado, si bien no se encuentra especificado en el sistema de seguimiento, dada la proporcionalidad del esquema, se asume una distancia de separación horizontal  $D_{EW}$

<sup>9</sup> Sistema de seguimiento solar TSAT de 10 kWh, [Shandong Jinhong New Energy Co., Ltd.](#)

igual a 5,63 metros. Y, por otro lado, las dimensiones requeridas para determinar la separación en la dirección Norte-Sur entre sistemas de seguimiento, vienen dadas en la Tabla 5.32 a continuación:

Tabla 5.32: Dimensiones requeridas para el cálculo de separación en la dirección Norte-Sur.

<b>L</b>	<b>b</b>	<b>h</b>	<b>s</b>
6,324 m	3,144 m	1,6798 m	23°

Así, las separaciones entre sistemas de seguimiento y el área total cubierta por estos para cada caso de flujo de hidrógeno, se muestran en la Tabla 5.33, donde en el caso de  $w$  igual a 0 se evaluó con el mayor ángulo de elevación del día  $n = 169$ , obteniendo la distancia mínima de separación para el medio día. En cambio, en el caso  $w$  igual a 45 se evaluó el ángulo de elevación que entrega la segunda distancia mayor de separación entre sistemas, esto debido a que para el ángulo mínimo de elevación (amanecer/atardecer), resultaba en separaciones por sobre los 30 metros.

Tabla 5.33: Distancia entre sistemas de seguimiento y área total del parque solar.

	$D_{EW}$	5,63 m	$D_{NS,w0}$	6,00 m	$D_{NS,w45}$	24,24 m
<b>Mod.</b>	<b>A35</b>		<b>A45</b>		<b>A65</b>	
<b>Op.</b>	<b>TA</b>	<b>TN</b>	<b>TA</b>	<b>TN</b>	<b>TA</b>	<b>TN</b>
$p [-]$	438	394	463	417	541	487
$A_{TPS,w0} [km^2]$	6,45	5,21	7,21	5,84	9,84	7,97
$l_{w0} [km]$	2,54	2,28	2,68	2,42	3,14	2,82
$A_{TPS,w45} [km^2]$	26,06	21,08	29,13	23,62	39,79	32,23
$l_{w45} [km]$	5,11	4,59	5,4	4,86	6,31	5,68

### 5.2.2.10. Compresión y Almacenamiento de Oxígeno

En primer lugar, se calcula la cantidad total de oxígeno producido mediante la ecuación 5.229, resultando en lo siguiente para cada caso:

Tabla 5.34: Cantidad diaria y anual de oxígeno producido.

<b>Mod.</b>	<b>A35</b>		<b>A45</b>		<b>A65</b>	
<b>Op.</b>	<b>TA</b>	<b>TN</b>	<b>TA</b>	<b>TN</b>	<b>TA</b>	<b>TN</b>
$m_{O_2} [\text{ton/día}]$	657,16	532,55	734,62	595,76	1004,25	813,35
$m_{O_2} [\text{kton/año}]$	239,86	194,38	268,14	217,45	366,55	296,87

En segundo lugar, y como bien se mencionó en secciones anteriores, el oxígeno se almacena mediante tanques de oxígeno comprimido, cuyas características se asumen como las siguientes:

Tabla 5.35: Características de tanques de almacenamiento de oxígeno gaseoso<sup>10</sup>.

<b>Material</b>	Acero Inoxidable	<b>Espesor</b>	36 mm
<b>Largo</b>	6,5 m	<b>Radio</b>	2,3 m
<b>Presión</b>	200 bar	<b>Volumen</b>	104,67 m <sup>3</sup>
<b>Densidad de O<sub>2</sub></b>	284,5 kg/m <sup>3</sup>	<b>Capacidad de Almacenamiento</b>	29778,2 kg

La evolución del flujo másico de oxígeno que ingresa a la sub-etapa de compresión e interenfriamiento para el día del año en que se tiene el valor máximo (n = 169), se puede ver para cada caso en el gráfico de la Figura 5.36 a continuación:

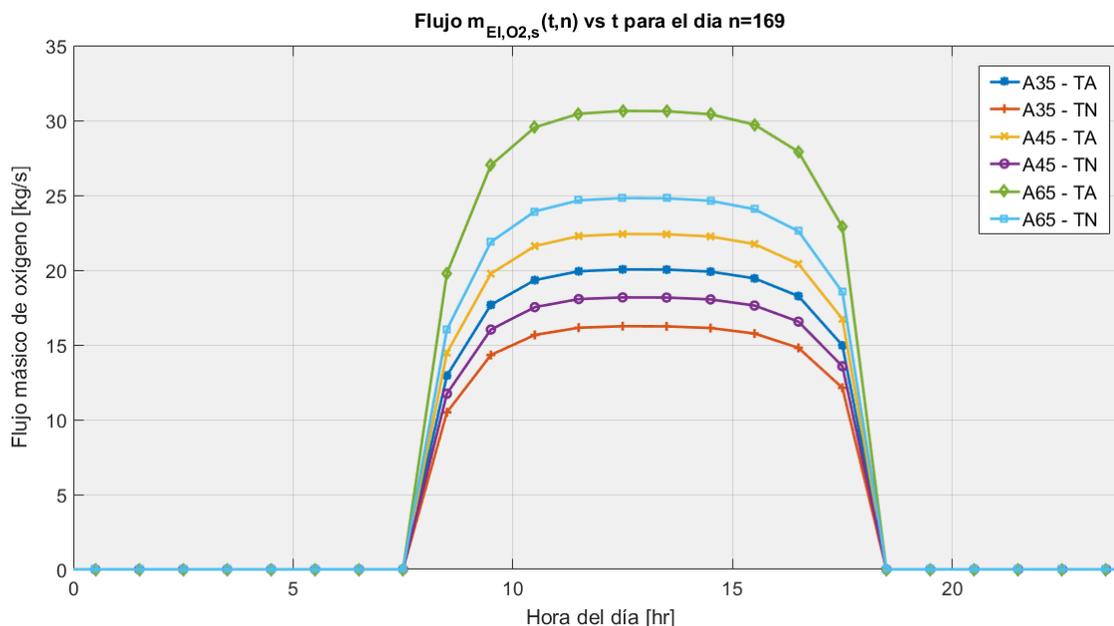


Figura 5.36: Evolución del flujo másico total de oxígeno a la salida de los electrolizadores a lo largo del día n=169 para los distintos casos de flujo.

Los resultados con los cuales se grafico la figura anterior, y de las siguientes figuras en esta sub-sección, se pueden verificar en el Anexo C.2.1.6.

Se puede notar claramente una similitud a la evolución del flujo másico de hidrógeno, esto debido al funcionamiento del equipo electrolizador dependiente de la energía fotovoltaica generada en el parque solar a lo largo del día. También, a diferencia del flujo másico de hidrógeno total, el flujo másico de oxígeno es más de 8 veces mayor a este para cada caso, debido a la diferencia en masas molares de cada especie.

En el almacenamiento de oxígeno, a diferencia del de hidrógeno, este no se consume durante la noche, cuando se acaba la generación de ambos gases en los equipos electrolizadores. Como, se mencionó anteriormente, se considera la disponibilidad de tanques de

<sup>10</sup> Extraídas de memoria de título: "Evaluación técnico económica de una planta de producción de hidrógeno mediante electrólisis de agua utilizando energía eléctrica producida con celdas fotovoltaicas de alta eficiencia", D. Pineda, 2009, Universidad de Chile.

almacenamiento para 2 veces la producción diaria de oxígeno, para que así mientras un grupo de tanques es llenado por los electrolizadores, el otro grupo es vaciado por los compradores, por esto, la variación de presión en los tanques de almacenamiento para un tanque que está por ser llenado se mantiene constante durante las horas previas al inicio de producción a presión atmosférica, mientras que posterior a la producción se mantiene constante a una presión de almacenamiento levemente mayor a la de diseño (debido a la variación de temperatura en comparación a la de diseño). Lo anterior se puede observar en el gráfico de la Figura 5.37 a continuación:

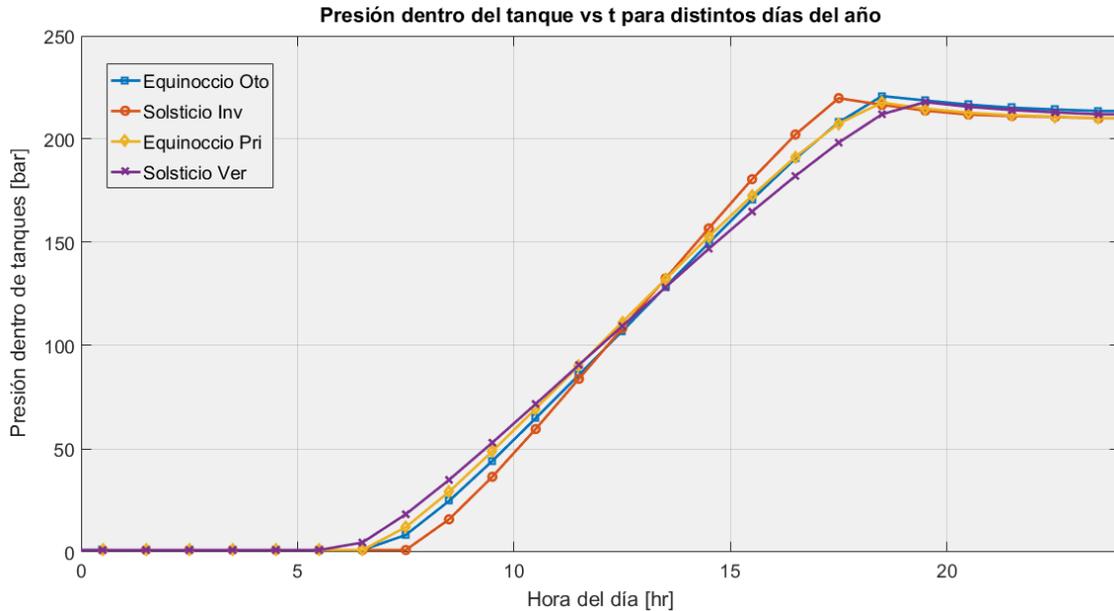


Figura 5.37: Evolución de la presión dentro de los tanques de almacenamiento para distintos días del año.

En lo que respecta a las etapas de compresión del oxígeno, se emplea la misma metodología aplicada a los de hidrógeno y la potencia instalada a implementar se calcula como la máxima alcanzada durante el ciclo anual, evitando deficiencias que puedan afectar la compresión de oxígeno. Así, para la primera etapa de compresión, el día en que se alcanza la mayor potencia requerida de compresión corresponde a  $n=169$ , mientras que para la segunda etapa, al día  $n=190$ . Así, se muestra a continuación la evolución de potencia requerida en la primera etapa de compresión:

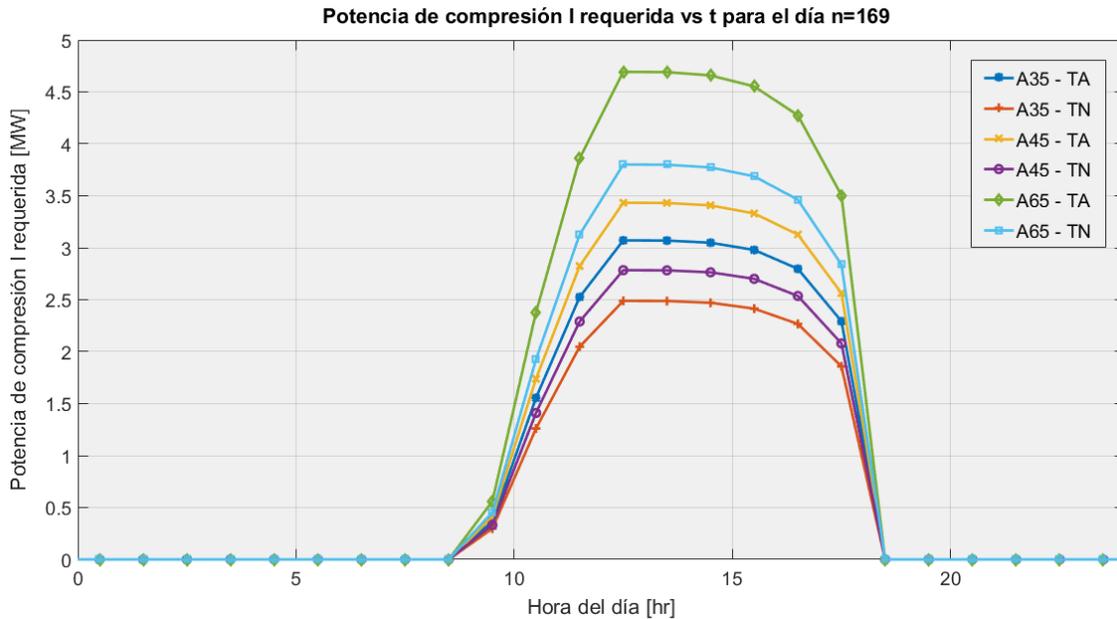


Figura 5.38: Evolución de  $\dot{W}_C(t, n)$  requerido para la primera etapa de compresión del oxígeno en cada caso de flujo para el día n=169.

Analizando el gráfico anterior en conjunto al de evolución del flujo másico de oxígeno (Figura 5.36), se puede observar que la compresión en la primera etapa no comienza hasta pasada la primera hora de producción, es decir, pasa directamente a los tanques de almacenamiento debido a la diferencia de presión. Pasada dicha hora, y cuando empieza a aumentar la presión en los tanques de almacenamiento, comienza el funcionamiento de la primera etapa de compresión, la cual aumenta sostenidamente en las primeras horas, para luego llegar al pick de potencia posterior al mediodía y disminuir con un comportamiento similar al de la evolución del flujo másico, esto debido a que una vez superados los 100 bar de presión en los tanques, la primera etapa mantiene su relación de presiones, con los 100 bar como presión fija de salida. Luego, la evolución de la potencia requerida en la segunda etapa de compresión se muestra en el gráfico a continuación:

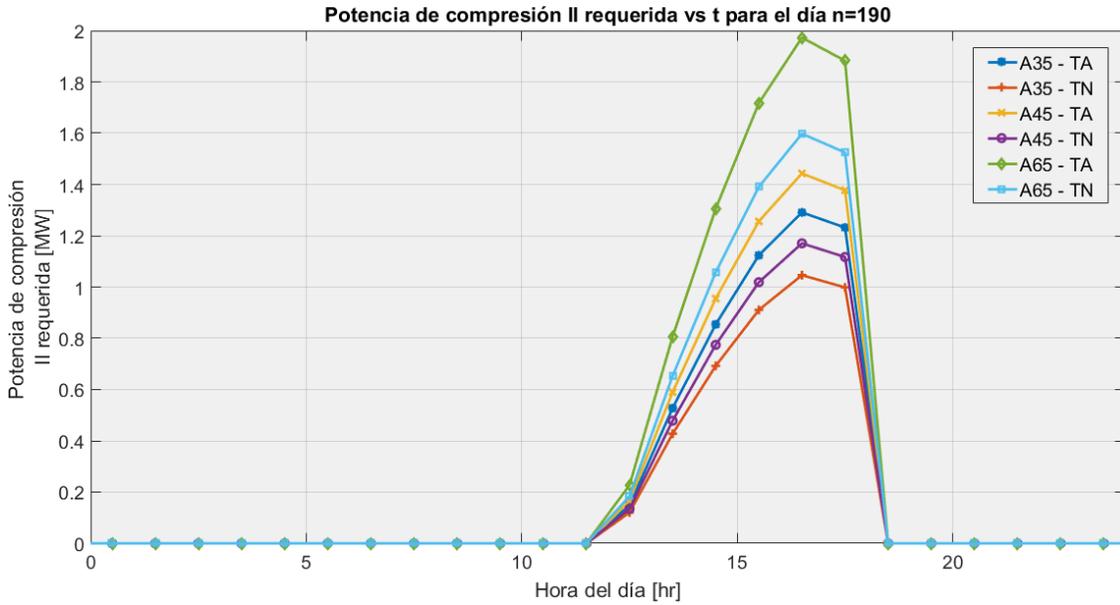


Figura 5.39: Evolución de  $\dot{W}_C(t, n)$  requerido para la segunda etapa de compresión del oxígeno en cada caso de flujo para el día n=190.

Al igual que en la primera etapa de compresión, la segunda etapa empieza a funcionar tiempo después del comienzo de producción de oxígeno, iniciando su funcionamiento posterior al mediodía, que es también el horario en que la primera etapa llega a su pick de potencia requerida. Por otro lado, y a diferencia de la primera etapa, la potencia requerida en esta segunda etapa es menos de la mitad de la primera para cada caso, lo cual es debido a la menor temperatura a la entrada del compresor (30 °C) en comparación a la primera etapa, cuya temperatura de ingreso es la de salida de los electrolizadores e igual a 80 °C. La evolución de la temperatura de ingreso al compresor y la relación de presiones para cada etapa se muestran a continuación en los gráficos de las Figuras 5.40 y 5.41:

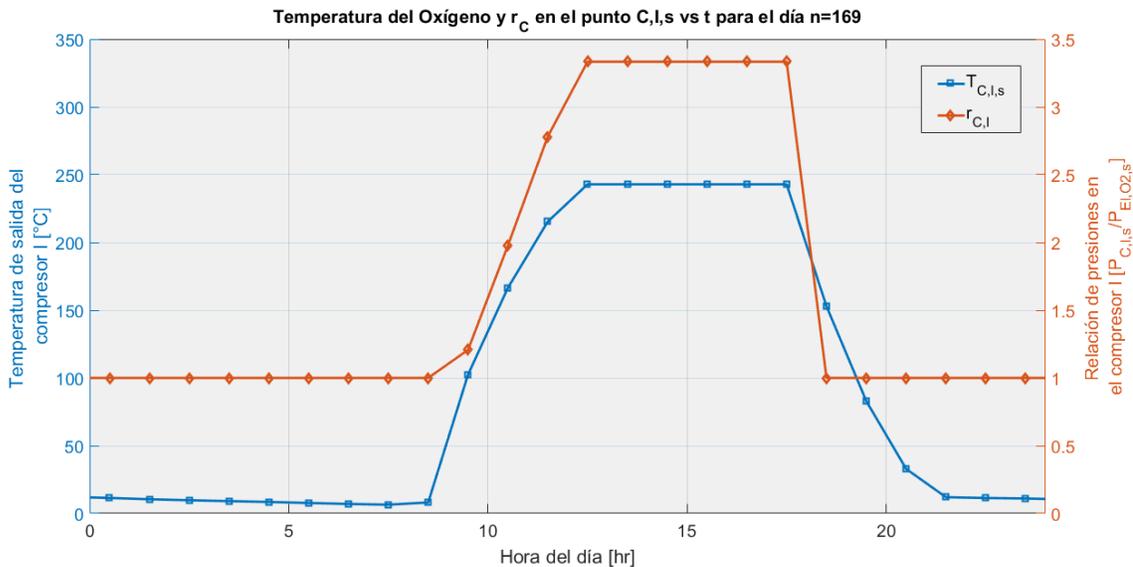


Figura 5.40: Evolución de  $T_{C,I,s}$  y  $r_{C,I}$  a través del día n=169.

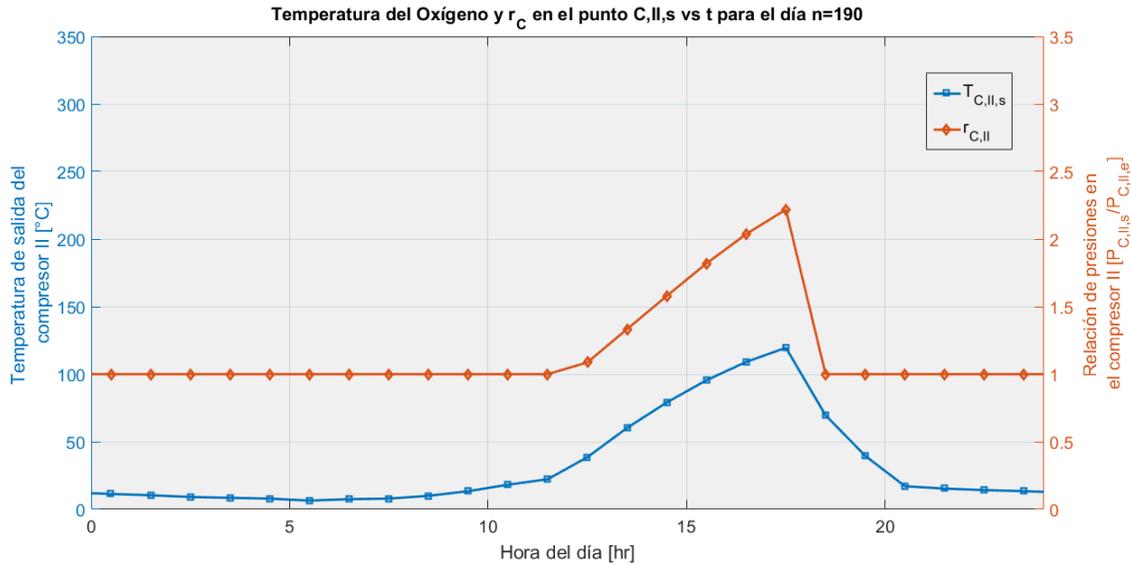


Figura 5.41: Evolución de  $T_{C,II,s}$  y  $r_{C,II}$  a través del día n=190.

Como se mencionó anteriormente y como se puede ver en el gráfico, la temperatura de salida de la primera etapa de compresión es más alta en comparación a la segunda, pero además, la relación de presiones en la primera etapa es constantemente mayor que la segunda, lo cual también implica una mayor potencia de compresión requerida. Por otro lado, se debe dejar claro que en los gráficos anteriores para la temperatura a la salida de las etapas de compresión, en horarios fuera del de funcionamiento al inicio del día, se asume como igual a la temperatura ambiental, dado que no hay un flujo de oxígeno ingresando a mayor temperatura en estas horas. En cambio, luego de acabar el funcionamiento en el horario de la tarde, se asume un enfriamiento sostenido del oxígeno remanente en los sistemas, llegando eventualmente a la temperatura ambiental.

Finalmente, las potencias a instalar para cada etapa de compresión, en base a los gráficos anteriores, se muestran para cada caso de flujo en la Tabla 5.36 a continuación:

Tabla 5.36: Potencia instalada total de compresores para cada etapa y su relación de presiones y flujo volumétrico estándar asociado a dicha potencia.

Mod.	A35		A45		A65	
Op.	TA	TN	TA	TN	TA	TN
<b>Etapla I</b>						
$\dot{W}_{C,I,ins}$ [MW]	3,1	2,5	3,4	2,8	4,7	3,8
$r_{C,I}$ [-]	3,333					
$SCMPH_d$ [ $m^3/hr$ ]	51177	41473	57209	46395	78207	63341
<b>Etapla II</b>						
$\dot{W}_{C,II,ins}$ [MW]	1,3	1,0	1,4	1,2	2,0	1,6
$r_{C,II}$ [-]	2,0372					
$SCMPH_d$ [ $m^3/hr$ ]	47203	38252	52767	42793	72134	58422

En cuanto a la reducción de temperatura del oxígeno a la salida de cada etapa de compresión, la evolución de la potencia térmica de extracción requerida en cada etapa y para cada

flujo en los días de máxima potencia se muestra en los gráficos a continuación:

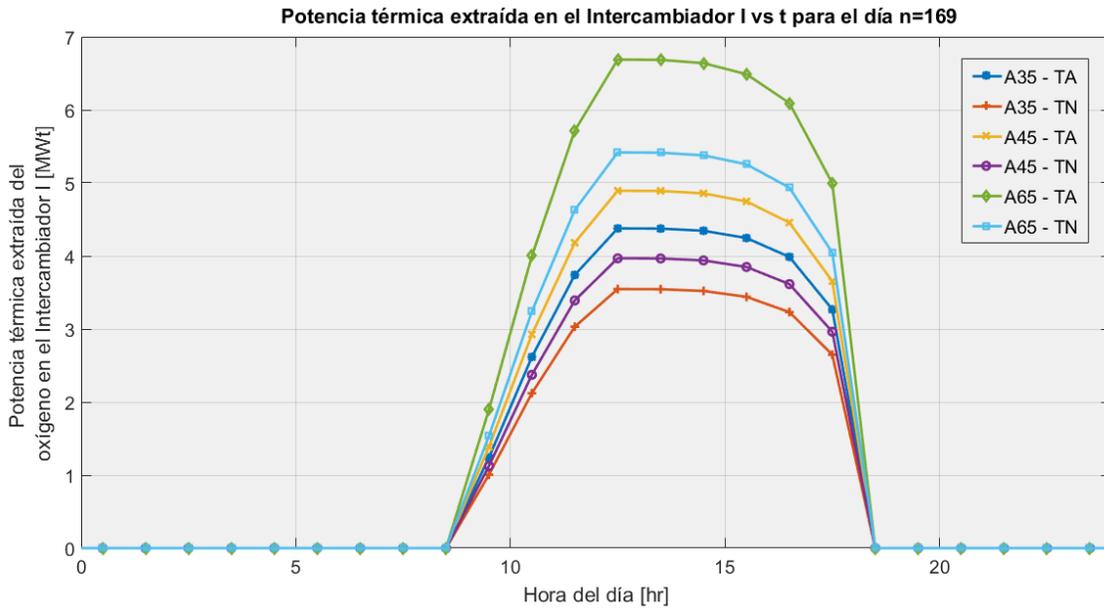


Figura 5.42: Evolución de la potencia térmica de extracción ( $\dot{Q}_{out}(t, n)$ ) en el intercambiador de calor I para el día n=169.

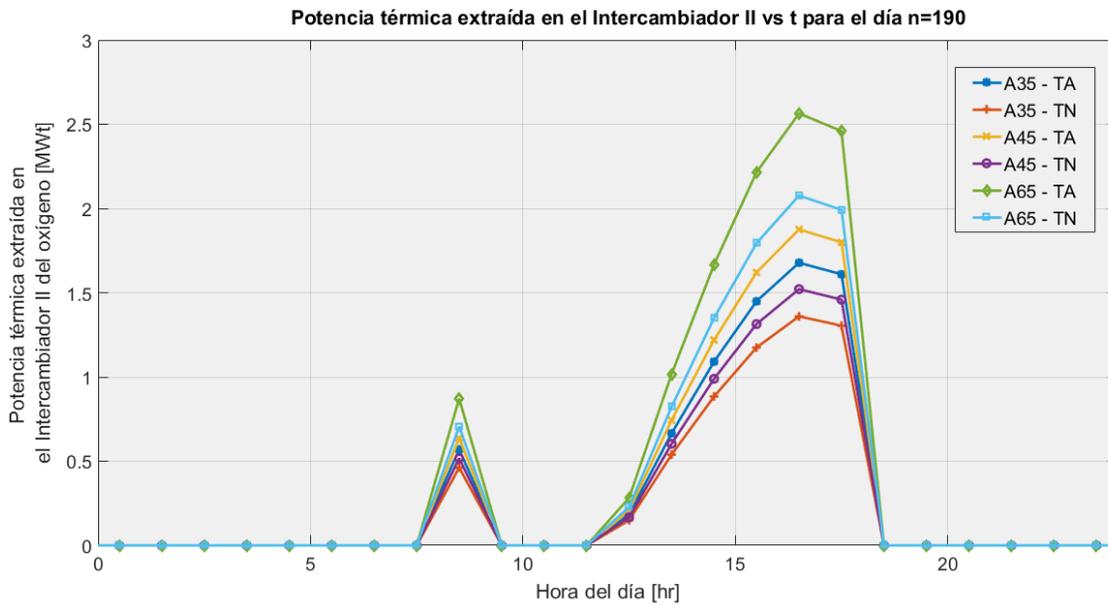


Figura 5.43: Evolución de la potencia térmica de extracción ( $\dot{Q}_{out}(t, n)$ ) en el intercambiador de calor II para el día n=190.

Como se puede observar en los gráficos anteriores, la potencia térmica de extracción en el intercambiador I es más del doble de la del intercambiador II, y sigue un comportamiento similar a la evolución de la potencia de compresión requerida, esto debido a que la temperatura del oxígeno en este punto se mantiene fija después de alcanzar la presión límite en la primera etapa de compresión, variando solamente por el flujo de oxígeno que pasa. Por otro lado,

se puede notar en el gráfico del segundo intercambiador que existe una potencia térmica de extracción durante las primeras horas del día, esto se debe al enfriamiento del flujo que proviene directamente de la salida de los equipos electrolizadores y que no pasaron por las etapas de compresión.

## 5.3. Central Completa

De las secciones anteriores se pudieron obtener los valores de generación y consumo para cada etapa dentro de la central, las capacidades instaladas de los equipos y componentes esenciales y su evolución a lo largo del ciclo diario. Si bien los resultados que se obtuvieron abarcan la generación y consumo energético y de recursos a grandes rasgos, omitiendo varios consumos menores e ineficiencias dentro de cada proceso, es sumamente importante conocer qué tan conveniente resulta la generación eléctrica bajo las variables consideradas. Para ello, en las siguientes sub-secciones se muestra el cálculo y análisis de algunos parámetros de *performance* para la central, tales como: eficiencia energética y factor de planta, además del consumo total del recurso hídrico que al ser suministrado por una planta desaladora es sumamente relevante determinar el flujo total.

### 5.3.1. Eficiencia de la Central

Para analizar la eficiencia energética de la central se tuvieron en cuenta los siguientes supuestos y consideraciones:

1. Para el cálculo se hace uso de la siguiente ecuación:

$$\eta_{central} = \frac{E_{Net}}{E_{input}} = \frac{E_{gen} - E_{con}}{E_{input}} \quad (5.238)$$

Donde:

- $\eta_{central}$ : eficiencia energética de la central completa [-].
  - $E_{gen}$ : suma de energía generada aprovechable de cada etapa de la central, tales como la energía fotovoltaica en la etapa de producción ( $E_{PV}$ ) y la energía eléctrica neta generada en las turbinas de gas y vapor del ciclo combinado ( $E_{N,CC}$ ). En el caso de este último, se considera la energía neta generada por el ciclo en esta categoría ( $W_{N,CC}$ ), descartando la energía consumida por el turbocompresor y por las bombas en el HRSG y Ciclo Rankine de  $E_{con}$ .
  - $E_{con}$ : suma de energía consumida en cada etapa de la central a excepción del ciclo combinado, tales como la energía requerida en la electrólisis del agua ( $E_{elec}$ ), bombas de agua ( $E_B$ ), compresión de hidrógeno ( $E_{C,H_2}$ ) y compresión de oxígeno ( $E_{C,O_2,I}$  y  $E_{C,O_2,II}$ ).
  - $E_{input}$ : energía que "ingresa a la central" y de la cual se deriva la energía generada, es decir, la insolación solar en plano inclinado incidente en los paneles fotovoltaicos ( $E_{irrad}$ ).
2. Para el cálculo se consideran la energía generada y consumida en la central durante un año completo funcionando a capacidad nominal (8760 horas), o bien, con un factor de planta igual a 1.

3. Dado que el parque solar fue sobredimensionado para asegurar la generación de hidrógeno verde durante todo el año, se generarán algunos excedentes, y se asume que estos son inyectados a la red, aprovechando así toda la energía generada por el parque solar.

En las siguiente tabla se muestran las variables consideradas dentro de cada categoría de energía, su valor anual y el cálculo de la eficiencia para cada caso de flujo de hidrógeno:

Tabla 5.37: Variables consideradas para el cálculo de la eficiencia energética y su valor calculado.

	Mod.	A35		A45		A65	
		Op.	TA	TN	TA	TN	TA
$E_{gen}$	$E_{N,CC}$ [GWh]	424,60	344,07	473,76	384,29	683,87	553,84
	$E_{PV}$ [GWh]	1689,29	1368,97	1888,41	1531,47	2581,52	2090,80
$E_{con}$	$E_{C,H_2}$ [GWh]	15,85	12,85	17,72	14,37	24,23	19,62
	$E_{C,O_2,I}$ [GWh]	7,91	6,41	8,84	7,17	12,09	9,79
	$E_{C,O_2,II}$ [GWh]	1,84	1,49	2,06	1,67	2,82	2,28
	$E_{elec}$ [GWh]	1512,74	1225,90	1691,05	1371,41	2311,72	1872,29
	$E_B$ [GWh]	0,26	0,21	0,29	0,23	0,39	0,32
$E_{input}$	$E_{irrad}$ [GWh]	11757,32	9527,92	13143,20	10658,88	17967,15	14551,83
	$\eta_{central}$ [%]	4,8930	4,8928	4,8863	4,8870	5,0879	5,0876
	$E_{Net}$ [GWh]	575,29	466,18	642,21	520,90	914,14	740,34

### 5.3.2. Factor de Planta

Dentro del funcionamiento normal de un equipo, o en este caso, una planta generadora, existen instancias donde la marcha o producción debe detenerse por operaciones de mantenimiento, intervención, o por fallas en casos indeseables. Y en miras de evitar este último caso, las operaciones de mantenimiento se efectúan de forma periódica, provocando que en un rango de tiempo definido, el equipo, o bien, la central, no produzca el 100 % de la energía que habría generado de haber funcionado continuamente. Sumado a lo anterior, debido a las diferencias en las condiciones de operación de la planta en comparación a las de diseño, ya sea por variabilidad en condiciones climáticas, desgaste de componentes, ineficiencias internas no consideradas, falta de demanda energética, entre otros factores, se produce una reducción en la cantidad de energía realmente generada.

La comparación o cociente entre la energía realmente generada por la central en un período de tiempo definido (considerado como anual en este caso), y la energía que se habría generado teóricamente en un funcionamiento continuo a plena carga bajo las condiciones de diseño, corresponde al factor de planta ( $F_P$ ).

En el caso de una central de ciclo combinado con una turbina a gas, tal y como se define en la tabla de la Figura 4.1, en general existe una disponibilidad o *availability*, que es el porcentaje de tiempo en que la central se encuentra efectivamente funcionando dentro del rango de tiempo analizado, entre el 86 % y 93 %, es decir, considerando dicha disponibilidad en un período anual, la central se encuentra operando sin intervenciones por mantenimiento entre 7534 y 8147 horas. Entre estos dos valores es razonable asumir que la etapa de generación

tendrá aproximadamente un 86 % de disponibilidad, ya que debido al uso de hidrógeno, varios componentes y equipos requieren de una supervisión más rigurosa para evitar posibles fallas o incidentes, y además, el mayor contenido de agua en los gases de combustión del Ciclo Brayton provoca mayor riesgo de corrosión en componentes mecánicos. Luego, asumiendo que la disponibilidad de la etapa de generación es la menor de la central completa, se tiene que el período de tiempo en que la central se encontrará realmente en operación corresponde a 7534 horas. Lo anterior excluye al parque solar, para el cual se asume que los períodos de mantenimiento correctivo o de intervención directa que afectan a la generación, se pueden dar en horarios fuera del de generación fotovoltaica, manteniendo un funcionamiento continuo durante las horas de sol durante el año.

Fuera del mantenimiento, y como se mencionó anteriormente, existen otros factores que afectan directamente al factor de planta de la etapa de generación o central de ciclo combinado relacionados a su operación fuera de las condiciones de diseño, de los cuales se tienen los siguientes en cuenta para la central diseñada[34]:

- **Temperatura Ambiental:** cuando la central funciona fuera de las condiciones ambientales ISO (15 °C, 101,325 kPa, 60 % humedad), hay una reducción o aumento aproximado del 2,5 % en la potencia de salida por cada 5,6 °C de aumento o reducción de temperatura ambiental por sobre o bajo los 15 °C respectivamente. Además, con el mismo aumento o disminución de temperatura, se produce un aumento o reducción del Heat Rate en un 0,5 %. En el caso de la ubicación elegida para la central, como bien se mostró en la Tabla 4.19, la temperatura anual promedio es 16,4 °C, es decir, 1,4 °C por encima de la ISO. Suponiendo que los efectos de variabilidad de temperatura durante todo el año en la energía generada por aumento o reducción de potencia son equivalente a considerar la temperatura anual promedio como constante, al hacer una equivalencia simple, se tiene que este +1,4 °C provoca una reducción del 0,625 % en la potencia de salida. En el caso del Heat Rate produce un aumento del 0,125 %.
- **Elevación:** un aumento en la altitud produce una reducción en la presión atmosférica o presión ambiental de diseño, en específico por cada 304,8 metros (1000 pies) de aumento en la altura sobre el nivel del mar, se produce una reducción del 3,4 % en la potencia de salida y un aumento del 0,2 % en el Heat Rate. En el caso de la ubicación elegida para la central, como bien se mostró en la Tabla 4.19, la altura es de 1553 metros, que equivale a una disminución del 17,83 % de la potencia de salida y un aumento del 1.02 % en el Heat Rate.
- **Años de Operación:** dentro del ciclo de vida de operación de una central de ciclo combinado, en un período entre 10-15 años de operación la potencia de salida de la central se reduce entre un 3 % y 5 % en comparación a la inicial, y el Heat Rate aumenta entre un 3 % y 5 %, independiente de la supervisión o mantenimiento regular.

Sin duda el factor que mayor efecto negativo provoca en el funcionamiento de la central corresponde a la altitud considerada en este caso, reduciendo en poco más de un sexto del valor original a la potencia de salida. Luego, tomando los factores anteriormente mencionados, se tiene que dadas las condiciones ambientales y características de la central, la potencia de salida y Heat Rate de la etapa de generación se ven afectados de la siguiente manera:

Tabla 5.38: Efectos netos de factores influyentes en el factor de planta.

<b>Años de operación</b>	$t \leq 13$	$t > 13$
<b>Reducción total en potencia de salida [%]</b>	18,455	22,455
<b>Aumento total en Heat Rate [%]</b>	1,145	5,145

Así, la potencia de salida, potencia térmica de ingreso y eficiencia reales en la etapa de generación para cada caso, asumiendo que el aumento en el Heat Rate implica solo un aumento equivalente en el flujo másico de hidrógeno, son las siguientes:

Tabla 5.39: Efectos de factores influyentes en factor de planta en resultados de la etapa de generación.

$t \leq 13$ años						
Mod.	A35		A45		A65	
Op.	TA	TN	TA	TN	TA	TN
$\dot{W}_{N,CC}$ [MW]	39,53	32,03	44,10	35,77	63,66	51,56
$\dot{Q}_{in,CC}$ [MW]	113,95	92,34	127,38	103,31	174,14	141,04
$\eta_{CC}$ [%]	34,69	34,68	34,62	34,63	36,56	36,55
$t > 13$ años						
Mod.	A35		A45		A65	
Op.	TA	TN	TA	TN	TA	TN
$\dot{W}_{N,CC}$ [MW]	37,59	30,46	41,94	34,02	60,54	49,03
$\dot{Q}_{in,CC}$	118,46	96,00	132,42	107,39	181,02	146,61
$\eta_{CC}$ [%]	31,73	31,73	31,67	31,68	33,44	33,44

Comparando la tabla anterior con la Tabla 5.17, se tiene una drástica reducción en la potencia de salida de la etapa de generación, al igual que una disminución considerable en la eficiencia térmica de la central, cuyo valor es incluso menor a las eficiencias de cada turbina a gas considerada y de cada Ciclo Brayton en cada caso.

Finalmente, para el cálculo del factor de planta aproximado de la central completa, se toman en consideración la cantidad de horas de funcionamiento efectivo de la etapa de generación y la reducción en la potencia de salida por los factores mencionados anteriormente. Para las horas de mantenimiento en que las etapas de producción, almacenamiento y generación eléctrica se encuentran sin funcionar, a excepción del parque solar, se asumen como aquellos días del año en que hubo presencia de nubosidad en la ubicación de la central, esto debido a que como se mencionó en secciones anteriores, afecta negativamente a la producción de hidrógeno. Las horas descartadas suman aproximadamente 51 días completos, por lo que se tomaron 51 días con presencia de nubosidad dentro del ciclo anual y en estos se tomó únicamente la energía fotovoltaica como energía generada. Para la selección de estos días se priorizaron aquellos que presentaban mayor cantidad de horas de nubosidad durante las horas de sol. Así, en base a lo anterior, se obtienen los siguientes valores de energía generada, consumida y neta para un período anual para cada caso:

Tabla 5.40: Energía realmente generada por la central en un período anual para cada caso considerado.

<b>t ≤ 13 años</b>							
<b>Mod.</b>		<b>A35</b>		<b>A45</b>		<b>A65</b>	
<b>Op.</b>		<b>TA</b>	<b>TN</b>	<b>TA</b>	<b>TN</b>	<b>TA</b>	<b>TN</b>
$E_{gen}$	$E_{N,CC}$ [GWh]	297,86	241,37	332,35	269,58	479,74	388,53
	$E_{PV}$ [GWh]	1689,29	1368,97	1888,41	1531,47	2581,52	2090,80
$E_{con}$	$E_{C,H_2}$ [GWh]	13,79	11,17	15,41	12,50	21,07	17,06
	$E_{C,O_2,I}$ [GWh]	6,87	5,57	7,68	6,23	10,50	8,50
	$E_{C,O_2,II}$ [GWh]	1,60	1,29	1,78	1,45	2,44	1,98
	$E_{elec}$ [GWh]	1316,27	1066,68	1471,42	1193,30	2011,48	1629,12
	$E_B$ [GWh]	0,22	0,18	0,25	0,20	0,34	0,28
	$E_{Net}$ [GWh]	648,40	525,44	724,22	587,38	1015,43	822,39
<b>t &gt; 13 años</b>							
<b>Mod.</b>		<b>A35</b>		<b>A45</b>		<b>A65</b>	
<b>Op.</b>		<b>TA</b>	<b>TN</b>	<b>TA</b>	<b>TN</b>	<b>TA</b>	<b>TN</b>
$E_{gen}$	$E_{N,CC}$ [GWh]	283,25	229,53	316,05	256,36	456,21	369,47
	$E_{PV}$ [GWh]	1689,29	1368,97	1888,41	1531,47	2581,52	2090,80
$E_{con}$	$E_{C,H_2}$ [GWh]	14,33	11,61	16,02	12,99	21,90	17,74
	$E_{C,O_2,I}$ [GWh]	7,14	5,79	7,98	6,47	10,91	8,84
	$E_{C,O_2,II}$ [GWh]	1,66	1,34	1,86	1,50	2,54	2,05
	$E_{elec}$ [GWh]	1368,32	1108,87	1529,61	1240,49	2091,03	1693,55
	$E_B$ [GWh]	0,23	0,19	0,26	0,21	0,35	0,29
	$E_{Net}$ [GWh]	580,85	470,70	648,73	526,16	911,00	737,81

De la tabla anterior se puede notar en primer lugar que la energía neta anual generada calculada en cada caso y para ambos rangos de tiempo es mayor que la reportada en la Tabla 5.37, siendo que esta última considera un factor de planta igual a 1. Esto es debido a que al considerar los días sin funcionamiento de las etapas de generación, almacenamiento y electrólisis, toda la energía fotovoltaica generada en el parque solar sobredimensionado es aprovechada, evitando todos los consumos, de los cuales el debido a los equipos electrolizadores es el mayor. También, se debe mencionar que el aumento de flujo másico de hidrógeno provocado por el aumento en el Heat Rate, se asumió como un aumento porcentual equivalente en el consumo de energía del resto de componentes (Compresores de hidrógeno, compresores de oxígeno, electrolizadores y bombas de agua de alimentación). Las nuevas cantidades de hidrógeno y oxígeno generado y el agua consumida debido al aumento del Heat Rate se observan en la Tabla 5.41 a continuación:

Tabla 5.41: Producción de hidrógeno y oxígeno y consumo de agua modificados por Heat Rate para cada caso de flujo.

Mod.	A35		A45		A65	
Op.	TA	TN	TA	TN	TA	TN
<b>t ≤ 13 años</b>						
$\dot{m}_{H_2}$ [ton/dia]	83,75	67,87	93,62	75,92	127,98	103,65
$\dot{m}_{O_2}$ [ton/dia]	664,68	538,65	743,03	602,58	1015,75	822,67
$\dot{m}_{H_2O}$ [ton/dia] o [m3/dia]	748,43	606,51	836,65	678,51	1143,73	926,32
<b>t &gt;13 años</b>						
$\dot{m}_{H_2}$ [ton/dia]	87,06	70,55	97,32	78,93	133,04	107,75
$\dot{m}_{O_2}$ [ton/dia]	690,97	559,95	772,42	626,41	1055,92	855,20
$\dot{m}_{H_2O}$ [ton/dia] o [m3/dia]	778,03	630,50	869,74	705,34	1188,96	962,95

Luego, tomando como energía neta la diferencia entre la energía generada y consumida para cada caso que se muestra en la Tabla 5.37, se calcula el factor de planta aproximado de la central (Ecuación 5.239), cuyos resultados se muestran en la Tabla 5.42.

$$F_P = \frac{E_{Net,Real}}{E_{Net,Teo}} \quad (5.239)$$

Tabla 5.42: Eficiencia de planta aproximada calculada para cada caso considerado.

	Mod.	A35		A45		A65	
	Op.	TA	TN	TA	TN	TA	TN
<b>t ≤ 13 años</b>	$F_P$ [%]	112,71	112,71	112,77	112,76	111,08	111,08
<b>t &gt;13 años</b>		100,97	100,97	101,01	101,01	99,66	99,66

Los resultados del factor de planta obtenidos en la tabla anterior son bastante peculiares. Un factor de planta por sobre el 100 % no es realista y supera con creces a la de una central de Ciclo Combinado convencional, cuyo valor se encuentra típicamente bajo el 60 % [15]. Este valor aparente se debe principalmente a la energía eléctrica generada por el parque solar fotovoltaico sobredimensionado, que en un período anual provoca un excedente aprovechable y que, como se mencionó en secciones anteriores, se asume como energía inyectada a la red eléctrica. Sin embargo, esta porción de energía extra es variable en el ciclo diario e incluso en el ciclo anual, por lo que el factor de planta calculado no refleja realmente la disponibilidad de energía constante o invariante. Entonces, teniendo en cuenta solamente la energía generada por el ciclo combinado de la central y la energía consumida sin contar a los equipos electrolizadores, se tiene que el factor de planta de la central para cada caso sería el siguiente:

Tabla 5.43: Eficiencia de planta aproximada calculada para cada caso considerado sin considerar la energía fotovoltaica excedente.

	Mod.	A35		A45		A65	
	Op.	TA	TN	TA	TN	TA	TN
$t \leq 13$ años	$F_P$ [%]	69,06	69,06	69,06	69,06	69,12	69,12
$t > 13$ años		65,18	65,18	65,18	65,18	65,26	65,26

Curiosamente, y como se puede observar de la tabla anterior, el factor de planta aproximado de la central, considerando netamente la energía generada en el Ciclo Combinado, se mantiene con un valor sobre el 60 % para cada caso. Si bien este es un resultado alentador, se debe tener en cuenta que el cálculo es un aproximado y que no se están tomando en cuenta varios factores que debido a su complejidad de análisis o gran variabilidad no se han incluido en el cálculo. Sin embargo, puede que incluso luego de considerar dichos factores en el cálculo el factor de planta se encuentre por sobre el 60 %, debido a que son factores con un menor impacto en el desempeño de la central en comparación a la altitud u horas de mantenimiento.

### 5.3.3. Consumo Hídrico

Dentro de la central, además del consumo de agua potable para el funcionamiento normal de las instalaciones, se consume agua de proceso en las etapas de generación eléctrica y de producción de hidrógeno. Dicha agua es provista por una planta desaladora, que si bien no se incluye su diseño o dimensionamiento en este trabajo, se abordan los costos económicos de inversión y de operación aproximados según el flujo de agua que debe proveer a las instalaciones. El cálculo de dicho flujo se presenta en esta sub-sección.

En primer lugar, para la etapa de generación, debido a la inyección de vapor en el Ciclo Brayton para reducir la emisión de gases NOx, hay un flujo neto de agua de alimentación (MUW) relativamente constante (varía según las condiciones ambientales pero se asumen como variaciones despreciables), que ingresa al Ciclo Combinado a través del desaireador en el HRSG. Dicho flujo se calculó para cada caso de flujo de hidrógeno y se encuentra en la Tabla 5.16, sin embargo, se presentan a continuación en la Tabla 5.44 para mayor comodidad del lector:

Tabla 5.44: Flujo de agua de alimentación para el Ciclo Combinado en la etapa de generación para cada caso de flujo.

	Mod.	A35		A45		A65	
	Op.	TA	TN	TA	TN	TA	TN
$\dot{m}_{MUW}$	[t/s]	8,77	7,11	9,80	7,95	13,34	10,81
	[m <sup>3</sup> /hr]	31,59	25,60	35,28	28,61	48,03	38,91
	[m <sup>3</sup> /dia]	758,11	614,37	846,80	686,67	1152,84	933,79

En segundo lugar, en la etapa de producción se consume agua de proceso en los equipos electrolizadores, y si bien se dimensionó la cantidad de agua consumida para la generación de hidrógeno y oxígeno, debido a las exigencias electroquímicas que se deben cumplir para el agua utilizada en los electrolizadores, el consumo de agua de proceso proveniente de la planta desaladora es mucho mayor al dimensionado debido al tratamiento por el que debe pasar

previamente. Esta etapa de tratamiento puede asumirse previa a la compresión e intercambio de calor considerados anteriormente en el trabajo.

En base a la información disponible del proyecto HOASIS de TCI GECOMP<sup>11</sup>, por cada litro de agua consumida en el proceso de electrolisis alcalina, se requieren aproximadamente 4 litros de agua desalada para pasar por el proceso de pre-tratamiento, generando 3 litros de agua de rechazo cuyas condiciones electroquímicas siguen siendo útiles para otros procesos a parte de la electrólisis. En base a lo anterior, el consumo del recurso hídrico por la etapa de producción para cada caso de flujo viene dado en la Tabla 5.45 a continuación:

Tabla 5.45: Flujos de agua de electrolisis, desalada y de rechazo calculados en la etapa de producción.

	Mod.	A35		A45		A65	
	Op.	TA	TN	TA	TN	TA	TN
<b>t ≤ 13 años</b>							
$\dot{m}_{H_2O,elec}$	[m <sup>3</sup> /dia]	748,43	606,51	836,65	678,51	1143,73	926,32
$\dot{m}_{H_2O,desal}$	[m <sup>3</sup> /dia]	2993,72	2426,06	3346,60	2714,03	4574,91	3705,28
	[lt/s]	34,65	28,08	38,73	31,41	52,95	42,89
$\dot{m}_{H_2O,rech}$	[m <sup>3</sup> /dia]	2245,29	1819,54	2509,95	2035,52	3431,18	2778,96
	[lt/s]	25,99	21,06	29,05	23,56	39,71	32,16
<b>t &gt;13 años</b>							
$\dot{m}_{H_2O,elec}$	[m <sup>3</sup> /dia]	778,03	630,50	869,74	705,34	1188,96	962,95
$\dot{m}_{H_2O,desal}$	[m <sup>3</sup> /dia]	3112,11	2522,00	3478,95	2821,36	4755,83	3851,81
	[lt/s]	36,02	29,19	40,27	32,65	55,04	44,58
$\dot{m}_{H_2O,rech}$	[m <sup>3</sup> /dia]	2334,09	1891,50	2609,21	2116,02	3566,88	2888,86
	[lt/s]	27,01	21,89	30,20	24,49	41,28	33,44

Se puede notar de la tabla anterior que el flujo de agua de rechazo posterior al tratamiento cubre holgadamente la demanda del flujo de agua de alimentación para el Ciclo Combinado en cada caso que aparece en la Tabla 5.44, por lo que se considera este flujo como el que alimenta a la etapa de generación. Sin embargo, luego del supuesto anterior, el flujo de agua de rechazo remanente sigue siendo alto y poco menos del triple de agua de alimentación requerida en el Ciclo Combinado. Si bien en la central se requiere el consumo de agua potable para su correcta operación, dicho flujo es despreciable en comparación al resto (0.1 m<sup>3</sup>/per/dia<sup>12</sup>), por lo que dentro de la central no existe otro punto de consumo de este flujo de agua de rechazo restante. Una posibilidad de aprovechamiento de dicho flujo es la simbiosis industrial con otra instalación o empresa que requiera de un flujo de agua de procesos, como la mina Sierra Gorda SCM que se encuentra aproximadamente a 30 km de la ubicación de la central, con el cual se lograría un mayor ingreso y grado de sustentabilidad para el funcionamiento de la central, sin embargo, este alcance no se encuentra dentro de los considerados en el trabajo, por lo que no se aborda dicha problemática.

Se hace hincapié en que los flujos de la Tabla 5.45 consideran un estanque de almacenamiento de agua de proceso en la central, el cual se llenaría con el flujo diario calculado. Esto

<sup>11</sup> Presentación del proyecto HOASIS, TCI GECOMP, [Misión Cavendish Tour 2020](#).

<sup>12</sup> Artículo 14, Decreto N°594, [REGLAMENTO SOBRE CONDICIONES SANITARIAS Y AMBIENTALES BÁSICAS EN LOS LUGARES DE TRABAJO](#).

es necesario debido al flujo variable de agua requerido en la producción de hidrógeno.

# Capítulo 6

## Evaluación económica

En este capítulo se efectúa la evaluación económica de la central completa, la cual se desarrolla bajo los siguientes supuestos:

- El horizonte de evaluación de la central, correspondiente a su vida útil, se asume como 25 años desde el año de inicio de operaciones.
- Se considera como período de construcción de la central el año 2022, correspondiente al año 0 de la evaluación.
- La central comienza su funcionamiento normal desde el año 2023 en adelante (año 1).
- La evaluación se considera bajo períodos anuales consecutivos.
- Se asume para la evaluación una tasa de descuento del 6 % anual.
- Se considera una tasa de impuesto a las utilidades del 27 % anual.
- En base al gran impulso que han tenido los proyectos para el desarrollo de hidrógeno verde en el contexto nacional, se asume un préstamo de solo el 25 % de la inversión capital, considerando el otro 75 % como inversión privada.
- Bajo el mismo argumento anterior, la tasa de interés para el préstamo se asume como 8 % anual.
- El préstamo se invierte completamente en el año 0 y se comienza a pagar desde el año de operación 1 en adelante, con un horizonte de 10 años y cuota fija
- Dado que las dimensiones del terreno del proyecto dependen mayoritariamente del parque solar fotovoltaico, la inversión por compra de terreno se asocia directamente a dichas dimensiones.
- No se consideran ganancias ni pérdidas de capital.
- Se considera una depreciación lineal para todos los activos de la central a lo largo de su vida útil. Para los componentes y equipos de la etapa de generación se asume una vida útil de 30 años, mientras que para el resto de activos en las etapas de almacenamiento, producción y parque solar, se fija en 25 años, a menos que se indique lo contrario. En el caso de las obras civiles, se les asocia una vida útil de 40 años.
- Se asume la venta de energía a costo marginal de cliente libre en la barra de la subestación más cercana a la central.

## 6.1. Indicadores

Los indicadores económicos empleados para evaluar cada alternativa son el VAN, TIR y LCOE, a partir de los cuales se evalúa la factibilidad económica de la central. Las expresiones con las cuales se calcula cada indicador y el significado de su valor se presentan a continuación:

$$VAN = \sum_{i=0}^n \frac{I_i - C_i}{(1 + r)^i} \quad (6.1)$$

$$0 = \sum_{i=0}^n \frac{I_i - C_i}{(1 + TIR)^i} \quad (6.2)$$

$$LCOE_i = \frac{CF_i + CV_i}{GE_i} \quad (6.3)$$

Donde:

- $VAN$ : valor actual neto [MUSD].
- $I_i$ : ingreso total percibido durante el año  $i$  [MUSD].
- $C_i$ : costo total percibido durante el año  $i$  [MUSD].
- $r$ : tasa de descuento [-].
- $n$ : horizonte de evaluación del proyecto.
- $TIR$ : tasa interna de retorno [-].
- $LCOE_i$ : costo nivelado de energía para el año  $i$  [USD/MWh].
- $CF_i$ : costo fijo total anual de la central generadora para el año  $i$  [USD].
- $CV_i$ : costo variable total anual de la central generadora para el año  $i$  [USD].
- $GE_i$ : generación de energía eléctrica total para el año  $i$  [MWh].

En el caso del VAN, este indicador mide el aporte económico de un proyecto considerando los ingresos futuros y llevándolos a su valor presente. Este indicador puede tomar los siguientes valores:

- $VAN > 0$ : en este caso el proyecto muestra rentabilidad y conviene su desarrollo.
- $VAN = 0$ : aquí el proyecto no genera utilidades monetarias, por lo que se debe evaluar bajo otros indicadores o aspectos.
- $VAN < 0$ : en este caso el proyecto genera pérdidas y no conviene desarrollarlo.

Para el TIR, el indicador calcula la tasa de descuento en la cual el VAN se iguala a 0, por lo que la evaluación con este indicador se realiza de la siguiente forma:

- $TIR > r$ : el proyecto muestra rentabilidad y conviene su desarrollo.
- $TIR < r$ : el proyecto genera pérdidas y no conviene desarrollarlo.

En cuanto al LCOE, es una herramienta que permite analizar distintos proyectos de generación, que pueden ser de distintos tamaños o distintas tecnologías, y llevarlos a una unidad común de comparación, facilitando la decisión de inversionistas. También este se puede interpretar como el mínimo valor al cual se puede vender la energía producida de la central de modo de obtener un balance neto igual a cero. En base a esto, el LCOE de cada año se comparará con el costo marginal de la subestación en la cual se está inyectando la energía generada, de tal forma que si el LCOE es menor al CMg, se generan ganancias mayores a la esperada mediante la venta de energía al sistema eléctrico.

## 6.2. Flujo de Caja

En las siguientes secciones se desarrollan la inversión de capital requerido por la central, los ingresos considerados y los costos abordados.

### 6.2.1. Inversión

Para la estimación de inversión de capital para la construcción de la central completa, se emplean distintas aproximaciones según la etapa dada la gran variedad de equipos e instalaciones consideradas, por lo que se separa la estimación en cada etapa de la central.

#### 6.2.1.1. Etapa de Generación

Debido a la gran cantidad de componentes dentro de una central de ciclo combinado y su complejidad, para la estimación de la inversión de capital en la etapa completa se sigue la siguiente metodología:

1. Según la potencia de la turbina a gas evaluada, se emplea la siguiente ecuación que determina el precio de adquisición de una turbina a gas apta para una central de ciclo combinado en base a la potencia neta de salida de la central según condiciones ISO:

$$CTG = 1763,1 \cdot P_{net}^{0,2009} \quad (6.4)$$

Donde:

- $CTG$ : precio de la turbina a gas apta para ciclo combinado [USD/kW].
- $P_{net}$ : potencia neta de salida de la central según condiciones ISO [MW].

Se destaca que la expresión anterior considera una central de ciclo combinado con turbina a gas alimentada con gas natural, un HRSG multi-presión, una turbina a vapor multi-presión condensadora, generador eléctrico, entre otros factores<sup>1</sup>.

<sup>1</sup> Impacto del tamaño de turbinas de gas en ciclos combinados en precios de OEM (Original Equipment Manufacturer), [Study of Equipment Prices in the Power Sector, ESMAP, p24.](#)

El término  $P_{net}$  se calcula como la suma de la potencia de la turbina a gas reportada en su catálogo (Tabla 5.2) y la potencia neta calculada para las turbinas de vapor en el ciclo rankine de la central (Tabla 5.16).

2. En base al precio anterior, se emplea la descomposición de inversión de capital en una central de ciclo combinado mostrada en el gráfico de la Figura 6.1 a continuación:

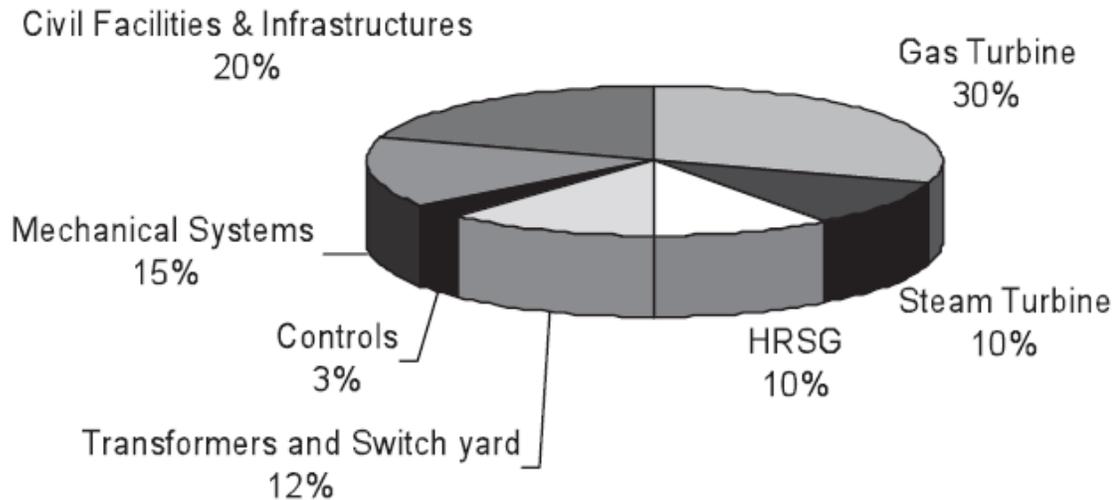


Figura 6.1: Composición de costos de adquisición para distintos componentes en una central de generación de ciclo combinado.[28]

Así, con los porcentajes anteriores, se calcula la inversión en equipos e instalaciones de toda la central para cada caso.

3. Luego, el resto de costos de inversión se asumen en base al costo total de equipos calculado en el paso anterior mediante las siguientes proporciones: Montaje, 14 % del costo de los equipos; Ingeniería, 16 % del costo de los equipos; Licencias, 22 % del costo de los equipos; Imprevistos, 25 % de la suma de costos de montaje, ingeniería, licencias, obras civiles y equipos de control; y Capital de trabajo, 20 % del capital fijo o suma de todos los puntos anteriores y el costo de equipos.

En base a la metodología anterior, se tiene que la inversión capital en la etapa de generación para cada caso es la que aparece en la Tabla 6.1 a continuación:

Tabla 6.1: Inversión de capital en la etapa de generación para cada caso evaluado.

Mod. Op.	A35		A45		A65	
	TA	TN	TA	TN	TA	TN
$Pot_{TG}$ [MW]	36,6		41		61,9	
$Pot_{ST}$ [MW]	5,85	4,74	6,01	4,89	4,57	3,7
$Pot_{net}$ [MW]	42,45	41,34	47,01	45,89	66,47	65,6
CTG [USD/kW]	3743,84	3723,97	3821,38	3802,91	4096,78	4085,95
T. de Gas [MUSD]	158,93	153,95	179,64	174,52	272,31	268,04
T. de Vapor [MUSD]	52,98	51,32	59,88	58,17	90,77	89,35
HRSO [MUSD]	52,98	51,32	59,88	58,17	90,77	89,35
Sist. Elec. [MUSD]	63,57	61,58	71,86	69,81	108,93	107,22
Control [MUSD]	15,89	15,39	17,96	17,45	27,23	26,80
Sist. Mec. [MUSD]	79,46	76,97	89,82	87,26	136,16	134,02
Obra civil [MUSD]	105,95	102,63	119,76	116,34	181,54	178,69
Montaje [MUSD]	59,33	57,47	67,07	65,15	101,66	100,07
Ingeniería [MUSD]	67,81	65,68	76,65	74,46	116,19	114,36
Licencias [MUSD]	93,24	90,32	105,39	102,38	159,76	157,25
Imprevistos [MUSD]	68,44	66,30	77,37	75,16	117,28	115,44
Capital de Trabajo [MUSD]	163,72	158,59	185,06	179,77	280,52	276,12
<b>Inversión [MUSD]</b>	<b>982,29</b>	<b>951,53</b>	<b>1110,34</b>	<b>1078,65</b>	<b>1683,11</b>	<b>1656,69</b>

### 6.2.1.2. Etapa de Almacenamiento

En el caso de la etapa de almacenamiento se abordan principalmente los costos de inversión del compresor de hidrógeno, intercambiador de calor posterior, tubería enterrada y el movimiento de tierra relacionado a esta última. La inversión relacionada a la reducción de presión se toma como costo de piping y al intercambiador posterior, debido al reducido calor transferido en comparación al resto de intercambiadores en la central, se le asocia un costo equivalente al 5 % del costo del compresor.

Para el compresor de hidrógeno, el cual se define de tipo alternativo por su mejor desempeño para caudales elevados de hidrógeno, se asume un costo de 3900 [USD/kW], el cual abarca un compresor con interenfriamiento para una compresión de 30 a 100 [bar], como se enuncia en [21]. Debido al interenfriamiento incluido en dicho costo, se asume que el costo del intercambiador de calor se integra a este.

En cuanto a la tubería enterrada, como bien se mencionó en el capítulo anterior, el material de la tubería elegido corresponde a acero al carbono API-5L-x52 y que para las dimensiones resultantes (Tabla 5.23), se cotizó un precio de 550 [USD/ton]<sup>2</sup>. Para el cálculo del peso total de la tubería se asume una densidad del material de 7800 [kg/m<sup>3</sup>], y en base a las dimensiones mostradas en la Tabla 5.23, se obtiene una densidad lineal de 521,95 [ton/km], con la cual se calcula el peso según el largo total de tubería.

Para el costo de movimiento de tierra relacionado netamente a la tubería enterrada, se calcula un aproximado del volumen de tierra removida en base a la profundidad de 1,5 metros,

<sup>2</sup> Tubería API 5L x52 SAW, [Tianjin Mingyue Steel Co. LTD.](#)

el diámetro y el largo de la tubería. El área de tierra removida en base a lo anterior se estima de  $2,5 [m^2]$ , o bien,  $2,5 [m^3]$  por metro de largo. Luego, asumiendo un costo de excavación aproximado de  $5,94 [USD/m^3]^3$ , según el largo de tubería considerado, se calcula el costo de movimiento de tierra para la tubería enterrada.

Luego, el resto de costos de inversión asociados a la compresión del hidrógeno se asumen en base al costo total de equipos calculado: Obras civiles, 20 % del costo total de los equipos; Montaje, 5 % del costo de los equipos; Ingeniería, 10 % del costo de los equipos; Licencias, 5 % del costo de los equipos; Imprevistos, 15 % de la suma de costos de obras civiles, montaje, ingeniería y licencias; y Capital de trabajo, 15 % del capital fijo o suma de todos los puntos anteriores y el costo de equipos <sup>4</sup>.

En base a las estimaciones anteriores, se tiene que la inversión capital en la etapa de almacenamiento para cada caso es la que aparece en la Tabla 6.2 a continuación:

Tabla 6.2: Inversión de capital en la etapa de almacenamiento para cada caso evaluado.

Mod.	A35		A45		A65	
	TA	TN	TA	TN	TA	TN
$Pot_C$ [MW]	5,80	4,70	6,40	5,20	8,80	7,10
$L_{Tub}$ [km]	23,23	18,83	25,97	21,06	35,50	28,75
Compresores [MUSD]	22,62	18,33	24,96	20,28	34,32	27,69
Tuberías [MUSD]	6,67	5,41	7,46	6,05	10,19	8,25
Excavación [MUSD]	0,35	0,28	0,39	0,31	0,53	0,43
Obra civil [MUSD]	5,86	4,75	6,48	5,27	8,90	7,19
Montaje [MUSD]	1,46	1,19	1,62	1,32	2,23	1,80
Ingeniería [MUSD]	2,93	2,37	3,24	2,63	4,45	3,59
Licencias [MUSD]	1,46	1,19	1,62	1,32	2,23	1,80
Imprevistos [MUSD]	1,76	1,42	1,94	1,58	2,67	2,16
Capital de Trabajo [MUSD]	6,47	5,24	7,16	5,81	9,83	7,94
<b>Inversión [MUSD]</b>	<b>49,57</b>	<b>40,17</b>	<b>54,87</b>	<b>44,56</b>	<b>75,34</b>	<b>60,84</b>

### 6.2.1.3. Etapa de Producción

Para la etapa de producción, el costo capital de inversión se sub-divide en los relacionados a la planta de electrólisis alcalina y el parque solar fotovoltaico debido a las diferencias entre sus estimaciones.

<sup>3</sup> Precio unitario neto para excavaciones masivas, [CMGC Spa](#).

<sup>4</sup> Parks, G., Boyd, R., Cornish, J., & Remick, R. (2014). [Hydrogen station compression, storage, and dispensing technical status and costs: Systems integration \(No. NREL/BK-6A10-58564\)](#). National Renewable Energy Lab.(NREL), Golden, CO (United States). p16

### 6.2.1.3.1. Planta de Electrólisis Alcalina

Se considera que la planta de electrólisis alcalina incluye todos los equipos no considerados anteriormente a excepción del parque solar, es decir, bomba e intercambiador de calor previos al equipo electrolizador y compresión y almacenamiento del oxígeno generado como subproducto. En el caso de la bomba e intercambiador de calor, sus costos de inversión se asumen como integrados al de los equipos electrolizadores, debido a que para plantas de electrólisis modernas varios proveedores ofrecen paquetes completos que incluyen dichos componentes u otros que permiten acondicionar el agua de alimentación<sup>5</sup>.

Para la estimación del costo capital de los equipos electrolizadores alcalinos se toman en cuenta las capacidades calculadas y mostradas en la Tabla 5.27, considerando una inversión de 585 [USD/kW][21].

En cuanto a los compresores de oxígeno, se toman en cuenta las capacidades calculadas y mostradas en la Tabla 5.36, además de las respectivas relaciones de compresión las cuales son relevantes para determinar el costo de estos. En el caso del compresor de la etapa I, se le asigna un costo de inversión de 1010 [USD/kW], mientras que al compresor de la etapa II, un valor de 395 [USD/kW]<sup>6</sup>.

Luego, teniendo en cuenta las características definidas en la Tabla 5.35 para el almacenamiento del oxígeno, se calcula el número de estanques necesarios en la central según el oxígeno diario generado (Tabla 5.41), doblando esta cantidad para permitir el supuesto de venta y llenado. Así, asumiendo un costo unitario por estanque de 65960 [USD], se calcula el costo capital de inversión para el almacenamiento de oxígeno para cada caso de oxígeno diario generado.

Finalmente, el resto de costos de inversión asociados a la planta de electrólisis alcalina se asumen en base al costo total de equipos calculado: Obras civiles, 20 % del costo total de los equipos; Instrumentación, 10 % del costo total de los equipos; Montaje, 25 % del costo de los equipos; Ingeniería, 17 % del costo de los equipos; Licencias, 25 % del costo de los equipos; Imprevistos, 30 % de la suma de costos de obras civiles, instrumentación, montaje, ingeniería y licencias; y Capital de trabajo, 15 % del capital fijo o suma de todos los puntos anteriores y el costo de equipos<sup>7</sup>.

En base a las estimaciones anteriores, se tiene que la inversión capital en la etapa de producción, en específico para la planta de electrólisis alcalina, para cada caso, es la que aparece en la Tabla 6.3 a continuación:

<sup>5</sup> Electrolizadores alcalinos McLyzer, McPhy.

<sup>6</sup> Extraídos de memoria de título: "Evaluación técnico económica de una planta de producción de hidrógeno mediante electrólisis de agua utilizando energía eléctrica producida con celdas fotovoltaicas de alta eficiencia", D. Pineda, 2009, Universidad de Chile.

<sup>7</sup> Green, D. W., & Southard, M. Z. (2019). Perry's chemical engineers' handbook. McGraw-Hill Education. p9-9.

Tabla 6.3: Inversión de capital en la etapa de producción en la planta de electrólisis para cada caso evaluado.

Mod. Op.	A35		A45		A65	
	TA	TN	TA	TN	TA	TN
$Pot_{elec}$ [MW]	455,19	368,88	508,85	412,66	695,61	563,38
$Pot_{C,I,O_2}$ [MW]	3,10	2,50	3,40	2,80	4,70	3,80
$Pot_{C,II,O_2}$ [MW]	1,30	1,00	1,40	1,20	2,00	1,60
$\dot{m}_{O_2}$ [ton/día]	664,68	538,65	743,03	602,58	1015,75	822,67
Electrolizador [MUSD]	266,29	215,79	297,68	241,41	406,93	329,58
Compresor $O_2$ I [MUSD]	3,13	2,53	3,43	2,83	4,75	3,84
Compresor $O_2$ II [MUSD]	0,51	0,40	0,55	0,47	0,79	0,63
Tanque $O_2$ [MUSD]	2,97	2,44	3,30	2,70	4,55	3,69
Obra civil [MUSD]	54,58	44,23	60,99	49,48	83,40	67,55
Instrumentación [MUSD]	27,29	22,12	30,50	24,74	41,70	33,77
Montaje [MUSD]	68,22	55,29	76,24	61,85	104,26	84,44
Ingeniería [MUSD]	46,39	37,60	51,84	42,06	70,89	57,42
Licencias [MUSD]	68,22	55,29	76,24	61,85	104,26	84,44
Imprevistos [MUSD]	63,04	51,09	70,45	57,15	96,33	78,02
Capital de Trabajo [MUSD]	90,10	73,01	100,68	81,68	137,68	111,51
<b>Inversión [MUSD]</b>	<b>690,75</b>	<b>559,78</b>	<b>771,91</b>	<b>626,24</b>	<b>1055,54</b>	<b>854,87</b>

### 6.2.1.3.2. Parque Solar

Para la estimación de inversión capital en el parque solar requerido en la central, se toman en cuenta los modelos de panel y estructura, número de paneles y área de terreno requerida, que fueron definidos en el capítulo anterior (Tablas 5.29, 5.31 y 5.33), mientras que otros costos relacionados a instalaciones eléctricas (inversores, transmisión, entre otros) son calculados en base al costo de los paneles y estructura TSAT. El costo de cada panel y de cada estructura son 170,26 [USD] y 2060 [USD] respectivamente.

El resto de costos de inversión asociados al parque solar se asumen en base al costo total de equipos calculado: Obras civiles, 25 % del costo de los equipos; BOP de potencia (instalaciones eléctricas), 26 % del costo de los equipos; Instalación e ingeniería, 20 % del costo de los equipos; Imprevistos, 30 % de la suma de costos de obras civiles, BOP e Instalación e ingeniería; y Capital de trabajo, 15 % del capital fijo o suma de todos los puntos anteriores y el costo de equipos.

En lo que respecta al terreno de la central, que como bien se mencionó se asume como el utilizado por el parque fotovoltaico, se asume un costo fijo por  $km^2$  e igual a 59312,3 [USD/ $km^2$ ]. El área empleada para el cálculo corresponde a la determinada por  $A_{TPS,w45}$  en la

Tabla 5.33.

En base a las estimaciones anteriores, se tiene que la inversión capital para el parque solar para cada caso, es la que aparece en la Tabla 6.4 a continuación:

Tabla 6.4: Inversión de capital en la etapa de producción en el parque solar para cada caso evaluado.

<b>Mod.</b>	<b>A35</b>		<b>A45</b>		<b>A65</b>	
<b>Op.</b>	<b>TA</b>	<b>TN</b>	<b>TA</b>	<b>TN</b>	<b>TA</b>	<b>TN</b>
$N_{Pan}$ [-]	1338010	1084300	1495727	1213006	2044704	1656033
$N_{TSAT}$ [-]	191145	154900	213676	173287	292101	236577
Área [ $km^2$ ]	26,06	21,08	29,13	23,62	39,79	32,23
Paneles [MUSD]	227,81	184,61	254,66	206,53	348,13	281,96
TSAT [MUSD]	393,76	319,09	440,17	356,97	601,73	487,35
Obra civil [MUSD]	155,39	125,93	173,71	140,87	237,46	192,33
BOP [MUSD]	161,61	130,96	180,66	146,51	246,96	200,02
Ingeniería [MUSD]	124,31	100,74	138,97	112,70	189,97	153,86
Imprevistos [MUSD]	132,39	107,29	148,00	120,02	202,32	163,86
Capital de Trabajo [MUSD]	179,29	145,29	200,42	162,54	273,99	221,91
Terreno [MUSD]	1,55	1,25	1,73	1,40	2,36	1,91
<b>Inversión [MUSD]</b>	<b>1376,11</b>	<b>1115,17</b>	<b>1538,32</b>	<b>1247,55</b>	<b>2102,92</b>	<b>1703,19</b>

#### 6.2.1.4. Inversión Total

El monto de inversión total descompuesto en los ítems mencionados anteriormente para cada caso considerado se pueden observar en la Tabla 6.5 y graficados en la Figura 6.2. De dicha figura se puede apreciar que dentro de todos los montos considerados, la componente con mayor costo capital corresponde al parque solar, el cual en promedio compone un 42 % de la inversión total, teniendo en segundo lugar a la etapa de generación o Ciclo Combinado, que en promedio compone un 34 % de la inversión total de la central.

Tabla 6.5: Inversión de capital total para cada opción evaluada.

Mod.	A35		A45		A65	
Op.	TA	TN	TA	TN	TA	TN
Generación [MUSD]	982,29	951,53	1110,34	1078,65	1683,11	1656,69
Almacenamiento [MUSD]	49,57	40,17	54,87	44,56	75,34	60,84
Planta de Electrólisis [MUSD]	690,75	559,78	771,91	626,24	1055,54	854,87
Parque Solar [MUSD]	1376,11	1115,17	1538,32	1247,55	2102,92	1703,19
<b>Inversión total [MUSD]</b>	<b>3098,72</b>	<b>2666,65</b>	<b>3475,43</b>	<b>2996,99</b>	<b>4916,92</b>	<b>4275,59</b>

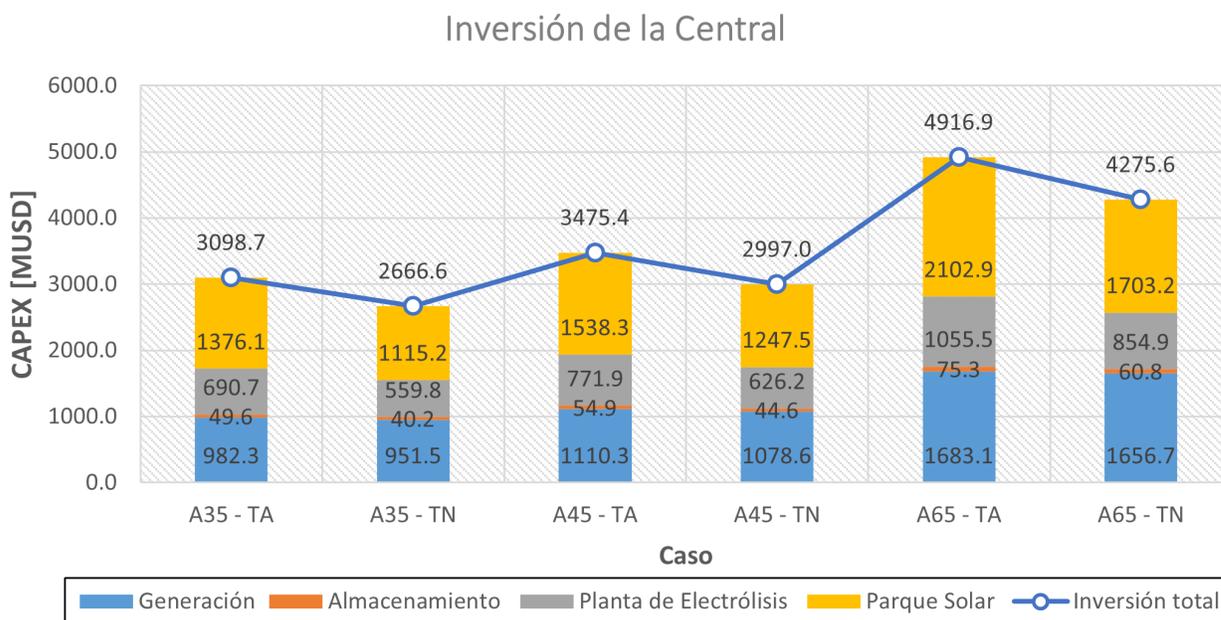


Figura 6.2: Inversión de capital total para cada opción evaluada.

## 6.2.2. Ingresos

Los ingresos considerados para la central corresponden a los asociados a la producción de energía generada, potencia instalada de la central y producción de oxígeno, cuyos detalles se muestran en las secciones siguientes.

### 6.2.2.1. Producción de Energía

Para la estimación de ingresos en cuanto a la producción de energía, se considera la venta de esta en el mercado spot (mercado eléctrico chileno) a precio de costo marginal (CMg), que corresponde al costo variable de la unidad más cara de generación operando en una hora y en un punto determinado en el sistema eléctrico y que es determinado por el Coordinador

Eléctrico Nacional (CEN) [35].

Para determinar el costo marginal al cual se venderá la energía generada en la central, se emplean las distintas proyecciones para la subestación Kimal de 220kV, la cual es la más cercana a la central que cuenta con esta información en la base de datos del Informe de Actualización de Antecedentes 2020 (IAA 2020) del proceso de Planificación Energética de Largo Plazo (PELP) vigente (Figura 6.3)<sup>8</sup>. Estos costos se encuentran como un valor estacional para cada subestación, es decir, verano (1-3), otoño (4-6), invierno (7-9) y primavera (10-12), tal y como se muestra como ejemplo en la Tabla 6.6.

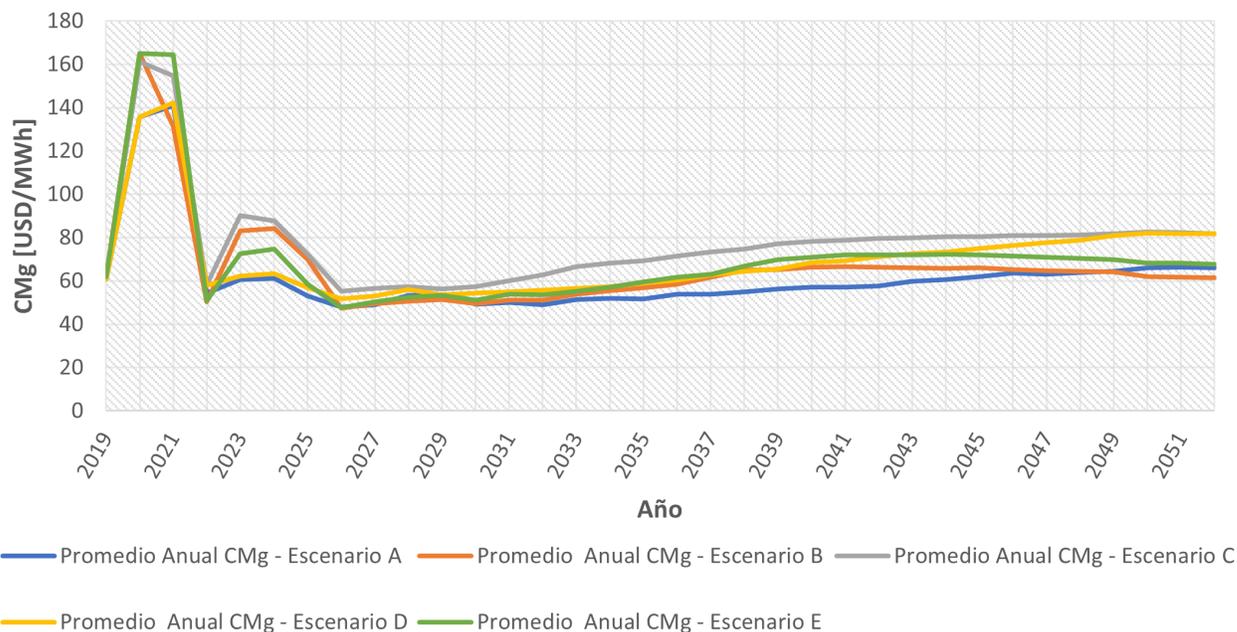


Figura 6.3: Gráfico de proyección de costos marginales en subestación Kimal 220kv en PELP 2018-2022. Fuente: Elaboración propia.

Tabla 6.6: Ejemplo de valores de distribución considerada de proyección de costos marginales en PELP 2018-2022.

Promedio CMg [USD/MWh]	Año		
Estación	...	20XX	...
Verano	...	$CMg_{XX,v,PELP}$	...
Otoño	...	$CMg_{XX,o,PELP}$	...
Invierno	...	$CMg_{XX,i,PELP}$	...
Primavera	...	$CMg_{XX,p,PELP}$	...

Para emplear estos valores proyectados, se toman los valores de costo marginal reales de

<sup>8</sup> Informe de Actualización de Antecedentes 2020, Planificación Energética de Largo Plazo (PELP) periodo 2018-2022, [Ministerio de Energía](#).

la segunda mitad del año 2020 y la primera mitad del año 2021 de la subestación Kimal y de la subestación más cercana a la ubicación de la central, la cual corresponde a la subestación Sierra Gorda de 220 kV, de tal forma que analizando el comportamiento del costo marginal a lo largo del año transcurrido, se generan "semanas típicas" con sensibilidad horaria que representan a cada una de las estaciones del año, que para este caso se consideraron como, dentro de una estación, el valor promedio del costo marginal para cada hora (1 - 24) dentro de un mismo día de la semana (Lunes - Domingo), como se puede observar en el ejemplo de la tabla a continuación:

Tabla 6.7: Ejemplo de valores de costo marginales en una semana típica para la estación de verano del año 2021.

Promedio CMg Verano (1-3) 2021 [USD/MWh]	Día			Promedio por hora [USD/MWh]
	Hora	Lunes	...	
1	$CM_{g1,L}$	...	$CM_{g1,D}$	$CM_{g1}$
.	.	.	.	.
.	.	.	.	.
24	$CM_{g24,L}$	...	$CM_{g24,D}$	$CM_{g24}$
			<b>Promedio estacional</b>	$CM_{g21,v}$

Así, para obtener los valores de costo marginal en Sierra Gorda con la misma sensibilidad que Kimal, en primer lugar se calcula la diferencia del costo marginal entre la subestación Sierra Gorda y Kimal para cada hora de cada día dentro de las 4 semanas típicas del año considerado, y esta diferencia se asume como constante a lo largo de los años siguientes (Tabla 6.8).

Tabla 6.8: Ejemplo de diferencia de costos marginales de semana típica entre subestaciones para la estación de verano del año 2021.

Diferencia CMg Verano (1-3) 2021 [USD/MWh]	Día		
	Hora	Lunes	...
1	$CM_{g1,L,SG} - CM_{g1,L,K}$	...	$CM_{g1,D,SG} - CM_{g1,D,K}$
.	.	.	.
.	.	.	.
24	$CM_{g24,L,SG} - CM_{g24,L,K}$	...	$CM_{g24,D,SG} - CM_{g24,D,K}$

Luego, se obtiene una caracterización de las semanas típicas en la subestación Kimal,

calculando el cociente entre el valor de costo marginal en una hora y día de una semana típica y el promedio del costo marginal de la semana completa o estación (un ejemplo de esto se muestra en la Ecuación 6.5 para el verano de 2021). Y, asumiendo que se mantiene esta proporcionalidad en el tiempo, se pueden emplear los valores entregados por la PELP, tal que, al multiplicar este valor por el cociente, se obtiene el valor de costo marginal para la hora y día de la semana evaluada, tal y como se ejemplifica en la Tabla 6.9.

$$k_{CMg,1,L,K,v} = \frac{CMg_{1,L,K,v}}{CMg_{21,v}} \quad (6.5)$$

Donde:

- $k_{CMg,1,L,K,21,v}$ : factor de caracterización de semana típica para la hora 1:00 am de un día lunes de la semana típica en la subestación Kimal para la estación de verano del año 2021.
- $CMg_{1,L,K,21,v}$ : promedio de costo marginal para la hora 1:00 am de un día lunes de la semana típica en la subestación Kimal para la estación de verano del año 2021.
- $CMg_{21,v}$ : promedio estacional de costo marginal para la estación de verano del año 2021.

Tabla 6.9: Ejemplo de cálculo de costos marginales de semana típica para la subestación Kimal para la estación de verano del año 20XX.

CMg Verano (1-3) 20XX [USD/MWh]	Día		
	Lunes	...	Domingo
Hora			
1	$k_{CMg,1,L,K} \cdot CMg_{XX,v,PELP}$	...	$k_{CMg,1,D,K} \cdot CMg_{XX,v,PELP}$
.	.	.	.
.	.	.	.
.	.	.	.
24	$k_{CMg,24,L,K} \cdot CMg_{XX,v,PELP}$	...	$k_{CMg,24,D,K} \cdot CMg_{XX,v,PELP}$

Finalmente, a estos valores se les suma la diferencia previamente calculada (y ejemplificada en la Tabla 6.8), consiguiendo el valor de costo marginal para la subestación Sierra Gorda para el mismo período. Así, las proyecciones de costo marginal para la subestación Sierra Gorda se pueden observar en la Figura 6.4. Los valores calculados se pueden verificar en el Anexo D.1.1.1.

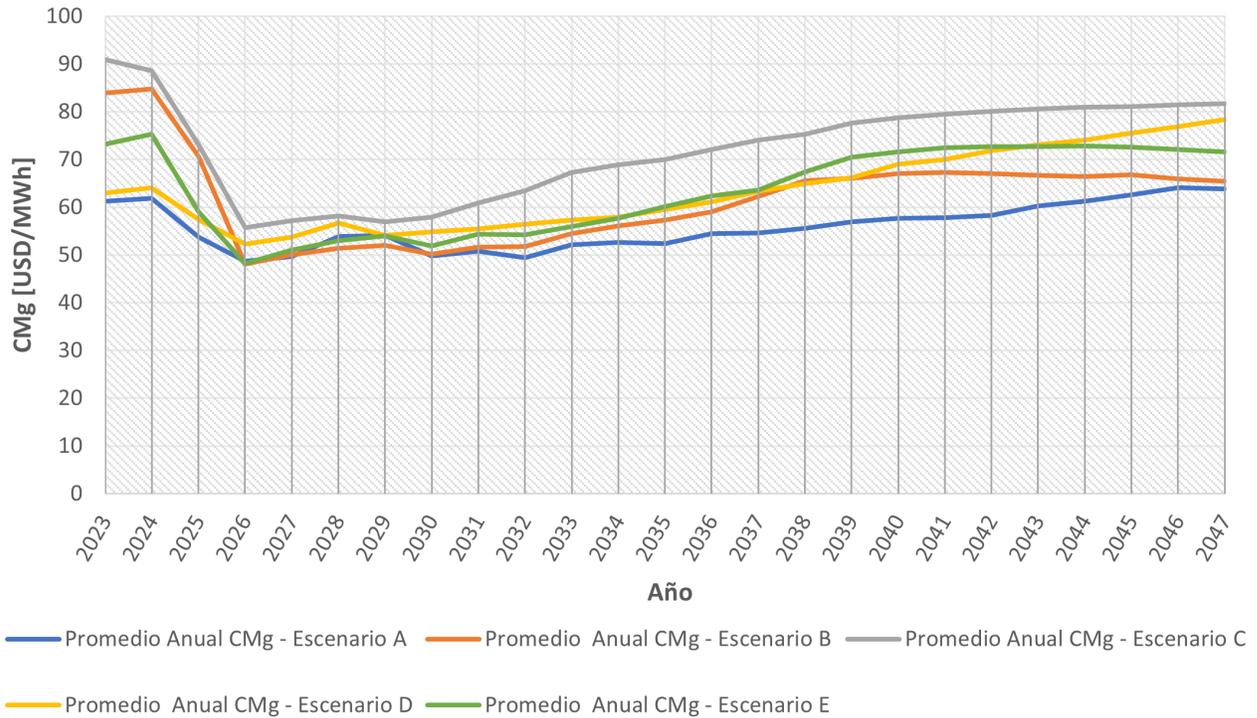


Figura 6.4: Proyección de costo marginal en la subestación Sierra Gorda para cada escenario de la PELP. Fuente: Elaboración propia.

Luego, para obtener el ingreso por venta de energía para cada año, se emplea la siguiente ecuación:

$$I_{E,XX} = \sum_{x=1}^{7534} CMg_{XX,x,SG} \cdot E_{Net,XX,x} \quad (6.6)$$

Donde:

- $I_{E,XX}$ : ingreso anual por venta de energía para el año 20XX [USD].
- $CMg_{XX,x,SG}$ : costo marginal correspondiente al año 20XX en la subestación Sierra Gorda y para la hora x dentro de las 7534 horas de funcionamiento anual de la central [USD/MWh].
- $E_{Net,XX,x}$ : energía neta generada por la central para el año 20XX y hora x dentro de las 7534 horas de funcionamiento anual de la central [MWh].

El cálculo anterior se efectuó aplicando previamente los factores de reducción de potencia en la etapa de generación (Tabla 5.39) y descontando las horas de mantenimiento en que dicha etapa no genera (7534 horas de generación en el CC), ambos puntos explicados en la sub-sección del factor de planta de la central.

### 6.2.2.2. Potencia Instalada

El ingreso por potencia instalada se evalúa mediante el precio nudo, que es fijado por la Comisión Nacional de Energía (CNE)<sup>9</sup>, y que en el caso de la central se evalúa en la subestación

<sup>9</sup> Precio Nudo Corto Plazo, Tarificación Eléctrica, [Comisión Nacional de Energía](#).

Sierra Gorda, para la cual se tienen los siguientes precios nudo:

Tabla 6.10: Precio nudo para la subestación Sierra Gorda determinado por la CNE.<sup>10</sup>

	Ene	Feb	Mar	Abr	May	Jun
Precio Nudo [CLP/kW/mes]	5337,66	5337,66	5337,66	5599,58	5599,58	5599,58
	Jul	Ago	Sep	Oct	Nov	Dic
Precio Nudo [CLP/kW/mes]	5599,58	5599,58	5599,58	6430,69	6430,69	6430,69

Para el cálculo del ingreso, la potencia instalada considerada es la que aparece en la Tabla 5.39 para cada caso. Además, se asume que para el horizonte de evaluación, el precio nudo se mantiene constante anualmente.

En base a lo anterior el ingreso percibido por potencia instalada en un período anual se muestra a continuación para cada caso:

Tabla 6.11: Ingresos anuales por potencia instalada para cada caso.

Mod.	A35		A45		A65	
Op.	TA	TN	TA	TN	TA	TN
<b>t ≤ 13 años</b>						
$I_P$ [MUSD/año]	3,30	2,68	3,69	2,99	5,32	4,31
<b>t &gt; 13 años</b>						
$I_P$ [MUSD/año]	3,14	2,55	3,50	2,84	5,06	4,10

### 6.2.2.3. Producción de Oxígeno

Para este ingreso se tienen en cuenta los flujos anuales de oxígeno calculados con los flujos diarios de la Tabla 5.41 y para las 7534 horas de funcionamiento anual de la central.

El precio de venta del oxígeno se asume como constante en el horizonte de evaluación y con un valor de 2717 CLP/kg o 3,3 USD/kg, habiendo aplicado un factor de 80 % de descuento al precio de venta reportado por proveedores dentro de la ciudad de Santiago de Chile<sup>11</sup>, y entendiendo dicho factor como el resultante de supuestas negociaciones con clientes consumidores para la venta total del oxígeno generado.

En base a lo anterior, el ingreso percibido por la venta de oxígeno en un período anual se muestra a continuación para cada caso:

<sup>10</sup> Reliquidación Balance de Potencia 2020 - Definitivo, Balances anuales de potencia de suficiencia, [Coordinador Eléctrico Nacional](#).

<sup>11</sup> Recarga de Oxígeno gaseoso industrial, [Gasex](#).

Tabla 6.12: Ingresos anuales por venta de oxígeno en cada caso.

Mod. Op.	A35		A45		A65	
	TA	TN	TA	TN	TA	TN
<b>t ≤ 13 años</b>						
$I_{O_2}$ [MUSD/año]	687,65	557,26	768,70	623,40	1050,84	851,09
<b>t &gt;13 años</b>						
$I_{O_2}$ [MUSD/año]	714,84	579,29	799,10	648,06	1092,40	884,75

#### 6.2.2.4. Ingresos Totales

En base a las fuentes de ingreso mencionadas en las sub-secciones anteriores, y para ejemplificar la composición de los ingresos percibidos por la central, en la Figura 6.5 se grafican los ingresos totales para el año 2023, para el Escenario C de costo marginal proyectado y para cada caso de turbina de la etapa de generación.

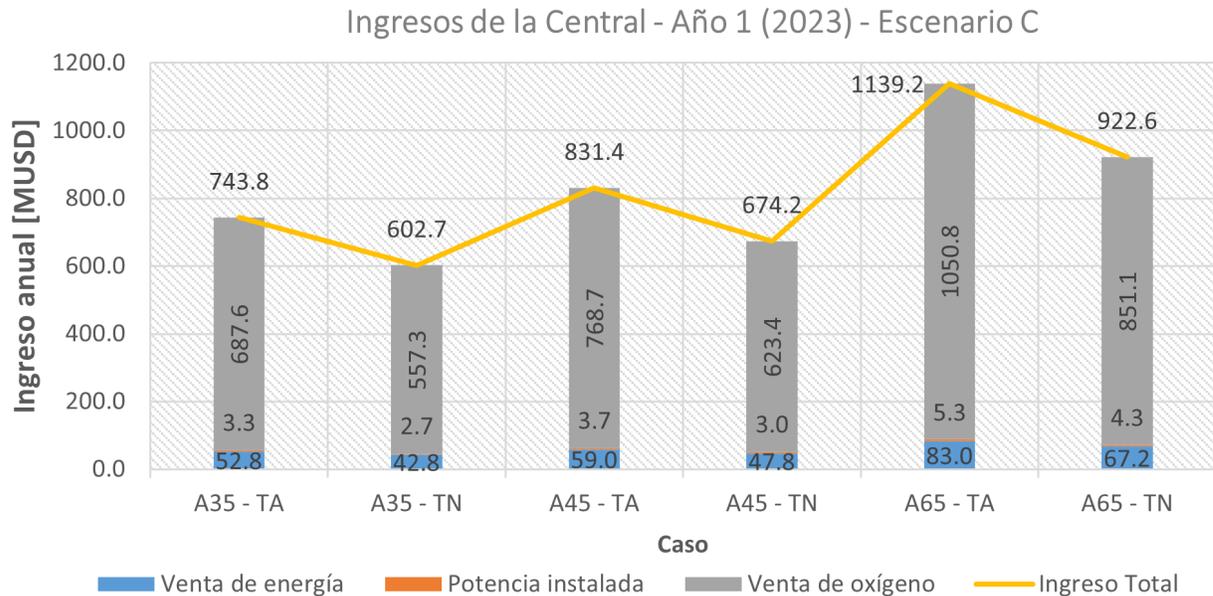


Figura 6.5: Ingresos de la central para el año 1 de operación en el escenario C de CMg.

Se puede observar del gráfico anterior que casi la totalidad de los ingresos de la central provienen de la venta de oxígeno, componiendo cerca de un 92 % del total. Además, el ingreso por potencia instalada es despreciable en comparación a las demás fuentes de ingresos.

#### 6.2.3. Costos

Los costos a los cuales se incurre durante la operación de la central se separan en las categorías de costos fijos y costos variables, los cuales se abordan en las siguientes sub-secciones.

### **6.2.3.1. Costos Fijos**

Los costos fijos tomados en cuenta para la central completa consisten en: costos de operación y mantenimiento (O&M) y costo de materias primas. El primer componente varía según la etapa de la central que se considere, por lo que su cálculo se divide al igual que como se hizo con el cálculo de la inversión. En cuanto al costo de materias primas, se considera netamente el recurso hídrico total que requiere la central. El costo de recambio de la solución alcalina en los electrolizadores, la cual se debe hacer en un período anual, se asume como integrado al costo O&M de la planta de electrólisis. No se consideran costos de electricidad ya que se asume que estos son cubiertos por la misma central, habiendo evaluado el ingreso según la energía neta generada en el período anual.

#### **6.2.3.1.1. Etapa de Generación**

En el caso del Ciclo Combinado, un aproximado de los costos de operación y mantenimiento para una central se enuncia en la tabla de la Figura 4.1, indicando un costo de O&M entre 0,35 y 0,4 [USD/MWh]. Sin embargo, dicho costo no sería válido totalmente para la central diseñada, debido a que a raíz del uso de hidrógeno como combustible, el costo de O&M debería ser mayor al afectar de forma adversa a diversos componentes de la etapa, como los mismos álabes de la turbina a gas que al trabajar con gases de salida con mayor contenido de vapor de agua, aumenta la transferencia de calor hacia estos, aumentando su deterioro si no se refrigeran de forma debida. Además, por el mismo argumento, los intercambiadores y otros componentes expuestos a los gases de salida en el HRSG pueden verse afectados o deteriorarse aceleradamente.

En base a lo anterior, se asume que debido al uso de hidrógeno, las intervenciones de mantenimiento serán mayores y con un aumento de mantenimiento correctivo en el ciclo de vida de la central por el deterioro acelerado, lo cual elevaría el costo de mantenimiento dentro del costo de O&M. Por ello, en miras de lograr tener lo anterior en cuenta, se asume un valor de costo de O&M igual a 0,6 [USD/MWh], es decir, un 50 % de aumento en el costo original. Para el cálculo del monto anual se emplea la energía neta generada por el ciclo combinado mostrada en la Tabla 5.40.

#### **6.2.3.1.2. Etapa de Almacenamiento**

Para la etapa de almacenamiento, y en específico para los compresores de hidrógeno, se emplea el costo de O&M mencionado en la sección 4.1.2.2, es decir, un 4 % del CAPEX de las unidades compresoras. En cambio, para las tuberías enterradas se asume un costo de O&M anual igual al 1 % de su CAPEX<sup>12</sup>.

#### **6.2.3.1.3. Planta de Electrólisis**

En el caso de los componentes de la planta de electrólisis relacionados al oxígeno, es decir, los compresores y contenedores, se les asocia un costo de O&M anual de 3 % y 1 % de su CAPEX respectivamente. En cambio, para los equipos electrolizadores alcalinos, se les asigna

<sup>12</sup> Presentación del proyecto HOASIS, TCI GECOMP, [Misión Cavendish Tour 2020](#).

un costo de O&M anual de 2 % del CAPEX inicial, dejando fuera de dicho costo el reemplazo de stack de celdas cuando cumplen su vida útil.

#### 6.2.3.1.4. Parque Solar

Al parque solar completo, incluyendo las estructuras TSAT, se le asocia un costo de O&M anual del 2 % del CAPEX inicial<sup>12</sup>.

#### 6.2.3.1.5. Recurso Hídrico

Como bien se mencionó en secciones anteriores, el recurso hídrico se asume como suministrado por una planta desaladora, la cual puede ser incluso una vigente que aumente su capacidad de producción para abastecer a la central, ya que en comparación a las actualmente construidas que abastecen principalmente a mineras con caudales acumulados de más de 5 [ $m^3/s$ ], los caudales requeridos por la central diseñada no superan los 60 [lt/s] (Tabla 5.45). En base a esto, solo se aborda el costo fijo anual de suministro de agua a un precio de 5,1 [USD/ $m^3$ ]<sup>13</sup>.

#### 6.2.3.1.6. Costos Fijos Totales

En base a todos los costos supuestos anteriormente, se tiene que el costo fijo total anual para la central es el que se observa en el gráfico de la Figura 6.6, cuyos valores se pueden verificar en la Tabla 6.13 para cada caso evaluado.

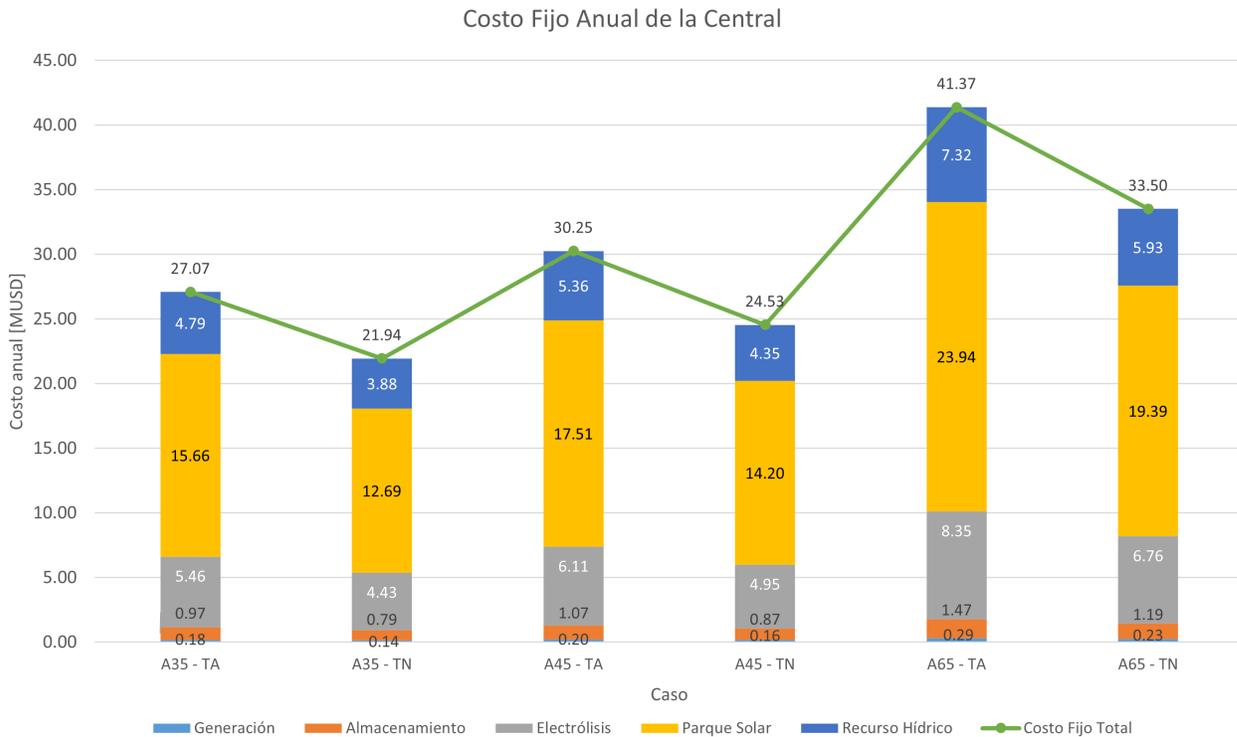


Figura 6.6: Costos fijos de la central para cada caso considerado.

<sup>13</sup> Costo económico del uso de agua desalada en la minería chilena, Departamento de estudios, extensión y publicaciones, [Biblioteca del Congreso Nacional de Chile](#).

Tabla 6.13: Costos fijos de la central para cada caso considerado.

Mod. Op.	A35		A45		A65	
	TA	TN	TA	TN	TA	TN
<b>t ≤ 13 años</b>						
Generación [MUSD]	0,18	0,14	0,20	0,16	0,29	0,23
Almacenamiento [MUSD]	0,97	0,79	1,07	0,87	1,47	1,19
Electrólisis [MUSD]	5,46	4,43	6,11	4,95	8,35	6,76
Parque Solar [MUSD]	15,66	12,69	17,51	14,20	23,94	19,39
Recurso Hídrico [MUSD]	4,79	3,88	5,36	4,35	7,32	5,93
<b>Costo Fijo Total [MUSD/año]</b>	<b>27,07</b>	<b>21,94</b>	<b>30,25</b>	<b>24,53</b>	<b>41,37</b>	<b>33,50</b>
<b>t &gt; 13 años</b>						
Generación [MUSD]	0,17	0,14	0,19	0,15	0,27	0,22
Almacenamiento [MUSD]	0,97	0,79	1,07	0,87	1,47	1,19
Electrólisis [MUSD]	5,46	4,43	6,11	4,95	8,35	6,76
Parque Solar [MUSD]	15,66	12,69	17,51	14,20	23,94	19,39
Recurso Hídrico [MUSD]	4,98	4,04	5,57	4,52	7,61	6,17
<b>Costo Fijo Total [MUSD/año]</b>	<b>27,25</b>	<b>22,08</b>	<b>30,45</b>	<b>24,70</b>	<b>41,65</b>	<b>33,73</b>

Del gráfico y tabla anterior se puede observar que dentro de todos los costos fijos anuales considerados, los costos de O&M del parque solar son los de mayor valor, componiendo cerca de un 57 % del total en promedio, siguiéndole los costos de O&M de la sub-etapa de electrólisis, que compone en promedio un 20 % del costo fijo total anual de la central.

### 6.2.3.2. Costos Variables

Dentro de los costos variables tomados en cuenta para la central, se encuentra solamente el recambio stack de celdas en equipos electrolizadores por el término de su vida útil. Dado que el combustible de la central es el hidrógeno verde generado, no hay costo variable por combustible en la central. El resto de componentes que no se mencionen se asume que poseen una vida útil igual o mayor a 25 años.

Para el costo de reemplazo del stack de celdas una vez cumplida su vida útil, que se toma

igual a 90000 horas<sup>14</sup>, este constituye un 45 % del CAPEX inicial. Dado que la central funciona 7534 horas anuales, el stack debe ser reemplazado en períodos de aproximadamente 12 años. Teniendo en cuenta que los equipos electrolizadores fueron sobredimensionados en la central diseñada, se asume que se debe incurrir a solo un reemplazo de stack de celdas en el año 13 de operación.

Así, el costo variable al cual se incurre en el año 13 de operación de la central, es el siguiente en cada caso considerado:

Tabla 6.14: Costo variable para cada caso considerado.

Mod.	A35		A45		A65	
Op.	TA	TN	TA	TN	TA	TN
Stack [MUSD]	119,83	97,11	133,95	108,63	183,12	148,31

### 6.3. Resultados y Análisis

El flujo de caja se desarrollo para los distintos casos de generación y aplicando los diferentes escenarios de evolución del costo marginal. En base a esto se obtuvieron diversos resultados para cada indicador.

En primer lugar, se obtiene el indicador VAN para cada combinación:

Tabla 6.15: Resultados de VAN para cada caso y escenario evaluado.

VAN / MUSD						
Mod.	A35		A45		A65	
Op.	TA	TN	TA	TN	TA	TN
Escenario A	4049,73	3157,74	4516,13	3511,65	6126,67	4692,63
Escenario B	4086,50	3187,53	4557,18	3544,95	6184,50	4739,46
Escenario C	4136,60	3228,14	4613,14	3590,33	<b>6263,05</b>	4803,08
Escenario D	4079,96	3182,24	4549,89	3539,03	6174,19	4731,11
Escenario E	4086,18	3187,28	4556,83	3544,66	6183,92	4738,99

Se puede ver que dentro de los escenarios de costo marginal el escenario C es el más conveniente en cada caso de turbina aplicada, mientras que la turbina A65 adaptable es la alternativa con mayor VAN obtenido, lo cual era esperable dada la mayor cantidad de energía generada en el Ciclo Combinado y parque solar como energía excedente, además de la venta de mayor cantidad de oxígeno generado. Igualmente, todos los escenarios y alternativas evaluadas entregan un VAN positivo y elevado, indicando una gran rentabilidad del proyecto mismo. El flujo de caja completo, al igual que el préstamo, del caso A65-TA para el escenario C, se puede verificar en el Anexo D.2.

En cuanto al TIR, se presentan los resultados en la Tabla 6.16 a continuación:

<sup>14</sup> SUNFIRE-HYLINK ALKALINE, SUNFIRE

Tabla 6.16: Resultados de TIR para cada caso y escenario evaluado.

TIR / %						
Mod.	A35		A45		A65	
Op.	TA	TN	TA	TN	TA	TN
Escenario A	19,71	18,46	19,63	18,33	19,09	17,57
Escenario B	19,89	18,62	19,80	18,49	19,26	17,73
Escenario C	<b>20,02</b>	18,74	19,93	18,62	19,39	17,85
Escenario D	19,78	18,52	19,69	18,39	19,15	17,64
Escenario E	19,83	18,57	19,74	18,44	19,20	17,68

Claramente, este indicador muestra nuevamente la rentabilidad del proyecto al ser mayor que la tasa de descuento utilizada para todos los casos evaluados. En particular, el escenario C con la turbina A35 adaptable es la alternativa con mayor margen alcanzado, no coincidiendo con la alternativa de mayor VAN. El flujo de caja completo, al igual que el préstamo, del caso A35-TA para el escenario C, se puede verificar en el Anexo D.2.

Luego, para el cálculo del LCOE, cabe mencionar que al haber considerado costos fijos anuales constantes en cada rango temporal y un costo variable que se aborda netamente en el año 13 de operación, los resultados obtenidos muestran el precio de la energía para todos los años menos este último, en el cual el precio se dispara debido al elevado costo variable.

Así, para cada LCOE se consideraron los rangos temporales antes y después de los 13 años de operación, evaluando el efecto de la reducción de *performance* de la central en el indicador y se obtuvieron los siguientes resultados:

Tabla 6.17: Resultados de LCOE para los distintos casos de generación considerados.

LCOE - USD/MWh						
Mod.	A35		A45		A65	
Op.	TA	TN	TA	TN	TA	TN
t < 13 años	41,73	41,72	41,75	43,47	<b>40,72</b>	40,74
t > 13 años	46,89	46,88	46,92	48,92	45,69	45,71

Se puede notar de la tabla anterior hay un aumento en el precio al pasar de un rango temporal a otro, haciéndose más cara la energía generada después de los 13 años de operación, lo cual es esperable e intuitivo dado que a medida que transcurre el tiempo los equipos y la central en general se vuelve menos eficiente por el deterioro y se vuelve más caro generar la misma cantidad de energía. Por otro lado, al aumentar la capacidad instalada se puede ver una disminución en el LCOE entre las opciones de turbina A35 y A65 mostrando una economía de escala, mientras que para la A45 hay un aumento en comparación a la A35, indicando que esta alternativa es menos conveniente a pesar de la mayor potencia instalada.

Finalmente, de las alternativas evaluadas, la que alcanza un menor costo de la energía generada, y que por ende alcanza un mayor margen con el costo marginal de venta de energía, es la misma en la que se obtiene mayor VAN, la turbina A65 adaptable con 40,72 [USD/MWh] en el periodo anterior a los 13 años de operación, sin embargo, al comparar los precios alcan-

zados con las proyecciones de costo marginal (Figura 6.4), se tiene que todos los precios se encuentran por debajo del costo marginal proyectado para cada escenario en cada rango de tiempo.

Un punto importante a destacar que afecta a los resultados obtenidos es la diferencia de magnitud en los ingresos de la central. Los ingresos por generación eléctrica alcanzan solo entre un 4 % - 10 % de los ingresos totales, siendo la gran mayoría de estos los provenientes de la venta de oxígeno como subproducto. Para analizar el efecto del precio de venta del oxígeno generado en la rentabilidad de la central, se hace un análisis de sensibilidad de este parámetro sobre los indicadores, tal y como se puede observar en el gráfico de la Figura 6.7. Esta muestra los efectos en el caso del escenario C de costo marginal, con turbina de gas A65 adaptable, que fue el caso con mayor valor en su VAN en la Tabla 6.15.

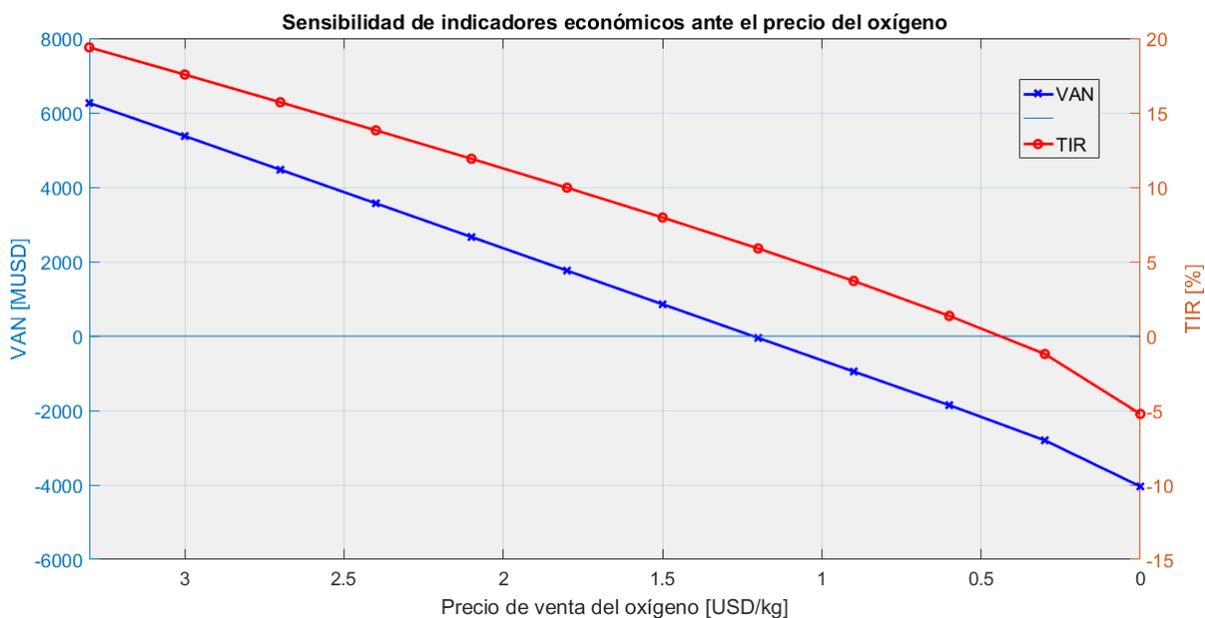


Figura 6.7: Análisis de sensibilidad de indicadores VAN y TIR ante el cambio en el precio de venta del oxígeno.

El gráfico anterior muestra claramente que la central tiene una alta dependencia y sensibilidad al precio del oxígeno, habiendo una diferencia de 3011 [MUSD] y 6,3 % menos para el VAN y el TIR entre un precio de 3 y 2 [USD/kg]. El VAN se vuelve negativo y la TIR menor a 6 % para un precio de aproximadamente 1,24 [USD/kg]

En base a lo anterior, y para analizar la factibilidad económica de la central teniendo en cuenta solo la generación eléctrica, se repite la obtención de resultados de indicadores pero descartando la venta y manejo del oxígeno generado, asumiendo que se libera a la atmósfera simplemente y no incurriendo en los costos capitales, monetarios y energéticos relacionados al oxígeno. Además, se toma en cuenta solo el escenario C de costos marginales dado que es el escenario más conveniente. Entonces, los resultados son los siguientes:

Tabla 6.18: Resultados de indicadores sin venta o procesamiento de oxígeno en la central.

Mod.		A35		A45		A65	
Op.		TA	TN	TA	TN	TA	TN
VAN		-2599,36	-2243,15	-2918,17	-2535,24	-4013,22	-3556,99
TIR		-5,66	-5,64	-5,66	-5,72	-5,21	-5,42
LCOE	t ≤ 13	40,99	40,98	41,01	42,71	40,01	40,04
	t > 13	45,97	45,96	46,00	47,96	44,81	44,85

Se puede observar de la tabla anterior, que manteniendo la misma hipótesis impuesta para la evaluación económica y excluyendo el aprovechamiento de la venta del oxígeno, el proyecto y central diseñada deja de ser rentable para todas las alternativas consideradas, teniendo pérdidas mayores al 70 % de la inversión capital y tasas internas de retorno negativas que indican la imposibilidad de un VAN positivo sin importar la tasa de descuento asumida. Luego, el LCOE se ve levemente reducido para cada caso debido al menor costo fijo por O&M de los equipos y componentes relacionados al procesamiento del oxígeno.

En base a los resultados anteriores, se abordaron distintas hipótesis para la evaluación económica en búsqueda de aquel escenario que volviera rentable el proyecto. Se hicieron variar la tasa de descuento, porcentaje del préstamo, tasa de interés del préstamo y plazo de pago del préstamo, sin embargo, ninguna combinación de estas variaciones logró el objetivo, por lo cual se concluye que la venta del oxígeno generado por la central es necesario para su rentabilidad económica. Otros ingresos podrían ser considerados para lograr rentabilidad sin venta de oxígeno como bonos de carbono, sin embargo, el cálculo de estos se encuentra fuera de los alcances de este trabajo, por lo que se recomienda considerar este ingreso extra previamente para estudios similares al presente.

# Capítulo 7

## Conclusiones

En base a una investigación y análisis bibliográfico, manteniendo como criterios la eficiencia de los equipos/procesos/ciclos evaluados, el costo capital, el costo operacional, la madurez y disponibilidad tecnológica, la sinergia entre equipos/procesos/ciclos y el costo energético asociado, se determinó el diseño conceptual de la central completa, dividida principalmente en las etapas de generación eléctrica, almacenamiento de hidrógeno y producción de hidrógeno, conteniendo esta última al parque solar.

La etapa de generación eléctrica consiste en un Ciclo Combinado con un Ciclo Brayton de una sola turbina a gas como ciclo superior, un Ciclo Rankine con un solo nivel de presión como ciclo inferior, e inyección de vapor desde el HRSG a la cámara de combustión de la turbina a gas para reducir las emisiones de gases NOx. La etapa de almacenamiento de hidrógeno consiste en la compresión de hidrógeno gaseoso mediante compresores de pistón, para su posterior almacenamiento en una tubería enterrada con una presión límite de 100 bar y una capacidad de 27 horas de flujo de hidrógeno continuo hacia la etapa de generación, el cual es acondicionado mediante válvulas reguladoras de presión e intercambiadores de calor posteriores.

La etapa de producción de hidrógeno consiste principalmente en equipos de acondicionamiento de agua de alimentación, equipos electrolizadores alcalinos que consumen dicha agua para producir flujos de hidrógeno y oxígeno, un parque solar fotovoltaico *On Grid* sobredimensionado y con estructuras con seguimiento tipo TSAT (Panel inclinado con seguimiento en eje inclinado) conectado a electrolizadores alcalinos para energizarlos e inyectar el excedente de energía a la red, y una sub etapa de compresión y almacenamiento de oxígeno, el cual es vendido. Además, el abastecimiento de agua para la central se asume como entregado por una planta desaladora.

Habiendo considerado criterios de topografía, disponibilidad del agua, recurso solar, condiciones ambientales, cercanía a líneas de transmisión, costo marginal del sistema eléctrico y aspectos socioambientales, la central se ubicó a 30 [km] al oeste de la subestación de Sierra Gorda, que cuenta con un costo marginal promedio anual de 55 [USD/MWh] para el período 2018, se encuentra a un costado de la ruta 5, posee una pendiente promedio menor al 4 % (2,3°) en un área de 32 [ $km^2$ ], tiene una elevación de 1553 [m], capta una insolación global en plano inclinado (23°) promedio anual de 7.81 [kWh/ $m^2$ /día], mantiene una frecuencia promedio anual de nubes del 3,3 % y se encuentra a aproximadamente 127 [km] de la costa de Antofa-

gasta. Si bien se priorizaron las mejores condiciones para el recurso solar, que se traduce en un menor requerimiento de paneles instalados, debido a las condiciones de altura, la etapa de generación se ve considerablemente afectada, reduciendo un potencia de salida nominal por estar fuera de las condiciones ISO ambientales.

Con el fin de asegurar la factibilidad técnica de la etapa de generación, se tuvieron en cuenta 3 turbinas aeroderivadas capaces de funcionar con una concentración del 100 % de hidrógeno en volumen al implementarlas con inyección de vapor, definiendo los ciclos y estados termodinámicos del resto de la etapa de generación (Ciclo Rankine y HRSG) en función del Ciclo Brayton resultante. Así, habiendo definido como límite 25 [ppmvd] de emisiones de gases NO<sub>x</sub> en los gases de salida de las turbinas a gas, resultó en que para los modelos de turbinas a gas aeroderivadas de la empresa Siemens SGT-A35 (A35), SGT-A45 (A45) y AGT-A65 (A65), teniendo en cuenta y modelando la etapa en base a sus características técnicas, se logran concentraciones de 16, 38, 18, 35 y 23, 24 [ppmvd] respectivamente al considerar una combustión con una fracción molar de 0,5 de hidrógeno y 0,5 de vapor de agua. Fracciones molares de hidrógeno mayores entre 0,55 y 0,85 superan el límite de concentración de gases NO<sub>x</sub> debido la disminución de la cantidad de vapor de agua inyectado, lo que se traduce en un aumento en la temperatura de llama adiabática y de la probabilidad de la formación térmica de gases NO<sub>x</sub>. Dicha fracción molar considerada se traduce en un consumo de 8,94 [kg] de vapor de agua por cada kg de hidrógeno quemado. Además, dicho consumo limitó la cantidad de vapor aprovechable en el HRSG para su inyección en el Ciclo Rankine, debiendo fijar su presión de trabajo a la de la cámara de combustión del Ciclo Brayton para lograr aprovechar los gases de combustión para generar ambos flujos de vapor. Por otro lado, se destaca que además de la generación eléctrica con niveles de gases NO<sub>x</sub> por debajo del límite legal establecido, se generan cero emisiones de otros gases de efecto invernadero como el dióxido y monóxido de carbono, los cuales están presentes al usar otros combustibles.

La potencia neta resultante del Ciclo Combinado en la etapa de generación varía entre 39,3 y 78,1 [MW], habiendo considerado 2 casos distintos para cada turbina, un caso en que eran capaces de adaptarse al aumento de flujo volumétrico de salida, debido a la baja densidad volumétrica del hidrógeno (TA), resultando en un mayor flujo másico y mayor potencia, y otro caso en que no eran capaces de adaptarse a dicho aumento (TN), resultando en una menor potencia y flujo másico de gases de salida. También la eficiencia térmica calculada del Ciclo combinado resulta entre 42,94 % y 45,34 %.

La potencia neta generada por el Ciclo Brayton varía entre 34,6 y 73,6 [MW], con una eficiencia térmica calculada entre 37,8 % y 42,7 % y requiere de un flujo másico de hidrógeno entre 0,78 y 1,46 [kg/s] o 67,1 y 126,5 [ton/día], mientras que la potencia generada en el Ciclo Rankine entre 3,6 y 5,9 MW, con una eficiencia entre 28,8 % y 29 %. Claramente, la potencia generada en el Ciclo Rankine es sumamente menor a la del Ciclo Brayton, al igual que menos eficiente, viéndose afectado por la extracción de vapor para su inyección al Ciclo Brayton y reduciendo las ventajas asociadas a la consideración de un Ciclo Combinado.

Para la etapa de almacenamiento de hidrógeno, se calculó una potencia total de compresión instalada entre 4,7 y 8,8 [MW]. La potencia requerida para la compresión a lo largo del día varía en base al flujo de hidrógeno proveniente de la etapa de producción y a la presión dentro de la tubería enterrada, que aumenta hasta llegar a su presión de diseño. Para el di-

seño y dimensionamiento de la tubería se empleó la norma ASME ASME B31.12, resultando en una tubería de acero al carbono API 5L x52, con un diámetro de 864 mm, un espesor de 25,4 [mm] y un largo que varía según el caso entre 18,8 y 35,5 [km]. La presión dentro de la tubería, según la estación del año, varía en un ciclo diario entre 49 [bar] y 101 [bar], ignorando los efectos que dicha variación pueda tener en la tubería, como falla por fatiga del material. Para regular la presión y flujo de hidrógeno desde la tubería enterrada hacia la cámara de combustión del Ciclo Brayton en la etapa de generación, se consideró el uso de múltiples válvulas reductoras en paralelo, cuya cantidad varía entre 14 y 26 válvulas, asumiendo que se articulan o posicionan de tal forma que es posible regular la presión variante del hidrógeno a lo largo del día a la presión de diseño en la cámara de combustión.

Para la etapa de producción, y en base a la cantidad diaria de hidrógeno requerido para rellenar la tubería enterrada, se calculó una potencia instalada de electrolizadores alcalinos entre 368,8 y 695,6 [MW], variando la potencia empleada a lo largo del día debido a la intermitencia del recurso solar con el cual se energizan los equipos. Claramente se requiere una potencia total de electrolizadores sumamente elevada, y que supera a la de generación eléctrica, para lograr una producción de hidrógeno tal que permita su aprovechamiento.

Las producciones diarias de hidrógeno se mantienen entre 67,1 y 126,5 [ton] y entre 538,6 y 1055,9 [ton] de oxígeno, con un consumo diario de agua para electrólisis entre 2.426 y 4.574  $m^3$ , considerando que el agua debe pasar previamente por un tratamiento antes de ingresar a los electrolizadores. Para el aprovechamiento y venta posterior del oxígeno se considero su almacenamiento gaseoso en contenedores cilíndricos de acero sobre tierra con una capacidad individual de 29,7 [ton] de oxígeno a una presión límite de 200 [bar]. La potencia total instalada de compresores de oxígeno varía entre 3,5 y 6,7 [MW] según el caso evaluado.

El parque solar dimensionado para energizar la etapa de electrólisis considera paneles fotovoltaicos monocristalinos de 455[Wp], instalados en estructuras TSAT para el mayor aprovechamiento de radiación y estabilidad en el input energético para la generación de hidrógeno. La cantidad de paneles resultantes en el parque solar fueron entre 1.084.300 y 2.044.704, con potencias peak instaladas entre 493,3 [MWp] y 930 [MWp]. Teniendo lo anterior en cuenta, al compararla con la potencia de salida constante lograda etapa de generación en el ciclo combinado, esta última es sumamente reducida, llegando a ser en promedio apenas un 8 % de la potencia peak de paneles.

En cuanto al área requerida para la instalación de los paneles y evitar efectos de sombra, llega a valores entre 21,1  $km^2$  y 39,8  $km^2$  según sea el caso evaluado.

En lo que respecta a los parámetros de *performance* de la central, la eficiencia de la central, calculada como solo la energía solar fotovoltaica como input, que tiene valores entre 9.528 y 17.967 [GWh], y la energía neta generada en un año de funcionamiento continuo (factor de planta igual a 1) como output, que alcanza valores entre 466,2 y 914,1 [GWh], se tiene que la eficiencia de la central resulta en valores entre 4,88 % y 5,08 %, valores extremadamente bajos y que vuelve a la generación eléctrica mediante el aprovechamiento de la combustión de hidrógeno verde en un ciclo combinado, en una forma ineficiente de aprovechamiento del recurso solar y del hidrógeno generado con este.

En cuanto al factor de planta de la central ( $F_P$ ), se consideraron los efectos adversos de la temperatura ambiental, elevación y años de operación en el output de potencia, que en conjunto la reducen entre un 18,4 % y 22,4 % con la elevación como factor más influyente, y la eficiencia de la etapa de generación, que aumenta el Heat Rate entre un 1,1 % y 5,1 %, resultando en una generación termoeléctrica final entre 30,4 y 63,6 [MW], con eficiencias entre 31,7 % y 36,5 %. De lo anterior, se tiene que los efectos negativos de altitud en el *performance* del ciclo combinado son elevados, y sugiere la separación geográfica entre la etapa de generación y el resto de etapas de la central, para aumentar la energía no intermitente generada. Por otro lado, se toman en cuenta las horas de mantenimiento a lo largo del año, las cuales reducen el tiempo de operación de la central a 7534 horas, a excepción del parque solar. En base a lo anterior, y considerando solo la energía generada por la etapa de generación, sin contar los excedentes del parque solar fotovoltaico, los factores de planta resultan entre 65,18 % y 69,12 %.

El consumo hídrico relevante dentro de la central abarca la reposición de agua de proceso en el Ciclo Combinado, debido a la inyección de vapor de agua en el Ciclo Brayton, y el agua tratada requerida para el proceso de electrólisis. El consumo en el Ciclo combinado se mantiene entre 614,4 y 1.152,8 [ $m^3$ /día], mientras que el consumo para el proceso de electrólisis resulta entre 606,5 y 1.188,9 [ $m^3$ /día], sin embargo, debido a que el agua debe tener un tratamiento previo para ser apta para electrólisis, el agua desalada requerida solo para el proceso de electrólisis resulta entre 2.426 y 4755,8 [ $m^3$ /día], generando entre 1.819,5 y 3.566,9 [ $m^3$ /día] de agua de rechazo, que mantiene una calidad acorde al agua de proceso y se puede emplear para abastecer al Ciclo combinado y al consumo de agua potable de la central.

La evaluación económica de la central se basó en flujos de caja anuales para distintas proyecciones de costo marginal de energía y capacidades instaladas en un horizonte de 25 años de operación, con una tasa de descuento del 6 %, un impuesto del 27 %, un préstamo del 25 % de la inversión con tasa de interés del 8 % anual y pago a 10 años con cuota fija y una depreciación lineal para todos los activos de la central como supuestos principales.

Se consideraron ingresos anuales asociados a: la venta de energía a precio de costo marginal, proyectado por la PELP 2018-2022; potencia instalada, considerando la potencia neta del Ciclo Combinado; y venta del oxígeno, generado como subproducto. Este último ingreso resulta ser el de mayor impacto siendo más del 90 % de los ingresos totales al considerar un precio de venta de oxígeno de 3.3 [USD/kg].

Se estimó la inversión de capital para cada opción evaluada de manera simplificada y en base a la bibliografía y cotizaciones, llegando a montos totales entre 2.666,6 y 4.916,9 [MUSD]. Dentro de las estimaciones se tiene que las etapas de generación, almacenamiento de hidrógeno y producción de hidrógeno, siendo esta última dividida en planta de electrólisis y parque solar, componen en promedio un 34,7 %, 1,5 %, 21,3 % y 42,4 % de la inversión total respectivamente, siendo el parque solar sobredimensionado la mayor componente e inversión capital requerida.

También se estimaron los costos de la central asociados principalmente a la operación y mantenimiento de esta y en base a cierto porcentaje del CAPEX obtenido de referencias bibliográficas, además del costo fijo del recurso hídrico suministrado por una planta desaladora.

Dentro de las estimaciones se tiene que las etapas de generación, almacenamiento de hidrógeno y producción de hidrógeno, siendo esta última dividida en planta de electrólisis y parque solar, y el recurso hídrico requerido, componen en promedio un 0,7 %, 3,6 %, 20,2 %, 57,7 y 18 % del costo fijo total, el cual se mantiene entre 21,9 y 41,6 [MUSD]. El parque solar sobredimensionado compone la mayor parte del costo fijo estimado.

Para la evaluación se implementaron los indicadores VAN, TIR y LCOE anual, y en base a estos se tiene que la alternativa con mayor rentabilidad bajo las condiciones impuestas resulta ser el caso de la turbina a gas SGT-A65 adaptable (TA) en el escenario C de costo marginal proyectado, con un VAN de 6263,05 [MUSD], una TIR del 19,39 % y un LCOE de 40,72 [USD/MWh], este último valor considerando la energía neta de la central, es decir, incluyendo los excedentes del parque solar fotovoltaico sobredimensionado.

Por otro lado, al realizar un análisis de sensibilidad de los indicadores VAN y TIR ante el cambio del precio de venta del oxígeno, se determinó que la rentabilidad de la central depende totalmente de la venta de este subproducto de la planta de electrólisis, tal que al evaluar el funcionamiento de la central sin procesamiento, almacenamiento y venta de oxígeno para todas las hipótesis permisibles, los indicadores resultaron en valores negativos. Ante este hecho, los ingresos resultantes de la generación de energía por la central no juegan un papel fundamental en la factibilidad económica de esta como se tenía pensado, llegando a ser marginales al lograr factibilidad económica incluso sin la venta de energía.

Como recomendación para futuros trabajos alrededor del hidrógeno similares al presente en alguna de las etapas considerada, se debe tener en cuenta que: la producción de este elemento es CAPEX y OPEX intensiva, y se requieren evaluaciones técnicas más profundas en la interconexión entre electrolizador y fuente de energía renovable intermitente en el caso chileno para confirmar la validez de los caudales resultantes en los cálculos; para el almacenamiento a corto plazo del hidrógeno en forma de gas comprimido en tuberías enterradas, se requiere evaluar los efectos de ciclos de aumento y reducción de presión dentro de las tuberías en el material utilizado teniendo en cuenta posibles fallas por fatiga; y, para el aprovechamiento del hidrógeno mediante su combustión en turbinas a gas, se requiere una evaluación técnica más profunda para los efectos del mayor contenido de vapor de agua en los gases de combustión en los álabes de la turbina y componentes posteriores para confirmar en cuanto cambia la frecuencia del mantenimiento y frecuencia de fallas que puedan afectar el funcionamiento del ciclo, además, se podría evaluar alternativamente la implementación de un ciclo Rankine con combustión de hidrógeno en una caldera para hidrógeno, dado el mayor avance percibido en este tipo de equipos en el último tiempo y que en el futuro podrán llegar al 100 % de concentración de hidrógeno como combustible.

Como comentario final, en el contexto nacional y global del último par de años, se han desarrollado numerosos estudios, estrategias y proyectos alrededor del hidrógeno verde para dar un buen uso a sus propiedades sumamente beneficiosas y mitigar sus falencias mediante nuevas tecnologías y procesos, por lo que en el futuro se espera que sean varias las soluciones y oportunidades que permitan el aprovechamiento eficiente y adecuado del hidrógeno verde, para así avanzar a un futuro sustentable donde este elemento sea el principal combustible que desplace a los combustibles fósiles y logre mitigar los efectos del cambio climático vigente.

# Bibliografía

- [1] Grupo Intergubernamental de Expertos sobre el Cambio Climático, Organización Meteorológica Mundial, & Programa de las Naciones Unidas para el Medio Ambiente. (2013). Cambio climático 2013: Bases físicas. Resumen para responsables de políticas, Resumen técnico y Preguntas frecuentes.
- [2] Grupo Intergubernamental de Expertos sobre el Cambio Climático, Organización Meteorológica Mundial, & Programa de las Naciones Unidas para el Medio Ambiente. (2014). Cambio climático 2014: Mitigación del cambio climático. Resumen para responsables de políticas.
- [3] Ministerio de energía. 2019. ¿Qué son las Energía Renovables? [en línea]. <https://www.energia.gob.cl/educacion/que-son-las-energia-renovables> [consulta: 28 junio 2020].
- [4] CHILE. Biblioteca del Congreso Nacional. 2008. Historia de la Ley 20.257: Introduce modificaciones a la Ley General de Servicios Eléctricos respecto de la generación de energía eléctrica con fuentes de energías renovables no convencionales. 01 de abril, 2008. 7p.
- [5] Asociación Chilena de Energías Renovables y Almacenamiento AG. 2020. Estadísticas. Sector de Generación de Energía Eléctrica Renovable. Mayo 2020. [en línea] Centro de Información, Estadísticas. <https://acera.cl/estadisticas/> [consulta: 14 de noviembre de 2021].
- [6] Energía abierta. 2020. Mitigaciones de emisiones GEI. [en línea] <http://datos.energiaabierta.cl/dataviews/255029/mitigaciones-de-emisiones-gei/> [consulta: 28 junio 2020].
- [7] Ministerio del Medio Ambiente (2019). 2018. Informe del Inventario Nacional de Gases de Efecto Invernadero de Chile serie 1990-2016. Santiago, Chile. 85p, 112p.
- [8] Santana, C., Falvey, M., Ibarra, M., & García, M. (2014). Energías renovables en Chile: el potencial eólico, solar e hidroeléctrico de Arica a Chiloé. Santiago de Chile: MINENERGIA/GIZ.
- [9] SOLARGIS. 2019. GLOBAL SOLAR ATLAS. [en línea] <https://globalsolaratlas.info/map> [consulta: 28 junio 2020].
- [10] Abdin, Z., Zafaranloo, A., Rafiee, A., Mérida, W., Lipiński, W., & Khalilpour, K. R. Hydrogen as an energy vector. Renewable and Sustainable Energy Reviews, vol. 120, marzo 2020, doi: 10.1016/j.rser.2019.109620.
- [11] Widera, B. (2020). Renewable hydrogen implementations for combined energy storage, transportation and stationary applications. Thermal Science and Engineering Progress, vol. 16, mayo 2020, doi: 10.1016/j.tsep.2019.100460.
- [12] R. Vásquez, F. Salinas & Deutsche Gesellschaft für Internationale Zusammenarbeit (GIZ)

- GmbH. 2018. *Tecnologías del hidrógeno de perspectivas para Chile*. Santiago, Chile.
- [13] Miranda, P. E. (Ed.). 2018. Application of Hydrogen Combustion for Electrical and Motive Power Generation. En: *Science and Engineering of Hydrogen-Based Energy Technologies: Hydrogen Production and Practical Applications in Energy Generation*. Academic Press. pp. 259-278.
- [14] Moran, M. J., Shapiro, H. N., Boettner, D. D., & Bailey, M. B. 2018. *Fundamentals of engineering thermodynamics*. 9th ed. John Wiley & Sons.
- [15] Piro, I., & Duffey, R. 2019. Current status of electricity generation in the world and future of nuclear power industry. En: *Managing Global Warming*. Academic Press. pp. 67-114.
- [16] International Energy Agency (IEA). (2018). *CO2 emissions from fuel combustion highlights: 2019 edition*. 14p.
- [17] Gorjian, S. and Shukla, A., 2020. *Photovoltaic Solar Energy Conversion*. London: Academic Press.
- [18] International Energy Agency (IEA). 2019. *The future of hydrogen. Seizing today's opportunities*. 49p.
- [19] Miranda, P. E. (Ed.). 2018. Energy Storage Using Hydrogen Produced From Excess Renewable Electricity: Power to Hydrogen. En: *Science and Engineering of Hydrogen-Based Energy Technologies: Hydrogen Production and Practical Applications in Energy Generation*. Academic Press. pp. 165-199.
- [20] Calise, F., D'Accadia, M. D., Santarelli, M., Lanzini, A., & Ferrero, D. (Eds.). (2019). *Solar Hydrogen Production: Processes, Systems and Technologies*. Academic Press.
- [21] Gallardo FI et al., A Techno-Economic Analysis of solar hydrogen production by electrolysis in the north of Chile and the case of exportation from Atacama Desert to Japan, *International Journal of Hydrogen Energy*, <https://doi.org/10.1016/j.ijhydene.2020.07.050>
- [22] Elsevier Inc. 2018. Solar Energy Production. En: *Comprehensive Energy Systems*. pp. 227-228.
- [23] Verhelst, S., & Wallner, T. (2009). Hydrogen-fueled internal combustion engines. *Progress in Energy and Combustion Science*, 35(6), 490-527, doi:10.1016/j.pecs.2009.08.001.
- [24] Stolten, D., & Emonts, B. (Eds.). (2016). *Hydrogen Science and Engineering, 2 Volume Set: Materials, Processes, Systems, and Technology (Vol. 1)*. John Wiley & Sons.
- [25] Andersson, J., & Grönkvist, S. (2019). Large-scale storage of hydrogen. *International journal of hydrogen energy*, 44(23), 11901-11919, doi: 10.1016/j.ijhydene.2019.03.063.
- [26] Aminov, R. Z., & Egorov, A. N. (2018). Study of hydrogen combustion in an oxygen environment. *High Temperature*, 56(5), 744-750.
- [27] General Electric Company. 2019. *Power to Gas: Hydrogen For Power Generation, Fuel Flexible Gas Turbines as Enablers for a Low or Reduced Carbon Energy Ecosystem*. 10-11p.
- [28] Boyce, M. P. 2010. *Handbook for cogeneration and combined cycle power plants*. 2nd ed. ASME Press.
- [29] Eriksen, V. L. (Ed.). (2017). *Heat Recovery Steam Generator Technology*. Woodhead Pu-

blishing.

- [30] Global, E. T. N. (2020). Hydrogen gas turbines—the path towards a zero-carbon gas turbine. ETN Global, 2.
- [31] Gazzani, M., Chiesa, P., Martelli, E., Sigali, S., & Brunetti, I. (2014). Using hydrogen as gas turbine fuel: premixed versus diffusive flame combustors. *Journal of Engineering for Gas Turbines and Power*, 136(5), doi: 10.1115/1.4026085.
- [32] Hydrogen Piping and Pipelines (2011). ASME B31.12. The American Society of Mechanical Engineers: New York, NY, USA.
- [33] Ulleberg, Ø. (2003). Modeling of advanced alkaline electrolyzers: a system simulation approach. *International journal of hydrogen energy*, 28(1), 21-33.
- [34] Isles, J. (2018). *Gas Turbine World-2018 GTW Handbook*. Southport, CT.
- [35] Rudnick, H., Charlin, D., Heisig, F., & Mohr, A. (2016). Costo de abatimiento de nueva energía (LACE) y costo de desarrollo de la energía (LCOE): La nueva forma de determinar la entrada de nuevas tecnologías al sistema. Hrudnick. sitios. ing. uc. cl.

# Anexo A

## Nomenclatura

A continuación se enlista la nomenclatura de las variables utilizadas en los capítulos 5 y 6 del trabajo, ordenadas en base a la sección donde aparecen:

### ■ Etapa de Generación:

- $N_i$ : número de moles del componente  $i$ , con  $N_T$  el número total de moles en la mezcla [mol].
- $m_i$ : masa del componente  $i$ , con  $m$  la masa total de la mezcla [kg].
- $M_i$ : masa molar del componente  $i$ , con  $M$  la masa molar promedio o aparente de la mezcla [kg/kmol].
- $X_i$ : fracción molar del componente  $i$  en la mezcla [-].
- $P_i$ : presión parcial del componente  $i$ .  $P$  es la presión de la mezcla [Pa].
- $\bar{h}_i$ : entalpía molar específica del componente  $i$  en la mezcla [kJ/kmol].
- $\bar{s}_i$ : entropía molar específica del componente  $i$  en la mezcla [kJ/kmolK].

### ■ Acondicionamiento & Admisión:

- $T_x$ : temperatura del aire en el punto  $x$  del ciclo [K].
- $P_x$ : presión del aire en el punto  $x$  del ciclo [bar].
- $\dot{m}_x$ : flujo másico de aire en el punto  $x$  del ciclo [kg/s].

- $h_x$ : entalpía específica del aire en el punto  $x$  [kJ/kg].
- $C_x$ : velocidad del aire en el punto  $x$  [m/s].
- $h_{x,s}$ : entalpía específica isentrópica del aire en el punto  $x$  [kJ/kg].
- $c$ : velocidad del sonido para un gas ideal [m/s].
- $M_{c,1}$ : número de Mach a la entrada del turbocompresor (0,4 – 0,6) [-].
- $k$ : relación de calores específicos (1,4 como valor inicial para el aire como gas ideal) [-].
- $R$ : constante de los gases para el aire como gas ideal (0,287 [kJ/kgK]).
- $\eta_I$ : rendimiento de admisión del turbocompresor (0,93 – 0,97) [-].
- $s_x$ : entropía específica del aire en el punto  $x$  [kJ/kgK].

### ■ Compresión:

- $r_{TC}$ : relación de presiones del turbocompresor [-].
- $T_{x,s}$ : temperatura isentrópica del aire en el punto  $x$  [K].
- $W_{TC}$ : trabajo interno del turbocompresor [kJ/kg].

- $W_{TC,s}$ : trabajo interno isentrópico del turbocompresor [kJ/kg].
- $\eta_{TC,s}$ : eficiencia isentrópica del turbocompresor (0,75 – 0,85) [-].

#### ■ Combustión:

- $Z_{st}$ : moles de aire en los reactivos para combustión estequiométrica [mol].
- $b$ : moles de vapor de agua en los productos de combustión [mol].
- $c$ : moles de nitrógeno en los productos de combustión [mol].
- $(\overline{A/F})_{st}$ : relación de aire-combustible molar estequiométrica [moles de aire/moles de combustible].
- $(A/F)_{st}$ : relación de aire-combustible másica estequiométrica [kg de aire/kg de combustible].
- $e\%$ : porcentaje de exceso de aire en la combustión [%].
- $Z$ : moles de aire para una combustión con exceso de aire  $e\%$  [mol].
- $d$ : moles de oxígeno en los productos de combustión [mol].
- $T_{ad}$ : temperatura de llama adiabática [K].
- $X_{i,x}$ : fracción molar de la especie  $i$  en el punto  $x$  [-].
- $T_{ev}$ : temperatura a la cual se evalúan los calores específicos a volumen constante de las especies [K].
- $T_{i,x}$ : temperatura de la especie  $i$  en el punto  $x$  [K].
- $c_{v,i}$ : calor específico a volumen constante de la especie  $i$  [kJ/kgK].
- $\eta_{PCC}$ : pérdida de presión en la cámara de combustión (0,97 – 0,99) [-].
- $TIT$ : temperatura de entrada a la turbina o temperatura de *firing* [K].

- $M_{gc}$ : masa molar promedio de la mezcla de gases de combustión [kg/kmol].
- $P_{i,x}$ : presión parcial de la especie  $x$  en los gases de combustión [bar].
- $\overline{R}$ : constante universal de los gases, igual a 8,314 [kJ/kmolK].

#### ■ Expansión:

- $\eta_{T,s}$ : eficiencia isentrópica de la turbina (0,8 – 0,9) [-].
- $W_{T,s}$ : trabajo interno isentrópico de la turbina [kJ/kg].
- $W_T$ : trabajo interno de la turbina [kJ/kg].

#### ■ Potencia, Eficiencia y Otros:

- $\eta_{eje}$ : eficiencia de transmisión (0,97 – 0,99) [-].
- $W_{TC,eje}$ : trabajo real del turbocompresor [kJ/kg].
- $W_{T,eje}$ : trabajo real de la turbina [kJ/kg].
- $\dot{m}_i$ : flujo másico del fluido  $i$  en el ciclo [kg/s].
- $DF$ : relación entre el flujo másico de vapor e hidrógeno que ingresan al ciclo [kg de  $H_2O$ /kg de  $H_2$ ].
- $W_{N,eje}$ : trabajo neto en el eje de la unidad turbogas [kJ/kgAire].
- $\dot{W}_{N,eje}$ : potencia neta del ciclo transmitida al eje [kW].
- $\dot{Q}_{in}$ : potencia calorífica aportada al ciclo mediante la combustión del  $H_2$  [kW].
- $\eta_{comb}$ : eficiencia de combustión (0,97 – 0,99) [-].
- $LHV_{H_2}$ : poder calorífico inferior del hidrógeno (Tabla 3.4) [kJ/kg].
- $\eta_{th}$ : eficiencia térmica real del ciclo [-].
- $Sfc$ : consumo específico de combustible del ciclo [ $kgH_2/kWh$ ].

- $HR$ : heat rate, o calor transferido al ciclo para producir una unidad neta de trabajo [kJ/kWh].
- $EINO_x$ : concentración de gases  $NO_x$  en gases de combustión [ppmvd 15%  $O_2$ ].
- A, B, C y D: Coeficientes fijos e iguales a  $1.3317 \times 10^{12}$ , 0.5,  $-0.6667$  y  $-40211$  respectivamente [-].
- $P_{C,IN}$ : Presión en la entrada del combustor o  $P_3$  [bar].
- $T_{C,IN}$ : Temperatura en la entrada del combustor [K].
- $T_{PZ}$ : Temperatura en la zona primaria del combustor [K].
- $T_{FL}$ : Temperatura de la llama [K].
- $STFT$ : Temperatura de llama homogénea estequiométrica ( $\phi = 1$ ) o adiabática de la mezcla  $H_2$ /aire/ $H_2O$  [K].
- $T(\phi)$ : Temperatura de llama homogénea con  $\phi \leq 1$  en la zona primaria [K].
- $\phi$ : Riqueza de la mezcla [-].

#### ■ Ciclo Brayton, Modelado y Dimensionamiento

- A35 o  $SGT - A35$ : turbina a gas de la empresa *Siemens* capaz de funcionar con una concentración del 100 % de  $H_2$  (en volumen), con una potencia nominal de 36,6 MWe según catálogo (Tabla 5.2). Se considera el uso de este modelo de turbina al referirse al caso A35.
- A45 o  $SGT - A45$ : turbina a gas de la empresa *Siemens* capaz de funcionar con una concentración del 100 % de  $H_2$  (en volumen), con una potencia nominal de 41 MWe según catálogo (Tabla 5.2). Se considera el uso de este modelo de turbina al referirse al caso A45.
- A65 o  $SGT - A65$ : turbina a gas de la empresa *Siemens* capaz de funcionar con una concentración del 100 % de  $H_2$  (en volumen), con una potencia nominal de 61,9 MWe según catálogo (Tabla 5.2). Se considera el uso de este modelo de turbina al referirse al caso A65.
- $\dot{V}_{gs}$ : flujo volumétrico de gases de salida de la turbina [ $m^3/s$ ].
- $TA$ : opción de *turbina adaptable* al aumento del flujo volumétrico en los gases de salida en la evaluación de distintas turbinas a gas.
- $TN$ : opción de *turbina no adaptable* al aumento del flujo volumétrico en los gases de salida en la evaluación de distintas turbinas a gas.

#### ■ HRSG y Ciclo Rankine, Balances:

- $P_{CC}$ : presión de funcionamiento del HRSG.
- $P_{DSA}$ : presión de funcionamiento del DSA.
- $P_{MUW}$ : presión de ingreso del agua de alimentación.
- $P_{FWT}$ : presión de funcionamiento del FWT.
- $P_{Vent}$ : presión de salida o ventilación del vapor saturado con gases disueltos.
- $P_{PW-ST}$ : presión del agua proveniente de la bomba de condensado del CR hacia el FWT.
- $P_{COND}$ : presión de funcionamiento del condensador.
- $P_{SC-ST}$ : presión del vapor de salida de la turbina de vapor.
- $T_{SHS-CC}$ : temperatura de vapor a la salida del sobrecalentador SHS-CC.
- $T_{gs-SH-ST}$ : temperatura de los gases de combustión en el punto gs-SH-ST.

- $T_{gs-SH-CC}$ : temperatura de los gases de combustión en el punto gs-SH-CC.
- $T_{SHS-ST}$ : temperatura de vapor a la salida del sobrecalentador SHS-ST, cuyo valor límite superior es  $T_{SHS-ST-Lim}$ .
- $T_{MUW}$ : temperatura del agua de alimentación.
- $T_{COND,sat}$ : temperatura de saturación del agua con presión  $P_{COND}$ .
- $T_{In,COND}$ : temperatura de ingreso del FIC al condensador.
- $T_{Out,COND}$ : temperatura de salida del FIC del condensador.
- $T_{SC-ST}$ : temperatura del vapor a la salida de la turbina.
- $Approach_{Out,COND}$ : diferencia de temperatura entre vapor de salida de la turbina y del FIC a la salida del condensador.
- $\chi_{Vent}$ : título del vapor de ventilación.
- $\chi_{FWT}$ : título del agua en el FWT.
- $\chi_{SC-ST}$ : título del vapor a la salida de la turbina.
- $\chi_{SW-ST}$ : título del agua a la salida del condensador.
- $\eta_{ab}$ : eficiencia de absorción de calor de los intercambiadores de calor en el HRSG.
- $\eta_{ST,s}$ : eficiencia de expansión isentrópica de la turbina a vapor.
- $\eta_{B,s}$ : eficiencia de compresión isentrópica de la bomba de condensado y elevadora de presión.
- $BD$ : factor de *Blowdown* o fracción del flujo de vapor en el HRSG que es purgado mediante agua saturada del tambor CC para eliminar sólidos diluidos.
- $vent$ : factor de ventilación o fracción del flujo de vapor en el HRSG que es purgado mediante vapor saturado del DSA para eliminar gases disueltos en el MUW.
- $Pinch,CC$ : diferencia de temperatura entre gases de salida después del evaporador EV-CC y la temperatura de saturación del agua ( $T_{sat,CC}$ ) a  $P_{CC}$ .
- $Approach,CC$ : diferencia de temperatura entre  $T_{sat,CC}$  y agua que sale del economizador ECN-CC.
- $D_{gs}$ : es la relación entre el flujo másico de vapor que va hacia la CC y el flujo másico de gases de salida de la turbina.
- $\dot{m}_{CC}$ : flujo másico de vapor dirigido hacia la CC del Ciclo Brayton ( $\dot{m}_{H_2O}$ ).
- $\dot{m}_{gs}$ : flujo másico de gases de combustión o de salida de la turbina de gas.
- $\dot{m}_{ST,CC}$ : flujo másico de vapor generado por el evaporador EV-CC.
- $\dot{m}_{ST}$ : flujo másico de vapor dirigido hacia la turbina del CR.
- $\dot{m}_{BD}$ : flujo másico de agua saturada purgada o de *Blowdown* desde el tambor CC.
- $\dot{m}_{Vent}$ : flujo másico de vapor liberado con gases disueltos desde el DSA.
- $\dot{m}_{MUW}$ : flujo másico de agua de alimentación que ingresa al ciclo.
- $\dot{m}_{DSA_H}$ : flujo másico de agua dirigida hacia el evaporador EV-DSA (Op. 1) o flujo másico de vapor de salida de la turbina de vapor dirigido hacia el DSA (Op. 2). Fracción  $x$  de  $\dot{m}_{ST}$ .
- $\dot{m}_{FWT}$ : flujo másico de agua dirigida hacia el FWT. Fracción  $y$  o  $(1-x)$  de  $\dot{m}_{ST}$ .

- $\dot{Q}_{COND}$ : potencia calorífica rechazada por el condensador en el Ciclo Rankine [kWt].

#### ■ Potencia y Eficiencia:

- $\dot{W}_{N,CR}$ : potencia neta del Ciclo Rankine [kW].
- $\dot{W}_{ST,eje}$ : potencia real de la turbina de vapor transmitida al eje [kW].
- $\dot{W}_{B,COND}$ : potencia consumida por la bomba de condensado en el Ciclo Rankine [kW].
- $\dot{W}_{B,CC}$ : potencia consumida por la bomba de elevadora de presión en el Ciclo Rankine [kW].
- $\dot{Q}_{in,CR}$ : potencia calorífica que ingresa al Ciclo Rankine [kW].
- $\eta_{CR}$ : eficiencia del Ciclo Rankine [-].

#### ■ Ciclo Combinado:

- $\dot{W}_{N,CC}$ : potencia neta generada en el Ciclo Combinado [kW].
- $\dot{Q}_{in,CC}$ : potencia calorífica aportada al Ciclo Combinado [kW].
- $\eta_{CC}$ : eficiencia del Ciclo Combinado [-].

#### ■ Reducción de Presión y Calentamiento de Hidrógeno:

- $T_x$ : temperatura del hidrógeno en el punto x de la etapa (UTC; Tub,s) [K].
- $h_x$ : entalpía del hidrógeno en el punto x de la etapa (UTC; Tub,s) [kJ/kg].
- $T_{amb}$ : temperatura ambiental, considerada con variación temporal de hora a hora [K].
- $P_x$ : presión del hidrógeno en el punto x de la etapa (UTC; CC) [Pa].
- $Q_{ab}$ : calor requerido para elevar la temperatura del hidrógeno [kJ/kg].

- $\dot{Q}_{ab}$ : potencia calorífica requerida para elevar la temperatura del hidrógeno [kW].

#### ■ Almacenamiento en Tuberías:

- $t$ : espesor nominal de pared de tubería [m].
- $P$ : presión de diseño [Pa].
- $D$ : diámetro externo de la tubería [m].
- $S$ : esfuerzo de fluencia mínimo para el material elegido [Pa].
- $F$ : factor de diseño basado en la clasificación de la ubicación de la tubería [-].
- $E$ : factor de unión longitudinal dependiente del material [-].
- $T$ : factor de reducción por temperatura [-].
- $H_f$ : factor de desempeño del material [-].
- $m_{H_2}$ : masa de hidrógeno almacenado en las tuberías [kg].
- $\dot{m}_{H_2,CC}$ : flujo másico de hidrógeno en el punto CC, o bien, el dirigido hacia la etapa de generación [kg/s].
- $H_{tot}$ : capacidad de almacenamiento total de las tuberías [ $hr_{H_2}$ ].
- $V_{Tub}$ : volumen de hidrógeno almacenado en las tuberías [ $m^3$ ].
- $\rho_{H_2}(P_d, T_d)$ : densidad de hidrógeno almacenado a la presión y temperatura de diseño ( $P_d$  y  $T_d$  respectivamente) [ $kg/m^3$ ].
- $d_{Tub}$ : diámetro interno de tubería enterrada [m].
- $A_{Tub}$ : área interna o efectiva de almacenamiento de hidrógeno en la tubería [ $m^2$ ].
- $L_{Tub}$ : largo de tubería de almacenamiento [km].
- $H_{min}$ : capacidad de almacenamiento mínima requerida en la tubería enterrada e igual a 24 [ $hr_{H_2}$ ].

- $n$ : día del año de 1 a 365.
- $t_i(n)$ : hora de inicio de producción de hidrógeno para el día  $n$ .
- $t_f(n)$ : hora de término de producción de hidrógeno para el día  $n$ .
- $\dot{m}_{H_2, Tub, e, max}(n)$ : flujo másico de hidrógeno máximo en el punto Tub,e durante el día  $n$ .
- $m_{vc}(t, n)$ : masa de hidrógeno contenida en las tuberías o volumen de control en el tiempo  $t$  y día  $n$ , siendo "0" el punto inicial.
- $v_{H_2, Tub}(t, n)$ : volumen específico del hidrógeno dentro de la tubería para una hora  $t$  y día  $n$  [ $kg/m^3$ ].
- $P_{H_2, Tub}(t, n)$ : presión del hidrógeno dentro de la tubería para una hora  $t$  y día  $n$  [Pa].
- $R$ : constante de los gases para el hidrógeno como gas ideal e igual a 4.1245 [kJ/kgK].
- $T_{Tub}(t, n)$ : temperatura en la tubería para la hora  $t$  y día  $n$  e igual a  $T_{amb}(t, n)$  [K].
- $k$ : relación de calores específicos para el hidrógeno, obtenida después de emplear el algoritmo de la expresión 5.14 [-].
- $W_{C,s}$ : trabajo isentrópico del compresor de hidrógeno [kJ/kg].
- $Z$ : factor de compresibilidad del hidrógeno [-].
- $W_C$ : trabajo interno del compresor de hidrógeno [kJ/kg].
- $Q_{out}(t, n)$ : calor extraído del hidrógeno comprimido mediante el intercambiador de calor en la hora  $t$  y día  $n$  [kJ/kg].
- $\dot{Q}_{out}(t, n)$ : potencia calorífica extraída del hidrógeno comprimido en la hora  $t$  y día  $n$  [kW].
- $h_x(t, n)$ : entalpía específica del hidrógeno en el punto  $x$  (Tub,e, C,s) en la hora  $t$  y día  $n$  [kJ/kg].

#### ■ Compresión y Enfriamiento de Hidrógeno:

- $P_{C,s,s}$ : presión isentrópica del hidrógeno en el punto C,s [Pa]. Se hace hincapié en que de este punto en adelante se omite la notación (t,n) en ciertas ecuaciones para simplificar las expresiones, pero sigue existiendo dicha dependencia.
- $r_C$ : relación de presiones del compresor [-].
- $\eta_{C,s}$ : eficiencia isentrópica del compresor. Se asume igual a 0,85 [-].
- $T_{C,s,s}$  = temperatura isentrópica del hidrógeno alcanzada después de la compresión [K].
- $T_x$ : temperatura del hidrógeno en el punto  $x$  (C,e, C,s) [K].
- $\dot{m}_{El,e}$ : flujo másico total de agua de alimentación para los equipos electrolizadores [kg/s].
- $\dot{m}_{El,O_2,s}$ : flujo másico total de oxígeno generado por los equipos electrolizadores [kg/s].
- $\dot{m}_{El,H_2,s}$ : flujo másico total de hidrógeno generado por los equipos electrolizadores [kg/s].
- $\dot{n}_x$ : flujo molar de la especie  $x$  en el equipo electrolizador [mol/s].
- $M_x$ : masa molar de la especie  $x$  [kg/mol].
- $\eta_F$ : eficiencia de Faraday [-].
- $\rho_I$ : densidad de corriente de la celda, valor asumido y entre 240 y 450 [ $mA/cm^2$ ].
- $f_1$ : primer parámetro de eficiencia de faraday, valor asumido e igual a 250 [ $mA^2/cm^4$ ].
- $f_2$ : segundo parámetro de eficiencia de faraday, valor asumido e igual a 0,98 [-].

#### ■ Electrólisis Alcalina:

- $N_c$ : número de celdas en equipo electrolizador, valor asumido e igual a 600 [-].
- $I$ : corriente de alimentación de equipo electrolizador [A].
- $z$ : número de electrones transferidos en la reacción e igual a 2 [-].
- $F$ : constante de Faraday e igual a 96485 [As/mol].
- $Pot_{elec}$ : potencia del equipo electrolizador [W].
- $U_c$ : voltaje de celda en equipo electrolizador, valor asumido e igual a 1,8425 [V].
- $v_{STD,x}$ : volumen específico de la especie x en condiciones estándar de presión y temperatura [ $m^3/kg$ ].
- $Pot_{elec}(t, n)$ : potencia eléctrica total requerida por los equipos electrolizadores a una hora t del día n [kW].
- $E_{elec}(t, n)$ : energía eléctrica total demandada por los equipos electrolizadores a una hora t del día n [kWh].

#### ■ Acondicionamiento de Agua de Alimentación:

- $T_{El,e}$ : temperatura del agua de alimentación de los equipos electrolizadores [K].
- $P_{El,e}$ : presión del agua de alimentación de los equipos electrolizadores [K].
- $\eta_{B,s}$ : eficiencia isentrópica de la bomba elevadora de presión para el agua de alimentación [-].
- $W_{B,s}$ : trabajo isentrópico de la bomba elevadora de presión para el agua de alimentación [kJ/kg].
- $v_{MUW}$ : volumen específico del agua de alimentación en el punto MUW [ $m^3/kg$ ].

- $\dot{W}_B$ : potencia consumida por la bomba elevadora de presión para el agua de alimentación [kW].
- $Q_{in}$ : calor aportado al flujo de agua de alimentación [kJ/kg].
- $\dot{Q}_{in}$ : potencia calorífica aportada al flujo de agua de alimentación [kW].

#### ■ Parque Solar:

- $N_{cel}$ : número de celdas en el panel. Dato disponible en ficha técnica de panel considerado [-].
- $U_{oc}$ : voltaje de circuito abierto. Dato disponible en ficha técnica de panel considerado [V].
- $I_{sc}$ : corriente de corto circuito. Dato disponible en ficha técnica de panel considerado [A].
- $U_{mpp}$ : voltaje del punto MPP. Dato disponible en ficha técnica de panel considerado [V].
- $I_{mpp}$ : corriente del punto MPP. Dato disponible en ficha técnica de panel considerado [A].
- $\tau_{U_{oc}}$ : coeficiente de temperatura asociado al voltaje de circuito abierto. Dato disponible en ficha técnica de panel considerado [%/°C].
- $\tau_{I_{sc}}$ : coeficiente de temperatura asociado a la corriente de corto circuito. Dato disponible en ficha técnica de panel considerado [%/°C].
- $N_{Pan,A}$ : número de paneles por arreglo. En este caso se considera igual a 1, obteniendo la generación por panel [-].
- $Montaje$ : tipo de montaje considerado. En este caso se considera el tipo TSAT [-].
- $S_{eje}$ : ángulo de inclinación del eje giratorio de la estructura TSAT con la superficie en el eje Norte-Sur. En

este caso se considera como el valor absoluto de la latitud, que es  $23^\circ$  aproximadamente [ $^\circ$ ].

- $Pot_{Inv}$ : potencia o capacidad del inversor. Este valor se iguala automáticamente a la del panel, por lo que no se interviene [kW].
- $\eta_{Inv}$ : eficiencia del inversor. En este parámetro se asume el uso de un convertidor DC/DC en vez del inversor, ingresando la eficiencia del convertidor considerado [%].
- $f_P$ : factor de pérdidas operacionales. Este parámetro representa varios factores como imperfecciones de fabricación, cableado, conectores, degradación, entre otros. Se asume igual a 12 [%].
- $N_{Pan}(t, n)$ : número total de paneles requeridos para una hora  $t$  del día  $n$  [-].
- $A_{Pan}$ : área de panel. Dato disponible en ficha técnica de panel considerado [ $m^2$ ].
- $A_{T,Pan}(t, n)$ : área total de paneles requerida para una hora  $t$  del día  $n$  [ $m^2$ ].
- $Pot_{Pan}$ : potencia nominal del panel. Dato disponible en ficha técnica de panel considerado [kWp].
- $Pot_{T,Pan}(t, n)$ : potencia total requerida de paneles requeridos para una hora  $t$  del día  $n$  [kWp].
- $t$ : hora local de 0 a 23 [hr]
- $n$ : día del año de 0 a 365.
- $\Delta T_{UTC}$ : diferencia de la hora local con el tiempo universal coordinado (UTC) [hr].
- $LSTM$ : meridiano temporal estándar local [ $^\circ$ ].
- $B$ : parámetro de ecuación del tiempo [ $^\circ$ ].
- $EoT$ : ecuación del tiempo [-]

- $TC$ : factor de corrección de tiempo [-].
- $\phi$ : longitud [ $^\circ$ ].
- $LST$ : hora solar local [ $^\circ$ ].
- $HRA$ : ángulo horario [ $^\circ$ ].
- $\delta$ : ángulo de declinación [ $^\circ$ ].
- $\alpha$ : ángulo de elevación o altura solar [ $^\circ$ ].
- $L$ : largo del arreglo de paneles en dirección N-S en la estructura TSAT considerada. Dato que depende de la cantidad de paneles por arreglo y las características del panel [m].
- $h$ : altura del centro del arreglo de paneles en estructura TSAT considerada [m].
- $s$ : pendiente del eje de rotación en dirección N-S de la estructura TSAT considerada [ $^\circ$ ].
- $S_{NS}$ : sombra parcial del arreglo [m].
- $D_{NS}$ : distancia de separación definida entre arreglos TSAT para  $w = 0$  [m].
- $b$ : ancho de arreglo de paneles en estructura TSAT [m].
- $p$ : número aproximado de arreglos TSAT por lado del área cuadrada [-].
- $A_{PS}$ : área total del parque solar [ $m^2$ ].

#### ■ Compresión y Almacenamiento de Oxígeno:

- $\dot{m}_{El,O_2,s}(t, n)$ : flujo másico de oxígeno producido por los equipos electrolizadores en la hora  $t$  y día  $n$  [kg/s].
- $\dot{m}_{C,O_2,s}(t, n)$ : flujo másico de oxígeno a la salida de la sub-etapa de compresión e interenfriamiento en la hora  $t$  y día  $n$  [kg/s].

- $\dot{m}_{TO_2}(t, n)$ : flujo másico de oxígeno a la entrada de los tanques de almacenamiento en la hora t y día n [kg/s].
- $P_{El,O_2,s}$ : presión del oxígeno a la salida de los equipos electrolizadores [Pa].
- $P_{O_2,Tan}(t, n)$ : presión del oxígeno dentro de los tanques para una hora t y día n [Pa].
- $P_x(t, n)$ : presión del oxígeno en el punto x para una hora t y día n [Pa].
- $T_{El,O_2,s}$ : temperatura del oxígeno a la salida de los electrolizadores [K].
- $T_x$  = temperatura del oxígeno en el punto x [K].
- $m_{vc}(t, n)$ : masa de oxígeno contenida en los tanques de almacenamiento o volumen de control en la hora t del día n, siendo "0" el punto inicial.
- $v_{O_2,Tan}(t, n)$ : volumen específico del oxígeno dentro de los tanques para una hora t y día n [ $kg/m^3$ ].
- $T_{Tan}(t, n)$ : temperatura en los tanques para la hora t y día n e igual a  $T_{amb}(t, n)$  [K].

#### ■ Tubería Enterrada:

- $H_{extra}$ : capacidad de almacenamiento extra de hidrógeno en las tuberías enterradas [ $hr_{H_2}$ ].
- $H_{prod}$ : horas de generación fotovoltaica o producción de hidrógeno disponibles e igual a 11 [hr].
- $f_{nub}$ : frecuencia de nubes durante las horas de producción e igual a 0,25 [-].
- $\eta_{nub}$ : rendimiento de generación fotovoltaica o producción de hidrógeno durante horas de producción con nubosidad e igual a 0,5 [-].

- $r_{prod}$ : tasa de producción de hidrógeno por hora e igual a  $\frac{H_{min}}{H_{prod}}$  [ $hr_{H_2}/hr$ ].

#### ■ Eficiencia de la Central:

- $\eta_{central}$ : eficiencia energética de la central completa [-].
- $E_{gen}$ : suma de energía generada aprovechable de cada etapa de la central, tales como la energía fotovoltaica en la etapa de producción ( $E_{PV}$ ) y la energía eléctrica neta generada en las turbinas de gas y vapor del ciclo combinado ( $E_{N,CC}$ ). En el caso de este último, se considera la energía neta generada por el ciclo en esta categoría ( $W_{N,CC}$ ), descartando la energía consumida por el turbocompresor y por las bombas en el HRSG y Ciclo Rankine de  $E_{con}$  [GWh].
- $E_{con}$ : suma de energía consumida en cada etapa de la central a excepción del ciclo combinado, tales como la energía requerida en la electrólisis del agua ( $E_{elec}$ ), bombas de agua ( $E_B$ ), compresión de hidrógeno ( $E_{C,H_2}$ ) y compresión de oxígeno ( $E_{C,O_2,I}$  y  $E_{C,O_2,II}$ ) [GWh].
- $E_{input}$ : energía que "ingresa a la central" y de la cual se deriva la energía generada, es decir, la insolación solar en plano inclinado incidente en los paneles fotovoltaicos ( $E_{irrad}$ ) [GWh].

#### ■ Factor de Planta:

- $F_P$ : factor de planta aproximado de la central [%].
- $E_{Net}$ : energía neta anual generada por la central [GWh].
- $E_{Net,Real}$ : energía neta anual realmente generada por la central, teniendo en cuenta los factores influyentes en el factor de planta [GWh].

- $E_{Net,Teo}$ : energía neta anual realmente generada por la central con  $F_P = 1$  [GWh].

#### ■ Consumo Hídrico:

- $\dot{m}_{MUW}$ : flujo volumétrico de agua de alimentación para el Ciclo Combinado [ $m^3$ /día].
- $\dot{m}_{H_2O,elec}$ : flujo volumétrico de agua de alimentación a los equipos electrolizadores [ $m^3$ /día].
- $\dot{m}_{H_2O,desal}$ : flujo volumétrico de agua desalada requerida para la alimentación de equipos electrolizadores [ $m^3$ /día].
- $\dot{m}_{H_2O,rech}$ : flujo volumétrico de agua de rechazo de los equipos electrolizadores [ $m^3$ /día].

#### ■ Indicadores:

- $VAN$ : valor actual neto [MUSD].
- $I_i$ : ingreso total percibido durante el año  $i$  [MUSD].
- $C_i$ : costo total percibido durante el año  $i$  [MUSD].
- $r$ : tasa de descuento [-].
- $n$ : horizonte de evaluación del proyecto.
- $TIR$ : tasa interna de retorno [-].
- $LCOE_i$ : costo nivelado de energía para el año  $i$  [USD/MWh].
- $CF_i$ : costo fijo total anual de la central generadora para el año  $i$  [USD].
- $CV_i$ : costo variable total anual de la central generadora para el año  $i$  [USD].
- $GE_i$ : generación de energía eléctrica total para el año  $i$  [MWh].

#### ■ Inversión:

- $CTG$ : precio de la turbina a gas apta para ciclo combinado [USD/kW].
- $P_{net}$ : potencia neta de salida de la central según condiciones ISO [MW].

#### ■ Ingresos:

- $CMg_{XX,y,PELP}$ : costo marginal proyectado por la PELP para el año 20XX en la estación y [USD/MWh].
- $CMg_{x,d}$ : costo marginal promedio para la hora  $x$  y día  $d$  en una estación particular [USD/MWh].
- $CMg_x$ : costo marginal promedio por hora para una estación particular [USD/MWh].
- $CMg_{XX,y}$ : costo marginal promedio para el año XX en la estación  $d$  [USD/MWh].
- $CMg_{x,d,e}$ : costo marginal promedio para la hora  $x$ , día  $d$  y subestación  $e$  [USD/MWh].
- $k_{CMg,x,d,e,XX,y}$ : factor de caracterización de semana típica para la hora  $x$  de un día  $d$  de la semana típica en la subestación  $e$  para la estación  $y$  y del año 20XX.
- $CMg_{x,d,e,XX,y}$ : promedio de costo marginal para la hora  $x$  de un día  $d$  de la semana típica en la subestación  $e$  para la estación  $y$  y del año 20XX.
- $I_{E,XX}$ : ingreso anual por venta de energía para el año 20XX [USD].
- $CMg_{XX,x,SG}$ : costo marginal correspondiente al año 20XX en la subestación Sierra Gorda y para la hora  $x$  dentro de las 7534 horas de funcionamiento anual de la central [USD/MWh].
- $E_{Net,XX,x}$ : energía neta generada por la central para el año 20XX y hora  $x$  dentro de las 7534 horas de funcionamiento anual de la central [MWh].
- $I_P$ : ingreso anual por potencia instalada [MUSD/año].
- $I_{O_2}$ : ingreso anual por venta de oxígeno [MUSD/año].

# Anexo B

## Diseño de la Central

### B.1. Emplazamiento

#### B.1.1. Recurso Solar

A continuación, se muestran los puntos analizados dentro de cada área, entregando su denominación, latitud, longitud y altitud:

Tabla B.1: Puntos analizados dentro de cada área.

Punto	Área	Latitud (°)	Longitud (°)	Altitud (msnm)	Punto	Área	Latitud (°)	Longitud (°)	Altitud (msnm)
1	1	-24.19	-69.82	1094	22	5	-22.54	-69.75	1552
2		-24.33	-69.82	1309	23		-22.70	-69.44	1452
3		-24.47	-69.70	1522	24		-22.71	-69.68	1467
4		-24.62	-69.57	1786	25		-22.88	-69.45	1579
5	2	-25.31	-69.67	2142	26		-22.95	-69.65	1582
6		-25.41	-69.79	1824	27		-22.84	-69.82	1404
7		-25.55	-69.80	1918	28		-23.09	-69.56	1447
8	3	-24.79	-69.85	2086	29		-23.05	-69.82	1459
9		-24.79	-70.05	2299	30		-22.32	-68.55	2586
10		-24.92	-70.05	2303	31	-22.47	-68.58	2557	
11		-25.06	-70.02	1883	32	-22.49	-68.76	2481	
12	4	-23.75	-69.92	657	33	-22.63	-68.67	2690	
13		-23.88	-69.83	800	34	-22.78	-68.69	2735	
14	5	-21.61	-69.38	1099	35	7	-22.99	-68.25	2369
15		-21.78	-69.39	1099	36		-23.09	-68.21	2333
16		-21.92	-69.56	1012	37		-23.24	-68.18	2306
17		-22.04	-69.43	1138	38		-23.42	-68.19	2302
18		-22.19	-69.54	1147	39		-23.55	-68.25	2303
19		-22.35	-69.44	1358	40		-23.37	-68.44	2373
20		-22.52	-69.44	1343	41		-23.60	-68.50	2306
21	-22.40	-69.71	1483	42	-23.74	-68.19	2328		

A continuación, se muestran los valores de ciclo anual de insolación para cada área en

base a su punto representativo:

Tabla B.2: Ciclos anuales de insolación para cada área según su punto representativo.

Ciclo Anual Insolación												
Área	Ene	Feb	Mar	Abr	May	Jun	Jul	Ago	Sep	Oct	Nov	Dic
1	8.21	8.24	8.31	7.62	6.88	6.46	6.54	7.40	8.19	8.50	8.47	8.26
2	8.33	8.42	8.46	7.72	6.77	6.48	6.64	7.47	8.34	8.60	8.57	8.37
3	8.33	8.27	8.48	7.77	7.04	6.71	6.81	7.56	8.35	8.66	8.63	8.46
4	8.03	8.08	8.16	7.49	6.82	6.39	6.52	7.30	8.04	8.30	8.27	8.09
5	7.98	8.01	8.18	7.57	7.01	6.56	6.72	7.38	8.20	8.52	8.42	8.16
6	7.92	7.90	8.39	7.81	7.20	6.71	6.78	7.39	8.26	8.58	8.63	8.31
7	8.01	8.04	8.39	7.55	6.95	6.57	6.70	7.41	8.23	8.58	8.52	8.27

### B.1.2. Líneas de Transmisión

A continuación, se muestra el listado completo de subestaciones y secciones de líneas de transmisión identificadas en las áreas consideradas para el emplazamiento de la central:

Tabla B.3: Subestaciones y secciones de línea de transmisión existentes por área.

Área	Subestación	Sección de línea de transmisión	Sistema	Ubicación (1/0)	Coordenadas (Lat,Lon)	Lejanía (km)
1	Aguas Blancas	AGUAS BLANCAS -TAP OFF LLANOS	SING	1	-24.135,-69.865	-
	El Peñon	-		0	-24.410,-69.498	7.4
2	Guanaco	-	SIC	0	-25.091,-69.539	14.3
3	Parque Eólico Taltal	PARQUE EOLICO TALTAL	SIC	0	-25.055,-69.871	4
4	Farellón	FARELLÓN - O'HIGGINS	SING	1	-23.847,-69.867	-
		FARELLÓN - CHIMBORAZO			-23.897,-69.787	
	Llanos	O'HIGGINS - DOMEYKO			-23.899,-69.784	
	Palestina	-			-23.828,-69.892	
	Estación de bombeo N2	ATACAMA - DOMEYKO			SING	
5	PEQ	LAGUNAS - MARIA ELENA	SING	1	-21.650,-69.494	-
	Quillagua	CRUCERO - LAGUNAS			-21.649,-69.544	-
	María Elena	MARIA ELENA - LAGUNAS			-22.205,-69.578	-
		MARIA ELENA - CRUCERO			-	-
		CRUCERO - LAGUNAS			-	-
		CRUCERO - MARIA ELENA			-	-
		CRUCERO - NORGENER			-	-
	Crucero	CRUCERO - KIMAL			-	-
		CRUCERO - LAGUNAS			-	-
		CRUCERO - SALAR 6B			-	-
		CRUCERO - CHUQUICAMATA			-22.268,-69.568	-
		CRUCERO - RADOMIRO TOMIC			-	-
		CRUCERO - EL ABRA			-	-
		CRUCERO - CHACAYA			-	-
		CRUCERO - LABERINTO			-	-
		CRUCERO - ENCUENTRO			-	-
		CRUCERO - CENTRAL TOCOPILLA			-	-
		ENCUENTRO - COLLAHUASI			-	-
		ENCUENTRO - SPENCE			-	-
	Encuentro	ENCUENTRO - MMH			-	-
		ENCUENTRO - EL TESORO			-	-
		ENCUENTRO - ATACAMA			-22.274,-69.567	-
		ENCUENTRO - CRUCERO			-	-
		ENCUENTRO - KIMAL			-	-
		ENCUENTRO - COCHRANE			-	-
		ENCUENTRO - RANDE			-	-
		ENCUENTRO - SIERRA GORDA			-	-
El Loa	EL LOA - TAP OFF EL LOA	-22.342,-69.633	-			
La Cruz	-	-22.270,-69.659	-			
Rande	RANDE - ENCUENTRO	-22.321,-69.527	-			
Miraje	-	-22.411,-69.526	-			
Antucoya	ANTUCOYA - TAP OFF ANTUCOYA	-22.605,-69.844	-			
Sierra gorda	SIERRA GORDA - ENCUENTRO	-22.867,-69.360	-			
	SIERRA GORDA - TAP OFF PAMPA LINA	-	-			
Kimal	KIMAL - CRUCERO	-22.292,-69.482	-			
6	Solar Jama	JAMA - CALAMA	SING	1	-22.560,-68.699	-
	Valle de los vientos	VALLE DE LOS VIENTOS - CALAMA		1	-22.471,-68.824	-
	Salar	SALAR - ATACAMA		0	-22.331,-68.876	3.7
7	Minsal	MINSAL - TAP OFF OESTE	SING	1	-23.507,-68.399	-
	Oeste	ANDES - LABERINTO		0	-23.681,-68.620	1.8

# Anexo C

## Balance, Modelado y Dimensionamiento de Etapas

### C.1. Etapa de Generación

#### C.1.1. HRSG y Ciclo Rankine

##### C.1.1.1. Modelado y Dimensionamiento

A continuación se muestran los resultados de temperatura en cada punto de interés dentro del HRSG para cada caso evaluado, mostrados en la tabla siguiente:

Tabla C.1: Temperaturas en puntos de interés a lo largo del HRSG para cada caso evaluado.

Mod.	A35		A45		A65		
	TA	TN	TA	TN	TA	TN	
$P_{ST}$ [bar]	31,09		33,35		39,94		
<b>Temperatura de gases de salida [°C]</b>							
<b>P u n t o</b>	5	477,6	477,6	466,3	466,3	430,9	430,9
	gs-SH-ST	462,8	463,0	453,3	452,5	425,1	425,9
	gs-SH-CC	443,3	443,6	435,5	434,8	411,8	412,5
	gs-PP-CC	250,8	250,8	254,8	254,8	265,3	265,3
	gs-ECN-CC	177,1	177,0	183,0	183,3	201,5	201,2
	gs-PP-DSA	153,8	153,7	160,7	161,1	181,4	181,0
<b>Temperatura de H2O [°C]</b>							
<b>P u n t o</b>	SHS-ST	444,8	442,0	435,2	445,2	404,9	389,7
	SHS-CC	300,0	300,0	300,0	300,0	300,0	300,0
	SS-CC	235,8	235,8	239,8	239,8	250,3	250,3
	SW-CC	235,8	235,8	239,8	239,8	250,3	250,3
	WAP-CC	227,8	227,8	231,8	231,8	242,3	242,3
	WECN-CC	72,7	72,7	72,7	72,7	72,7	72,7
	WFWT	72,7	72,7	72,7	72,7	72,7	72,7
	SS-DSA	72,7	72,7	72,7	72,7	72,7	72,7
PW-ST	45,8	45,8	45,8	45,8	45,8	45,8	

## C.2. Etapa de Almacenamiento y Producción

### C.2.1. Modelado y Dimensionamiento

#### C.2.1.1. Flujo y Presión de Hidrógeno en Tuberías

A continuación, se presentan los resultados obtenidos para la función  $y(t,n)$  para el día de solsticio de invierno ( $n=172$ ) de los datos obtenidos del Explorador Solar:

Tabla C.2: Valores calculados de  $y(t,n)$  para  $n = 172$  a lo largo del día.

y (t,n)	0	0	0	0	0	0
t	00:00	00:30	01:30	02:30	03:30	04:30
y (t,n)	0	0	0	<b>0,6597</b>	<b>0,9003</b>	<b>0,9736</b>
t	05:30	06:30	07:30	<b>08:30</b>	<b>09:30</b>	<b>10:30</b>
y (t,n)	<b>1</b>	<b>1</b>	<b>0,9903</b>	<b>0,9842</b>	<b>0,9696</b>	<b>0,9215</b>
t	<b>11:30</b>	<b>12:30</b>	<b>13:30</b>	<b>14:30</b>	<b>15:30</b>	<b>16:30</b>
y (t,n)	<b>0,7685</b>	0	0	0	0	0
t	<b>17:30</b>	18:30	19:30	20:30	21:30	22:30
y (t,n)	0	0				
t	23:30	00:00				

A continuación, se presentan los resultados obtenidos para  $m_{H_2,Tub,e}(t, n)$  para el día de solsticio de invierno ( $n=172$ ) a lo largo del día, contando en su mayoría solo las horas donde su valor es distinto de 0:

Tabla C.3: Resultados del flujo másico de hidrógeno a la entrada de la tubería enterrada a lo largo del día para el solsticio de invierno y para los distintos casos de flujo.

		$m_{H_2,Tub,e}(t, n)$ [kg/s]						
		Mod. Op.	A35		A45		A65	
			TA	TN	TA	TN	TA	TN
H o r a d e l d í a	07:30		0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000
	08:30		1,655	1,341	1,850	1,500	2,529	2,048
	09:30		2,259	1,830	2,525	2,048	3,452	2,796
	10:30		2,443	1,979	2,731	2,214	3,733	3,023
	11:30		2,509	2,033	2,804	2,274	3,834	3,105
	12:30		2,509	2,033	2,804	2,274	3,834	3,105
	13:30		2,484	2,013	2,777	2,252	3,796	3,075
	14:30		2,469	2,001	2,760	2,239	3,773	3,056
	15:30		2,433	1,971	2,719	2,205	3,717	3,011
	16:30		2,312	1,873	2,584	2,096	3,533	2,861
	17:30		1,928	1,563	2,155	1,748	2,946	2,386
	18:30		0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000

A continuación, se presentan los resultados obtenidos para  $P_{H_2,Tub}(t, n)$  para distintas estaciones del año a lo largo de un día:

Tabla C.4: Resultados de evolución de presión dentro de la tubería enterrada para distintas estaciones del año.

$P_{H_2, Tub}(t, n)$ [bar]								
t	00:30	01:30	02:30	03:30	04:30	05:30	06:30	07:30
<b>Eq Oto</b>	74,12	70,56	67,00	63,46	59,96	56,48	53,07	52,74
<b>Sol Inv</b>	73,19	69,72	66,27	62,84	59,41	55,97	52,50	49,01
<b>Eq Pri</b>	73,31	69,63	66,06	62,57	59,10	55,76	52,34	53,71
<b>Sol Ver</b>	73,57	70,04	66,56	63,07	59,63	56,07	54,33	56,53
t	08:30	09:30	10:30	11:30	12:30	13:30	14:30	15:30
<b>Eq Oto</b>	56,15	60,81	65,77	70,64	75,52	80,44	85,12	89,64
<b>Sol Inv</b>	51,68	56,71	62,86	69,33	75,54	81,51	87,44	93,14
<b>Eq Pri</b>	57,50	62,45	67,48	72,37	77,15	81,72	86,19	90,15
<b>Sol Ver</b>	60,23	64,29	68,50	72,63	76,55	80,34	84,04	87,33
t	16:30	17:30	18:30	19:30	20:30	21:30	22:30	23:30
<b>Eq Oto</b>	93,65	96,74	97,99	93,58	89,29	85,26	81,52	77,86
<b>Sol Inv</b>	97,85	101,02	96,09	91,48	87,30	83,66	80,15	76,57
<b>Eq Pri</b>	93,74	96,30	96,58	91,89	87,67	83,81	80,23	76,60
<b>Sol Ver</b>	90,30	92,88	94,57	93,24	88,85	84,81	80,99	77,28

### C.2.1.2. Compresión de Hidrógeno

A continuación, se presentan los resultados obtenidos para  $T_{C,s}(t, n)$  y  $r_C(t, n)$  para el día  $n = 166$  a lo largo del día:

Tabla C.5: Resultados de evolución de la temperatura en el punto C,s y de la relación de presiones en la etapa de compresión de hidrógeno para el día  $n = 166$ .

t	00:30	01:30	02:30	03:30	04:30	05:30	06:30	07:30
$T_{C,s}$ [°C]	12,81	12,06	11,39	11,05	10,56	9,13	9,27	7,78
$r_C$ [-]	1	1	1	1	1	1	1	1
t	08:30	09:30	10:30	11:30	12:30	13:30	14:30	15:30
$T_{C,s}$ [°C]	151,65	165,04	179,89	193,82	206,82	218,91	230,34	239,92
$r_C$ [-]	1,75	1,92	2,13	2,34	2,54	2,75	2,95	3,13
t	16:30	17:30	18:30	19:30	20:30	21:30	22:30	23:30
$T_{C,s}$ [°C]	248,07	253,08	163,08	93,08	43,08	16,02	14,88	13,89
$r_C$ [-]	3,29	3,39	1	1	1	1	1	1

A continuación, se presentan los resultados obtenidos para  $\dot{W}_C(t, n)$  para el día  $n = 166$  a lo largo del día y para los distintos casos evaluados:

Tabla C.6: Resultados de potencia requerida en la compresión de hidrógeno a lo largo del día para el solsticio de invierno y para los distintos casos evaluados.

		$\dot{W}_C(t, n)$ [MW]					
		A35		A45		A65	
Mod.	Op.	TA	TN	TA	TN	TA	TN
H o r a d e l d í a	07:30	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
	08:30	1,75	1,42	1,96	1,59	2,68	2,17
	09:30	2,81	2,28	3,15	2,55	4,30	3,48
	10:30	3,56	2,89	3,98	3,23	5,44	4,41
	11:30	4,15	3,37	4,64	3,77	6,35	5,14
	12:30	4,67	3,78	5,22	4,23	7,13	5,78
	13:30	5,12	4,15	5,72	4,64	7,82	6,34
	14:30	5,52	4,47	6,17	5,00	8,43	6,83
	15:30	5,75	4,66	6,43	5,22	8,79	7,12
	16:30	5,71	4,63	6,38	5,18	8,73	7,07
	17:30	4,83	3,92	5,40	4,38	7,39	5,98
	18:30	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00

### C.2.1.3. Enfriamiento de Hidrógeno

A continuación, se presentan los resultados obtenidos para  $\dot{Q}_{out}(t, n)$  para el día  $n = 166$  a lo largo del día y para los distintos casos evaluados:

Tabla C.7: Resultados de potencia térmica extraída del flujo de hidrógeno comprimido a lo largo del día para el día  $n = 166$  y para los distintos casos evaluados.

		$\dot{Q}_{out}(t, n)$ [MWt]					
		A35		A45		A65	
Mod.	Op.	TA	TN	TA	TN	TA	TN
H o r a d e l d í a	07:30	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
	08:30	2,94	2,38	3,29	2,67	4,50	3,64
	09:30	4,42	3,58	4,95	4,01	6,76	5,48
	10:30	5,29	4,29	5,92	4,80	8,09	6,55
	11:30	5,92	4,80	6,62	5,37	9,05	7,33
	12:30	6,45	5,23	7,21	5,85	9,86	7,98
	13:30	6,90	5,59	7,72	6,26	10,55	8,54
	14:30	7,29	5,91	8,15	6,61	11,14	9,02
	15:30	7,49	6,07	8,38	6,79	11,45	9,28
	16:30	7,35	5,96	8,22	6,67	11,24	9,10
	17:30	6,19	5,01	6,91	5,61	9,45	7,66
	18:30	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00

### C.2.1.4. Electrólisis de Agua

A continuación, se presentan los resultados obtenidos para  $Pot_{elec}(t, n)$  para el día  $n = 169$  a lo largo del día y para los distintos casos evaluados:

Tabla C.8: Resultados de evolución de potencia de electrolizadores requerida a lo largo del día para el día  $n = 169$  y para los distintos casos evaluados.

		$Pot_{elec}(t, n)$ [MW]					
		A35		A45		A65	
		TA	TN	TA	TN	TA	TN
Mod.	Op.						
H o r a d e l d í a	07:30	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0
	08:30	294,0	238,2	328,6	266,5	449,2	363,8
	09:30	401,3	325,2	448,6	363,8	613,2	496,6
	10:30	438,9	355,7	490,6	397,9	670,7	543,2
	11:30	452,4	366,6	505,7	410,1	691,3	559,9
	12:30	455,2	368,9	508,8	412,7	695,6	563,4
	13:30	454,9	368,7	508,5	412,4	695,2	563,1
	14:30	451,8	366,2	505,1	409,6	690,5	559,2
	15:30	441,5	357,8	493,6	400,3	674,8	546,5
	16:30	414,6	336,0	463,5	375,9	633,7	513,2
	17:30	339,9	275,4	379,9	308,1	519,4	420,6
	18:30	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0

A continuación, se presentan los resultados obtenidos para  $\dot{m}_{H_2O}(t, n)$  para el día  $n = 169$  a lo largo del día y para los distintos casos evaluados:

Tabla C.9: Resultados de evolución de flujo de agua de alimentación requerida por los electrolizadores a lo largo del día para el día  $n = 169$  y para los distintos casos evaluados.

		$\dot{m}_{H_2O}(t, n)$ [kg/s]					
		A35		A45		A65	
		TA	TN	TA	TN	TA	TN
Mod.	Op.						
H o r a d e l d í a	07:30	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
	08:30	14,58	11,81	16,30	13,22	22,28	18,04
	09:30	19,90	16,13	22,25	18,04	30,41	24,63
	10:30	21,77	17,64	24,33	19,73	33,26	26,94
	11:30	22,44	18,18	25,08	20,34	34,29	27,77
	12:30	22,57	18,29	25,24	20,47	34,50	27,94
	13:30	22,56	18,28	25,22	20,45	34,48	27,92
	14:30	22,41	18,16	25,05	20,32	34,24	27,74
	15:30	21,90	17,75	24,48	19,85	33,46	27,10
	16:30	20,56	16,66	22,99	18,64	31,43	25,45
	17:30	16,85	13,66	18,84	15,28	25,76	20,86
	18:30	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00

### C.2.1.5. Acondicionamiento de Agua de Alimentación

A continuación, se presentan los resultados obtenidos para  $\dot{W}_B(t, n)$  para el día  $n = 169$  a lo largo del día y para los distintos casos evaluados:

Tabla C.10: Resultados de evolución de la potencia de bomba requerida para el acondicionamiento del agua a lo largo del día para el día  $n = 169$  y para los distintos casos evaluados.

		$\dot{W}_B(t, n)$ [kW]					
		A35		A45		A65	
Mod.	Op.	TA	TN	TA	TN	TA	TN
H o r a d e l d í a	07:30	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0
	08:30	49,7	40,3	55,6	45,1	76,0	61,5
	09:30	67,9	55,0	75,9	61,5	103,7	84,0
	10:30	74,3	60,2	83,0	67,3	113,5	91,9
	11:30	76,6	62,1	85,6	69,5	117,1	94,8
	12:30	77,1	62,5	86,2	69,9	117,9	95,5
	13:30	77,1	62,5	86,2	69,9	117,8	95,4
	14:30	76,6	62,1	85,6	69,5	117,1	94,8
	15:30	74,9	60,7	83,7	67,9	114,4	92,7
	16:30	70,3	57,0	78,6	63,7	107,4	87,0
	17:30	57,6	46,7	64,4	52,2	88,0	71,3
	18:30	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0

A continuación, se presentan los resultados obtenidos para  $\dot{Q}_{in}(t, n)$  para el día  $n = 169$  a lo largo del día y para los distintos casos evaluados:

Tabla C.11: Resultados de evolución de la potencia térmica requerida para el acondicionamiento del agua a lo largo del día para el día  $n = 169$  y para los distintos casos evaluados.

		$\dot{Q}_{in}(t, n)$ [MWt]					
		A35		A45		A65	
Mod.	Op.	TA	TN	TA	TN	TA	TN
H o r a d e l d í a	07:30	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
	08:30	4,37	3,54	4,88	3,96	6,68	5,41
	09:30	5,74	4,65	6,41	5,20	8,77	7,10
	10:30	5,90	4,78	6,60	5,35	9,02	7,30
	11:30	5,80	4,70	6,48	5,26	8,86	7,18
	12:30	5,63	4,56	6,29	5,10	8,60	6,96
	13:30	5,46	4,42	6,10	4,95	8,34	6,75
	14:30	5,31	4,30	5,93	4,81	8,11	6,57
	15:30	5,13	4,16	5,73	4,65	7,84	6,35
	16:30	4,87	3,95	5,44	4,41	7,44	6,03
	17:30	4,09	3,31	4,57	3,71	6,25	5,06
	18:30	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00

### C.2.1.6. Compresión y Almacenamiento de Oxígeno

A continuación, se presentan los resultados obtenidos para  $\dot{m}_{El,O_2,s}(t, n)$  para el día  $n = 169$  a lo largo del día y para los distintos casos evaluados:

Tabla C.12: Resultados de evolución del flujo de salida de oxígeno de los electrolizadores a lo largo del día para el día  $n = 169$  y para los distintos casos evaluados.

		$\dot{m}_{El,O_2,s}(t, n)$ [kg/s]						
		Mod.	A35		A45		A65	
		Op.	TA	TN	TA	TN	TA	TN
H o r a d e l d í a	07:30		0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0
	08:30		12,9	10,5	14,5	11,7	19,8	16,0
	09:30		17,7	14,3	19,8	16,0	27,0	21,9
	10:30		19,3	15,7	21,6	17,5	29,5	23,9
	11:30		19,9	16,1	22,3	18,1	30,4	24,7
	12:30		20,0	16,2	22,4	18,2	30,6	24,8
	13:30		20,0	16,2	22,4	18,2	30,6	24,8
	14:30		19,9	16,1	22,2	18,0	30,4	24,6
	15:30		19,4	15,8	21,7	17,6	29,7	24,1
	16:30		18,3	14,8	20,4	16,6	27,9	22,6
	17:30		15,0	12,1	16,7	13,6	22,9	18,5
	18:30		0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0

A continuación, se presentan los resultados obtenidos para  $\dot{P}_{O_2,Tan}(t, n)$  para distintas estaciones del año a lo largo del día:

Tabla C.13: Resultados de evolución de presión dentro de los tanques de almacenamiento de oxígeno para distintas estaciones del año.

		$\dot{P}_{O_2,Tan}(t, n)$ [bar]						
t	00:30	01:30	02:30	03:30	04:30	05:30	06:30	07:30
Eq Oto	1,00	1,00	1,00	0,99	0,99	0,99	0,99	8,27
Sol Inv	0,99	0,99	0,99	0,98	0,98	0,98	0,98	0,97
Eq Pri	0,99	0,99	0,98	0,98	0,98	0,98	0,97	12,02
Sol Ver	0,99	0,99	0,99	0,99	0,99	0,98	4,61	18,28
t	08:30	09:30	10:30	11:30	12:30	13:30	14:30	15:30
Eq Oto	24,73	44,12	64,77	85,76	106,98	128,45	149,70	170,69
Sol Inv	15,83	36,46	59,56	83,90	108,31	132,51	156,75	180,58
Eq Pri	29,17	48,80	69,43	90,35	111,33	132,13	152,84	172,61
Sol Ver	34,94	52,97	71,69	90,62	109,43	128,19	146,90	164,90
t	16:30	17:30	18:30	19:30	20:30	21:30	22:30	23:30
Eq Oto	190,56	208,13	220,83	218,71	216,71	215,21	214,34	213,61
Sol Inv	202,20	219,82	216,56	213,80	211,87	211,18	210,73	210,07
Eq Pri	191,40	207,54	217,65	214,76	212,78	211,55	210,94	210,16
Sol Ver	182,13	198,29	212,04	217,92	215,63	214,06	212,95	212,02

A continuación, se presentan los resultados obtenidos para  $\dot{W}_C(t, n)$  para la primera etapa de compresión de oxígeno a lo largo del día  $n = 169$  y para los distintos casos evaluados:

Tabla C.14: Resultados de potencia requerida en la primera etapa de compresión de oxígeno a lo largo del día para el día  $n=169$  y para los distintos casos evaluados.

		$\dot{W}_{C,O_2,I}(t, n)$ [MW]					
<b>Mod. Op.</b>		<b>A35</b>		<b>A45</b>		<b>A65</b>	
		<b>TA</b>	<b>TN</b>	<b>TA</b>	<b>TN</b>	<b>TA</b>	<b>TN</b>
H o r a d e l d í a	07:30	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
	08:30	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
	09:30	0,37	0,30	0,41	0,33	0,56	0,45
	10:30	1,56	1,26	1,74	1,41	2,38	1,93
	11:30	2,53	2,05	2,82	2,29	3,86	3,13
	12:30	3,07	2,49	3,43	2,78	4,69	3,80
	13:30	3,07	2,49	3,43	2,78	4,69	3,80
	14:30	3,05	2,47	3,41	2,76	4,66	3,77
	15:30	2,98	2,41	3,33	2,70	4,55	3,69
	16:30	2,80	2,27	3,13	2,54	4,28	3,46
	17:30	2,29	1,86	2,56	2,08	3,50	2,84
	18:30	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00

A continuación, se presentan los resultados obtenidos para  $\dot{W}_C(t, n)$  para la segunda etapa de compresión de oxígeno a lo largo del día  $n = 190$  y para los distintos casos evaluados:

Tabla C.15: Resultados de potencia requerida en la segunda etapa de compresión de oxígeno a lo largo del día para el día  $n=190$  y para los distintos casos evaluados.

		$\dot{W}_{C,O_2,II}(t, n)$ [MW]					
<b>Mod. Op.</b>		<b>A35</b>		<b>A45</b>		<b>A65</b>	
		<b>TA</b>	<b>TN</b>	<b>TA</b>	<b>TN</b>	<b>TA</b>	<b>TN</b>
H o r a d e l d í a	07:30	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
	08:30	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
	09:30	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
	10:30	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
	11:30	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
	12:30	0,15	0,12	0,17	0,13	0,23	0,18
	13:30	0,53	0,43	0,59	0,48	0,81	0,65
	14:30	0,85	0,69	0,95	0,77	1,31	1,06
	15:30	1,12	0,91	1,26	1,02	1,72	1,39
	16:30	1,29	1,05	1,44	1,17	1,97	1,60
	17:30	1,23	1,00	1,38	1,12	1,88	1,52
	18:30	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00

A continuación, se presentan los resultados obtenidos para  $T_{C,I,s}(t, n)$  y  $r_{C,I}(t, n)$  para el día  $n = 166$  a lo largo del día:

Tabla C.16: Resultados de evolución de la temperatura en el punto C,I,s y de la relación de presiones en la primera etapa de compresión de oxígeno para el día  $n = 166$ .

<b>t</b>	<b>00:30</b>	<b>01:30</b>	<b>02:30</b>	<b>03:30</b>	<b>04:30</b>	<b>05:30</b>	<b>06:30</b>	<b>07:30</b>
$T_{C,I,s}(t, n)$ [°C]	11,46	10,50	9,76	9,10	8,50	7,74	7,03	6,48
$r_{C,I}(t, n)$ [-]	1,00	1,00	1,00	1,00	1,00	1,00	1,00	1,00
<b>t</b>	<b>08:30</b>	<b>09:30</b>	<b>10:30</b>	<b>11:30</b>	<b>12:30</b>	<b>13:30</b>	<b>14:30</b>	<b>15:30</b>
$T_{C,I,s}(t, n)$ [°C]	8,12	102,44	166,43	215,31	242,88	242,88	242,88	242,88
$r_{C,I}(t, n)$ [-]	1,00	1,21	1,98	2,78	3,33	3,33	3,33	3,33
<b>t</b>	<b>16:30</b>	<b>17:30</b>	<b>18:30</b>	<b>19:30</b>	<b>20:30</b>	<b>21:30</b>	<b>22:30</b>	<b>23:30</b>
$T_{C,I,s}(t, n)$ [°C]	242,88	242,88	152,90	82,87	32,87	12,01	11,43	11,06
$r_{C,I}(t, n)$ [-]	3,33	3,33	1,00	1,00	1,00	1,00	1,00	1,00

A continuación, se presentan los resultados obtenidos para  $T_{C,II,s}(t, n)$  y  $r_{C,II}(t, n)$  para el día  $n = 190$  a lo largo del día:

Tabla C.17: Resultados de evolución de la temperatura en el punto C,II,s y de la relación de presiones en la segunda etapa de compresión de oxígeno para el día  $n = 190$ .

<b>t</b>	<b>00:30</b>	<b>01:30</b>	<b>02:30</b>	<b>03:30</b>	<b>04:30</b>	<b>05:30</b>	<b>06:30</b>	<b>07:30</b>
$T_{C,II,s}(t, n)$ [°C]	11,27	10,35	9,07	8,44	7,86	6,39	7,46	7,88
$r_{C,II}(t, n)$ [-]	1,00	1,00	1,00	1,00	1,00	1,00	1,00	1,00
<b>t</b>	<b>08:30</b>	<b>09:30</b>	<b>10:30</b>	<b>11:30</b>	<b>12:30</b>	<b>13:30</b>	<b>14:30</b>	<b>15:30</b>
$T_{C,II,s}(t, n)$ [°C]	9,90	13,38	18,14	22,21	38,52	60,20	79,05	95,52
$r_{C,II}(t, n)$ [-]	1,00	1,00	1,00	1,00	1,09	1,33	1,58	1,82
<b>t</b>	<b>16:30</b>	<b>17:30</b>	<b>18:30</b>	<b>19:30</b>	<b>20:30</b>	<b>21:30</b>	<b>22:30</b>	<b>23:30</b>
$T_{C,II,s}(t, n)$ [°C]	109,05	119,54	69,54	39,53	16,99	15,28	14,16	13,38
$r_{C,II}(t, n)$ [-]	2,04	2,22	1,00	1,00	1,00	1,00	1,00	1,00

A continuación, se presentan los resultados obtenidos para  $\dot{Q}_{out}(t, n)$  para la primera etapa de compresión de oxígeno para el día  $n = 169$  a lo largo del día y para los distintos casos evaluados:

Tabla C.18: Resultados de potencia térmica extraída del flujo de oxígeno comprimido en la primera etapa a lo largo del día para el día  $n = 169$  y para los distintos casos evaluados.

		$\dot{Q}_{out,O_2,I}(t, n)$ [MWt]					
		A35		A45		A65	
		TA	TN	TA	TN	TA	TN
Mod.	Op.						
H o r a d e l d í a	07:30	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
	08:30	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
	09:30	1,24	1,01	1,01	1,12	1,90	1,54
	10:30	2,62	2,12	2,12	2,37	4,00	3,24
	11:30	3,74	3,03	3,03	3,39	5,72	4,63
	12:30	4,38	3,55	3,55	3,97	6,69	5,42
	13:30	4,37	3,54	3,54	3,97	6,68	5,41
	14:30	4,34	3,52	3,52	3,94	6,64	5,38
	15:30	4,25	3,44	3,44	3,85	6,49	5,25
	16:30	3,99	3,23	3,23	3,61	6,09	4,93
	17:30	3,27	2,65	2,65	2,96	4,99	4,04
	18:30	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00

A continuación, se presentan los resultados obtenidos para  $\dot{Q}_{out}(t, n)$  para la segunda etapa de compresión de oxígeno para el día  $n = 190$  a lo largo del día y para los distintos casos evaluados:

Tabla C.19: Resultados de potencia térmica extraída del flujo de oxígeno comprimido en la segunda etapa a lo largo del día para el día  $n = 169$  y para los distintos casos evaluados.

		$\dot{Q}_{out,O_2,II}(t, n)$ [MWt]					
		A35		A45		A65	
		TA	TN	TA	TN	TA	TN
Mod.	Op.						
H o r a d e l d í a	07:30	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
	08:30	0,58	0,47	0,65	0,52	0,88	0,72
	09:30	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
	10:30	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
	11:30	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
	12:30	0,17	0,14	0,19	0,15	0,26	0,21
	13:30	0,65	0,53	0,73	0,59	1,00	0,81
	14:30	1,08	0,88	1,21	0,98	1,65	1,34
	15:30	1,43	1,16	1,60	1,30	2,18	1,77
	16:30	1,64	1,33	1,83	1,48	2,50	2,02
	17:30	1,52	1,23	1,70	1,38	2,32	1,88
	18:30	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00

# Anexo D

## Evaluación Económica

### D.1. Flujo de Caja

#### D.1.1. Ingresos

##### D.1.1.1. Producción de Energía

Los valores calculados para la proyección de costo marginal en la subestación Sierra Gorda para cada escenario de la PELP se pueden verificar en la Tabla D.1 a continuación:

Tabla D.1: Valores de costo marginal proyectados calculados para la subestación Sierra Gorda durante el período de evaluación de la central.

	2023	2024	2025	2026	2027	2028	2029	2030
<b>Escenario A</b>	61.27	61.87	53.70	48.70	49.66	53.85	54.10	49.83
<b>Escenario B</b>	83.89	84.83	70.60	48.07	50.03	51.36	51.97	50.15
<b>Escenario C</b>	90.93	88.58	73.11	55.78	57.16	58.12	56.94	57.97
<b>Escenario D</b>	63.02	64.09	57.42	52.29	53.68	56.71	54.08	54.89
<b>Escenario E</b>	73.23	75.28	59.03	48.25	50.97	53.00	53.98	51.87
	2031	2032	2033	2034	2035	2036	2037	2038
<b>Escenario A</b>	50.78	49.48	52.09	52.67	52.35	54.45	54.58	55.65
<b>Escenario B</b>	51.70	51.71	54.50	56.02	57.37	59.00	62.27	65.58
<b>Escenario C</b>	60.83	63.44	67.25	68.86	69.96	72.11	74.06	75.34
<b>Escenario D</b>	55.44	56.40	57.32	57.93	59.50	61.07	63.40	64.99
<b>Escenario E</b>	54.35	54.19	55.90	57.73	60.13	62.41	63.56	67.46
	2039	2040	2041	2042	2043	2044	2045	2046
<b>Escenario A</b>	56.93	57.74	57.84	58.24	60.30	61.23	62.65	64.10
<b>Escenario B</b>	66.00	67.07	67.27	67.00	66.67	66.39	66.74	65.94
<b>Escenario C</b>	77.68	78.77	79.51	80.12	80.57	81.01	81.10	81.50
<b>Escenario D</b>	66.20	69.05	69.94	71.80	73.08	74.05	75.52	76.95
<b>Escenario E</b>	70.46	71.60	72.49	72.73	72.65	72.79	72.60	72.11
	2047							
<b>Escenario A</b>	63.78							
<b>Escenario B</b>	65.42							
<b>Escenario C</b>	81.67							
<b>Escenario D</b>	78.32							
<b>Escenario E</b>	71.56							

## **D.2. Resultados y Análisis**

### **D.2.1. Flujos de Caja**

En esta sección se muestran el flujo de caja correspondiente al caso A65 - TA - Escenario C, dividido en las Tablas D.2, D.3, D.4 y D.5, y el caso A35 - TA - Escenario C, dividido en las Tablas D.6, D.7, D.8 y D.9.

Tabla D.2: Flujo de caja para el caso A65 - TA - Escenario C, Parte 1.

<b>Año</b>	<b>2022</b>	<b>2023</b>	<b>2024</b>	<b>2025</b>	<b>2026</b>	<b>2027</b>	<b>2028</b>	<b>2029</b>
<b>Años de operación</b>	<b>0</b>	<b>1</b>	<b>2</b>	<b>3</b>	<b>4</b>	<b>5</b>	<b>6</b>	<b>7</b>
Ingreso anual por venta de energía	0.0	83.0	80.7	66.7	49.1	50.4	51.3	50.1
Ingreso anual por venta de oxígeno	0.0	1050.8	1050.8	1050.8	1050.8	1050.8	1050.8	1050.8
Ingreso anual por potencia instalada	0.0	5.3	5.3	5.3	5.3	5.3	5.3	5.3
Costo Fijo Total	0.0	-41.4	-41.4	-41.4	-41.4	-41.4	-41.4	-41.4
Costo Variable Total	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0
Depreciación Lineal	0.0	-103.3	-103.3	-103.3	-103.3	-103.3	-103.3	-103.3
Pago de Intereses	0.0	-84.3	-78.5	-72.2	-65.4	-58.1	-50.2	-41.6
Pérdida del ejercicio anterior	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0
<b>UAI</b>	<b>0.0</b>	<b>910.2</b>	<b>913.7</b>	<b>905.9</b>	<b>895.2</b>	<b>903.8</b>	<b>912.6</b>	<b>920.0</b>
Impuesto (27 %)	0.0	-245.8	-246.7	-244.6	-241.7	-244.0	-246.4	-248.4
<b>UDI</b>	<b>0.0</b>	<b>664.5</b>	<b>667.0</b>	<b>661.3</b>	<b>653.5</b>	<b>659.8</b>	<b>666.2</b>	<b>671.6</b>
Depreciación Lineal	0.0	103.3	103.3	103.3	103.3	103.3	103.3	103.3
Pago de Intereses	0.0	84.3	78.5	72.2	65.4	58.1	50.2	41.6
Pérdida del ejercicio anterior	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0
<b>FCO</b>	<b>0.0</b>	<b>852.1</b>	<b>848.8</b>	<b>836.9</b>	<b>822.2</b>	<b>821.2</b>	<b>819.7</b>	<b>816.5</b>
Inversión Activo Fijo	-4212.5	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0
Terreno	-2.4	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0
Valor Residual	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0
Inversión Capital de Trabajo	-702.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0
Recuperación Capital de Trabajo	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0
Préstamo (8 % anual)	1053.7	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0
Amortización Préstamo	0.0	-72.7	-78.6	-84.8	-91.6	-99.0	-106.9	-115.4
<b>FCC</b>	<b>-3863.1</b>	<b>-72.7</b>	<b>-78.6</b>	<b>-84.8</b>	<b>-91.6</b>	<b>-99.0</b>	<b>-106.9</b>	<b>-115.4</b>
<b>Flujo de caja</b>	<b>-3863.1</b>	<b>779.3</b>	<b>770.3</b>	<b>752.0</b>	<b>730.6</b>	<b>722.2</b>	<b>712.8</b>	<b>701.1</b>
<b>LCOE [USD/MWh]</b>	-	40.7	40.7	40.7	40.7	40.7	40.7	40.7
<b>VAN (6 % anual)</b>	6194.1							
<b>TIR</b>	19 %							

Tabla D.3: Flujo de caja para el caso A65 - TA - Escenario C, Parte 2.

<b>Año</b>	<b>2030</b>	<b>2031</b>	<b>2032</b>	<b>2033</b>	<b>2034</b>	<b>2035</b>	<b>2036</b>	<b>2037</b>
<b>Años de operación</b>	<b>8</b>	<b>9</b>	<b>10</b>	<b>11</b>	<b>12</b>	<b>13</b>	<b>14</b>	<b>15</b>
Ingreso anual por venta de energía	51.1	53.8	56.3	60.0	61.6	62.5	58.5	60.1
Ingreso anual por venta de oxígeno	1050.8	1050.8	1050.8	1050.8	1050.8	1050.8	1092.4	1092.4
Ingreso anual por potencia instalada	5.3	5.3	5.3	5.3	5.3	5.3	5.1	5.1
Costo Fijo Total	-41.4	-41.4	-41.4	-41.4	-41.4	-41.4	-41.6	-41.6
Costo Variable Total	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	-183.1	0.0	0.0
Depreciación Lineal	-103.3	-103.3	-103.3	-103.3	-103.3	-103.3	-103.3	-103.3
Pago de Intereses	-32.4	-22.4	-11.6	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0
Pérdida del ejercicio anterior	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0
<b>UAI</b>	<b>930.2</b>	<b>942.8</b>	<b>956.1</b>	<b>971.5</b>	<b>973.1</b>	<b>790.9</b>	<b>1011.0</b>	<b>1012.6</b>
Impuesto (27%)	-251.2	-254.6	-258.2	-262.3	-262.7	-213.5	-273.0	-273.4
<b>UDI</b>	<b>679.0</b>	<b>688.3</b>	<b>698.0</b>	<b>709.2</b>	<b>710.4</b>	<b>577.3</b>	<b>738.0</b>	<b>739.2</b>
Depreciación Lineal	103.3	103.3	103.3	103.3	103.3	103.3	103.3	103.3
Pago de Intereses	32.4	22.4	11.6	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0
Pérdida del ejercicio anterior	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0
<b>FCO</b>	<b>814.7</b>	<b>814.0</b>	<b>812.9</b>	<b>812.5</b>	<b>813.7</b>	<b>680.7</b>	<b>841.4</b>	<b>842.6</b>
Inversión Activo Fijo	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0
Terreno	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0
Valor Residual	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0
Inversión Capital de Trabajo	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0
Recuperación Capital de Trabajo	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0
Préstamo (8% anual)	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0
Amortización Préstamo	-124.7	-134.6	-145.4	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0
<b>FCC</b>	<b>-124.7</b>	<b>-134.6</b>	<b>-145.4</b>	<b>0.0</b>	<b>0.0</b>	<b>0.0</b>	<b>0.0</b>	<b>0.0</b>
<b>Flujo de caja</b>	<b>690.1</b>	<b>679.4</b>	<b>667.5</b>	<b>812.5</b>	<b>813.7</b>	<b>680.7</b>	<b>841.4</b>	<b>842.6</b>
<b>LCOE [USD/MWh]</b>	<b>40.7</b>	<b>40.7</b>	<b>40.7</b>	<b>40.7</b>	<b>40.7</b>	<b>221.1</b>	<b>45.7</b>	<b>45.7</b>

Tabla D.4: Flujo de caja para el caso A65 - TA - Escenario C, Parte 3.

<b>Año</b>	<b>2038</b>	<b>2039</b>	<b>2040</b>	<b>2041</b>	<b>2042</b>	<b>2043</b>	<b>2044</b>	<b>2045</b>
<b>Años de operación</b>	<b>16</b>	<b>17</b>	<b>18</b>	<b>19</b>	<b>20</b>	<b>21</b>	<b>22</b>	<b>23</b>
Ingreso anual por venta de energía	61.3	63.3	64.3	65.1	65.6	66.0	66.4	66.6
Ingreso anual por venta de oxígeno	1092.4	1092.4	1092.4	1092.4	1092.4	1092.4	1092.4	1092.4
Ingreso anual por potencia instalada	5.1	5.1	5.1	5.1	5.1	5.1	5.1	5.1
Costo Fijo Total	-41.6	-41.6	-41.6	-41.6	-41.6	-41.6	-41.6	-41.6
Costo Variable Total	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0
Depreciación Lineal	-103.3	-103.3	-103.3	-103.3	-103.3	-103.3	-103.3	-103.3
Pago de Intereses	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0
Pérdida del ejercicio anterior	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0
<b>UAI</b>	<b>1013.8</b>	<b>1015.9</b>	<b>1016.8</b>	<b>1017.6</b>	<b>1018.2</b>	<b>1018.5</b>	<b>1018.9</b>	<b>1019.1</b>
Impuesto (27%)	-273.7	-274.3	-274.5	-274.7	-274.9	-275.0	-275.1	-275.1
<b>UDI</b>	<b>740.1</b>	<b>741.6</b>	<b>742.3</b>	<b>742.8</b>	<b>743.3</b>	<b>743.5</b>	<b>743.8</b>	<b>743.9</b>
Depreciación Lineal	103.3	103.3	103.3	103.3	103.3	103.3	103.3	103.3
Pago de Intereses	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0
Pérdida del ejercicio anterior	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0
<b>FCO</b>	<b>843.4</b>	<b>844.9</b>	<b>845.6</b>	<b>846.2</b>	<b>846.6</b>	<b>846.8</b>	<b>847.1</b>	<b>847.2</b>
Inversión Activo Fijo	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0
Terreno	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0
Valor Residual	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0
Inversión Capital de Trabajo	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0
Recuperación Capital de Trabajo	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0
Préstamo (8% anual)	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0
Amortización Préstamo	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0
<b>FCC</b>	<b>0.0</b>							
<b>Flujo de caja</b>	<b>843.4</b>	<b>844.9</b>	<b>845.6</b>	<b>846.2</b>	<b>846.6</b>	<b>846.8</b>	<b>847.1</b>	<b>847.2</b>
<b>LCOE [USD/MWh]</b>	<b>45.7</b>							

Tabla D.5: Flujo de caja para el caso A65 - TA - Escenario C, Parte 4.

<b>Año</b>	<b>2046</b>	<b>2047</b>
<b>Años de operación</b>	<b>24</b>	<b>25</b>
Ingreso anual por venta de energía	66.8	67.0
Ingreso anual por venta de oxígeno	1092.4	1092.4
Ingreso anual por potencia instalada	5.1	5.1
Costo Fijo Total	-41.6	-41.6
Costo Variable Total	0.0	0.0
Depreciación Lineal	-103.3	-103.3
Pago de Intereses	0.0	0.0
Pérdida del ejercicio anterior	0.0	0.0
<b>UAI</b>	<b>1019.3</b>	<b>1019.5</b>
Impuesto (27 %)	-275.2	-275.3
<b>UDI</b>	<b>744.1</b>	<b>744.2</b>
Depreciación Lineal	103.3	103.3
Pago de Intereses	0.0	0.0
Pérdida del ejercicio anterior	0.0	0.0
<b>FCO</b>	<b>847.4</b>	<b>847.5</b>
Inversión Activo Fijo	0.0	0.0
Terreno	0.0	0.0
Valor Residual	0.0	312.8
Inversión Capital de Trabajo	0.0	0.0
Recuperación Capital de Trabajo	0.0	702.0
Préstamo (8 % anual)	0.0	0.0
Amortización Préstamo	0.0	0.0
<b>FCC</b>	<b>0.0</b>	<b>1014.8</b>
<b>Flujo de caja</b>	<b>847.4</b>	<b>1862.3</b>
<b>LCOE [USD/MWh]</b>	<b>45.7</b>	<b>45.7</b>

Tabla D.6: Flujo de caja para el caso A35 - TA - Escenario C, Parte 1.

<b>Año</b>	<b>2022</b>	<b>2023</b>	<b>2024</b>	<b>2025</b>	<b>2026</b>	<b>2027</b>	<b>2028</b>	<b>2029</b>
<b>Años de operación</b>	<b>0</b>	<b>1</b>	<b>2</b>	<b>3</b>	<b>4</b>	<b>5</b>	<b>6</b>	<b>7</b>
Ingreso anual por venta de energía	0.0	52.8	51.4	42.4	31.2	32.1	32.6	31.9
Ingreso anual por venta de oxígeno	0.0	687.6	687.6	687.6	687.6	687.6	687.6	687.6
Ingreso anual por potencia instalada	0.0	3.3	3.3	3.3	3.3	3.3	3.3	3.3
Costo Fijo Total	0.0	-27.1	-27.1	-27.1	-27.1	-27.1	-27.1	-27.1
Costo Variable Total	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0
Depreciación Lineal	0.0	-65.6	-65.6	-65.6	-65.6	-65.6	-65.6	-65.6
Pago de Intereses	0.0	-53.2	-49.5	-45.5	-41.2	-36.6	-31.6	-26.2
Pérdida del ejercicio anterior	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0
<b>UAI</b>	<b>0.0</b>	<b>598.0</b>	<b>600.2</b>	<b>595.2</b>	<b>588.3</b>	<b>593.8</b>	<b>599.3</b>	<b>604.0</b>
Impuesto (27%)	0.0	-161.5	-162.1	-160.7	-158.8	-160.3	-161.8	-163.1
<b>UDI</b>	<b>0.0</b>	<b>436.5</b>	<b>438.1</b>	<b>434.5</b>	<b>429.5</b>	<b>433.4</b>	<b>437.5</b>	<b>440.9</b>
Depreciación Lineal	0.0	65.6	65.6	65.6	65.6	65.6	65.6	65.6
Pago de Intereses	0.0	53.2	49.5	45.5	41.2	36.6	31.6	26.2
Pérdida del ejercicio anterior	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0
<b>FCO</b>	<b>0.0</b>	<b>555.3</b>	<b>553.2</b>	<b>545.6</b>	<b>536.3</b>	<b>535.6</b>	<b>534.7</b>	<b>532.7</b>
Inversión Activo Fijo	-2656.4	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0
Terreno	-1.5	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0
Valor Residual	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0
Inversión Capital de Trabajo	-439.3	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0
Recuperación Capital de Trabajo	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0
Préstamo (8% anual)	664.5	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0
Amortización Préstamo	0.0	-45.9	-49.5	-53.5	-57.8	-62.4	-67.4	-72.8
<b>FCC</b>	<b>-2432.8</b>	<b>-45.9</b>	<b>-49.5</b>	<b>-53.5</b>	<b>-57.8</b>	<b>-62.4</b>	<b>-67.4</b>	<b>-72.8</b>
<b>Flujo de caja</b>	<b>-2432.8</b>	<b>509.4</b>	<b>503.7</b>	<b>492.1</b>	<b>478.5</b>	<b>473.2</b>	<b>467.3</b>	<b>459.9</b>
<b>LCOE [USD/MWh]</b>	-	41.7	41.7	41.7	41.7	41.7	41.7	41.7
<b>VAN (6% anual)</b>	4136.6							
<b>TIR</b>	20%							

Tabla D.7: Flujo de caja para el caso A35 - TA - Escenario C, Parte 2.

<b>Año</b>	<b>2030</b>	<b>2031</b>	<b>2032</b>	<b>2033</b>	<b>2034</b>	<b>2035</b>	<b>2036</b>	<b>2037</b>
<b>Años de operación</b>	<b>8</b>	<b>9</b>	<b>10</b>	<b>11</b>	<b>12</b>	<b>13</b>	<b>14</b>	<b>15</b>
Ingreso anual por venta de energía	32.5	34.2	35.8	38.2	39.2	39.8	37.2	38.2
Ingreso anual por venta de oxígeno	687.6	687.6	687.6	687.6	687.6	687.6	714.8	714.8
Ingreso anual por potencia instalada	3.3	3.3	3.3	3.3	3.3	3.3	3.1	3.1
Costo Fijo Total	-27.1	-27.1	-27.1	-27.1	-27.1	-27.1	-27.2	-27.2
Costo Variable Total	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	-119.8	0.0	0.0
Depreciación Lineal	-65.6	-65.6	-65.6	-65.6	-65.6	-65.6	-65.6	-65.6
Pago de Intereses	-20.4	-14.1	-7.3	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0
Pérdida del ejercicio anterior	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0
<b>UAI</b>	<b>610.4</b>	<b>618.4</b>	<b>626.8</b>	<b>636.5</b>	<b>637.6</b>	<b>518.3</b>	<b>662.4</b>	<b>663.4</b>
Impuesto (27 %)	-164.8	-167.0	-169.2	-171.9	-172.1	-139.9	-178.8	-179.1
<b>UDI</b>	<b>445.6</b>	<b>451.4</b>	<b>457.6</b>	<b>464.7</b>	<b>465.4</b>	<b>378.4</b>	<b>483.5</b>	<b>484.3</b>
Depreciación Lineal	65.6	65.6	65.6	65.6	65.6	65.6	65.6	65.6
Pago de Intereses	20.4	14.1	7.3	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0
Pérdida del ejercicio anterior	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0
<b>FCO</b>	<b>531.6</b>	<b>531.1</b>	<b>530.5</b>	<b>530.2</b>	<b>531.0</b>	<b>443.9</b>	<b>549.1</b>	<b>549.9</b>
Inversión Activo Fijo	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0
Terreno	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0
Valor Residual	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0
Inversión Capital de Trabajo	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0
Recuperación Capital de Trabajo	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0
Préstamo (8 % anual)	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0
Amortización Préstamo	-78.6	-84.9	-91.7	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0
<b>FCC</b>	<b>-78.6</b>	<b>-84.9</b>	<b>-91.7</b>	<b>0.0</b>	<b>0.0</b>	<b>0.0</b>	<b>0.0</b>	<b>0.0</b>
<b>Flujo de caja</b>	<b>453.0</b>	<b>446.2</b>	<b>438.8</b>	<b>530.2</b>	<b>531.0</b>	<b>443.9</b>	<b>549.1</b>	<b>549.9</b>
<b>LCOE [USD/MWh]</b>	<b>41.7</b>	<b>41.7</b>	<b>41.7</b>	<b>41.7</b>	<b>41.7</b>	<b>226.5</b>	<b>46.9</b>	<b>46.9</b>

Tabla D.8: Flujo de caja para el caso A35 - TA - Escenario C, Parte 3.

<b>Año</b>	<b>2038</b>	<b>2039</b>	<b>2040</b>	<b>2041</b>	<b>2042</b>	<b>2043</b>	<b>2044</b>	<b>2045</b>
<b>Años de operación</b>	<b>16</b>	<b>17</b>	<b>18</b>	<b>19</b>	<b>20</b>	<b>21</b>	<b>22</b>	<b>23</b>
Ingreso anual por venta de energía	39.0	40.3	40.9	41.4	41.8	42.0	42.2	42.4
Ingreso anual por venta de oxígeno	714.8	714.8	714.8	714.8	714.8	714.8	714.8	714.8
Ingreso anual por potencia instalada	3.1	3.1	3.1	3.1	3.1	3.1	3.1	3.1
Costo Fijo Total	-27.2	-27.2	-27.2	-27.2	-27.2	-27.2	-27.2	-27.2
Costo Variable Total	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0
Depreciación Lineal	-65.6	-65.6	-65.6	-65.6	-65.6	-65.6	-65.6	-65.6
Pago de Intereses	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0
Pérdida del ejercicio anterior	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0
<b>UAI</b>	<b>664.2</b>	<b>665.5</b>	<b>666.1</b>	<b>666.6</b>	<b>667.0</b>	<b>667.2</b>	<b>667.4</b>	<b>667.5</b>
Impuesto (27 %)	-179.3	-179.7	-179.8	-180.0	-180.1	-180.1	-180.2	-180.2
<b>UDI</b>	<b>484.9</b>	<b>485.8</b>	<b>486.3</b>	<b>486.6</b>	<b>486.9</b>	<b>487.0</b>	<b>487.2</b>	<b>487.3</b>
Depreciación Lineal	65.6	65.6	65.6	65.6	65.6	65.6	65.6	65.6
Pago de Intereses	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0
Pérdida del ejercicio anterior	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0
<b>FCO</b>	<b>550.4</b>	<b>551.4</b>	<b>551.8</b>	<b>552.2</b>	<b>552.4</b>	<b>552.6</b>	<b>552.8</b>	<b>552.9</b>
Inversión Activo Fijo	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0
Terreno	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0
Valor Residual	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0
Inversión Capital de Trabajo	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0
Recuperación Capital de Trabajo	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0
Préstamo (8 % anual)	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0
Amortización Préstamo	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0
<b>FCC</b>	<b>0.0</b>							
<b>Flujo de caja</b>	<b>550.4</b>	<b>551.4</b>	<b>551.8</b>	<b>552.2</b>	<b>552.4</b>	<b>552.6</b>	<b>552.8</b>	<b>552.9</b>
<b>LCOE [USD/MWh]</b>	<b>46.9</b>							

Tabla D.9: Flujo de caja para el caso A35 - TA - Escenario C, Parte 4.

<b>Año</b>	<b>2046</b>	<b>2047</b>
<b>Años de operación</b>	<b>24</b>	<b>25</b>
Ingreso anual por venta de energía	42.5	42.6
Ingreso anual por venta de oxígeno	714.8	714.8
Ingreso anual por potencia instalada	3.1	3.1
Costo Fijo Total	-27.2	-27.2
Costo Variable Total	0.0	0.0
Depreciación Lineal	-65.6	-65.6
Pago de Intereses	0.0	0.0
Pérdida del ejercicio anterior	0.0	0.0
<b>UAI</b>	<b>667.7</b>	<b>667.8</b>
Impuesto (27 %)	-180.3	-180.3
<b>UDI</b>	<b>487.4</b>	<b>487.5</b>
Depreciación Lineal	65.6	65.6
Pago de Intereses	0.0	0.0
Pérdida del ejercicio anterior	0.0	0.0
<b>FCO</b>	<b>553.0</b>	<b>553.0</b>
Inversión Activo Fijo	0.0	0.0
Terreno	0.0	0.0
Valor Residual	0.0	0.0
Inversión Capital de Trabajo	0.0	191.1
Recuperación Capital de Trabajo	0.0	439.3
Préstamo (8 % anual)	0.0	0.0
Amortización Préstamo	0.0	0.0
<b>FCC</b>	<b>0.0</b>	<b>630.5</b>
<b>Flujo de caja</b>	<b>553.0</b>	<b>1183.5</b>
<b>LCOE [USD/MWh]</b>	<b>46.9</b>	<b>46.9</b>

## D.2.2. Préstamos

A continuación, se muestran los préstamos supuestos para los casos A65 - TA - Escenario C y A35 - TA - Escenario C en las Tablas D.10 y D.11.

Tabla D.10: Préstamo supuesto para el flujo de caja del caso A65 - TA - Escenario C.

<b>r</b>	0.08	<b>n</b>	10	
<b>Año</b>	<b>Préstamo</b>	<b>Intereses</b>	<b>Amortización</b>	<b>Cuota</b>
0	1053.71	0.00	0.00	0.00
1	980.97	84.30	72.74	157.03
2	902.42	78.48	78.56	157.03
3	817.58	72.19	84.84	157.03
4	725.95	65.41	91.63	157.03
5	626.99	58.08	98.96	157.03
6	520.12	50.16	106.87	157.03
7	404.69	41.61	115.42	157.03
8	280.03	32.38	124.66	157.03
9	145.40	22.40	134.63	157.03
10	0.00	11.63	145.40	157.03

Tabla D.11: Préstamo supuesto para el flujo de caja del caso A35 - TA - Escenario C.

<b>r</b>	0.08	<b>n</b>	10	
<b>Año</b>	<b>Préstamo</b>	<b>Intereses</b>	<b>Amortización</b>	<b>Cuota</b>
0	664.50	0.00	0.00	0.00
1	618.63	53.16	45.87	99.03
2	569.09	49.49	49.54	99.03
3	515.59	45.53	53.50	99.03
4	457.80	41.25	57.78	99.03
5	395.40	36.62	62.41	99.03
6	328.00	31.63	67.40	99.03
7	255.21	26.24	72.79	99.03
8	176.60	20.42	78.61	99.03
9	91.69	14.13	84.90	99.03
10	0.00	7.34	91.69	99.03