



FACULTAD DE INGENIERÍA
ESCUELA DE INGENIERÍA EN
MEDIOAMBIENTE
INGENIERÍA CIVIL AMBIENTAL

Obtención de hidrógeno a través del reprocesamiento de relaves mineros por medio de tecnología emergente

GHYSLEINNE ANNELL ECHEVERRIA VERGARA

Trabajo de titulación para optar al Título de Ingeniera Civil Ambiental

**PROFESOR GUÍA: JOAO CERQUEIRA PINTO
PROFESOR CO-GUÍA: OCIEL COFRE CARVAJAL**

VALPARAÍSO, CHILE

2025

AGRADECIMIENTOS

A mis padres, Alison y Yerko, gracias por impulsarme siempre a seguir mis sueños y por creer en mí incluso cuando yo dudaba. Todo lo que soy hoy es reflejo de su esfuerzo, de su amor incondicional y de la fortaleza que siempre me transmitieron. Aunque estuve lejos por mis estudios, nunca me faltó su apoyo, sus mensajes y su cariño. Gracias por acompañarme en cada etapa de mi vida y enseñarme a llegar hasta el final.

A mis hermanas, Ghyllari y Ghyselle, por estar presentes en cada logro, por sus palabras de ánimo y por recordarme que nunca estoy sola.

A mis angelitos que partieron durante este camino, mi tía Yessica y mi tata Aliro, quienes, desde otro plano, me acompañaron y protegieron. Gracias por la fuerza que me enviaron en los momentos más difíciles, sé que estuvieron conmigo y que habrían estado orgullosos de este logro.

A mis compañeros de universidad, que supieron compartir alegrías y tristezas conmigo, por esos momentos de estudio y conversación, gracias por acompañarme.

A todos los docentes de la Escuela que acompañaron mi formación durante estos años, gracias por compartir sus conocimientos, su experiencia y por contribuir al desarrollo de mis competencias profesionales.

Por último y no menos importante, a mi profesor guía, Joao Cerqueira, gracias por entregarme sus conocimientos, por cada consejo y por la paciencia a lo largo del proceso. Aprecio el tiempo dedicado en cada reunión, siempre dispuesto a orientarme, corregir y guiar cada etapa de este trabajo. Su acompañamiento no solo fortaleció esta investigación, sino que también aportó a mi crecimiento profesional.

RESUMEN

En Chile, la actividad minera genera anualmente cientos de millones de toneladas de relaves, los cuales, al acumularse, se convierten en pasivos ambientales que representan un riesgo para la salud humana y los ecosistemas. Al mismo tiempo, la minería es uno de los sectores con mayor consumo energético del país, con una alta dependencia de combustibles fósiles, lo que contribuye significativamente a las emisiones de gases de efecto invernadero. Frente a esta doble problemática, surge la necesidad de buscar soluciones que permitan tanto valorizar los residuos mineros como avanzar hacia sistemas energéticos más sostenibles.

El presente trabajo tuvo por objetivo evaluar preliminarmente la producción de hidrógeno a partir del reprocesamiento de relaves mineros mediante la tecnología de división térmica del agua (*thermal water splitting*), utilizando energía solar como fuente térmica. Para ello, se identificaron metales presentes en relaves con potencial catalítico, seleccionando cinco óxidos metálicos de interés: hierro, cinc, cerio, estaño y magnesio. Se recopiló sus condiciones óptimas de operación a partir de estudios experimentales y se diseñó un esquema conceptual de proceso que incluye secado del relave, reacción termoquímica, enfriamiento, separación de agua y purificación del hidrógeno. Además, el sistema fue dimensionado para operar con energía fotovoltaica en régimen *off-grid*, considerando las condiciones de radiación solar del norte de Chile. Se desarrollaron balances de masa y energía para los equipos principales del proceso y se evaluó el impacto ambiental tomando como referencia la Minera Doña Inés de Collahuasi, debido a la disponibilidad de datos en sus inventarios de gases de efecto invernadero. Los resultados mostraron que la sustitución del diésel por hidrógeno permitiría reducir el 100 % de las emisiones asociadas al transporte interno, equivalentes a 303.329 toneladas de CO₂eq/año. En el ámbito económico, la alternativa más factible correspondió al escenario sin incorporación de baterías, obteniéndose un costo estimado de 46,81USD/kg H₂ bajo un 100% de rendimiento. Aunque este valor aún se mantiene alejado del costo proyectado de 7,5 USD/kg H₂, los resultados demostraron la viabilidad técnica y ambiental del proceso, evidenciando el potencial de los relaves como fuente alternativa para la producción de hidrógeno verde y la necesidad de continuar su investigación a escala piloto para avanzar hacia una minería más sustentable.

Palabras claves: Hidrógeno verde, descarbonización, catalizadores metálicos, termólisis del agua.

Abstract

In Chile, mining activity annually generates hundreds of millions of tons of tailings, which, upon accumulation, become environmental liabilities that pose a risk to human health and ecosystems. At the same time, mining is one of the sectors with the highest energy consumption in the country, with a high dependence on fossil fuels, which significantly contributes to greenhouse gas emissions. Faced with this dual problem, the need emerges to seek solutions that allow both the valorization of mining waste and a transition toward more sustainable energy systems.

The objective of this study was to preliminarily evaluate the production of hydrogen from the reprocessing of mining tailings using thermal water splitting technology, with solar energy as the thermal source. To this end, metals present in tailings with catalytic potential were identified, selecting five metallic oxides of interest: iron, zinc, cerium, tin, and magnesium. Their optimal operating conditions were compiled from experimental studies, and a conceptual process scheme was designed, including tailings drying, thermochemical reaction, cooling, water separation, and hydrogen purification. In addition, the system was designed to operate with off-grid photovoltaic energy, taking into account the solar radiation conditions in northern Chile. Mass and energy balances were developed for the main process equipment, and the environmental impact was assessed using the Doña Inés de Collahuasi mine as a reference, due to the availability of data in its greenhouse gas inventories. The results showed that replacing diesel with hydrogen would reduce 100% of the emissions associated with internal transport, equivalent to 303.329 tons of CO₂eq/year. In economic terms, the most feasible alternative was the scenario without the incorporation of batteries, with an estimated cost of \$46,81/kg H₂ under 100% efficiency. Although this value is still far from the projected cost of \$7,5/kg H₂, the results demonstrated the technical and environmental viability of the process, highlighting the potential of tailings as an alternative source for green hydrogen production and the need to continue pilot-scale research to move toward more sustainable mining.

Keywords: Green hydrogen, decarbonization, metallic catalysts, water thermolysis.

ÍNDICE GENERAL

1. Introducción.....	1
1.1 Recurso energético	1
1.2 Minería.....	4
1.3 Descarbonización en la minería chilena	7
1.4 Características y propiedades del hidrógeno	8
1.5 Producción de hidrógeno.....	9
1.5.1 Procesos termoquímicos	12
1.5.2 Ciclos termoquímicos	13
1.6 Problema.....	15
2. Objetivos	16
2.1 Objetivo general	16
2.2 Objetivos específicos	16
3. Revisión bibliográfica	17
3.1 Tecnologías de producción de Hidrógeno	17
3.1.1 Reformado por vapor a partir de gas natural.....	17
3.1.2 Descomposición catalítica a partir de gas natural.....	18
3.1.3 Oxidación parcial	18
3.1.4 Gasificación del carbón	18
3.1.5 Electrólisis.....	19
3.1.6 Métodos termoquímicos.....	22
3.1.6.1 Ciclos termoquímicos puros e híbridos	23
3.1.6.2 Ciclos multipasos	23
3.1.6.3 Ciclos de dos pasos	24

3.1.6.4	Termólisis directa.....	25
3.2	Catalizadores.....	26
3.3	Thermal water splitting.....	27
3.4	Relaves Mineros.....	32
3.5	Energía solar	34
3.5.1	Energía fotovoltaica.....	35
3.5.2	Energía solar térmica.....	36
3.6	Aplicación del hidrógeno en la minería	38
3.7	Elementos de impacto ambiental.....	44
3.7.1	Huella de carbono	44
3.7.2	Óxidos de Nitrógeno (NOx)	46
3.7.3	Material particulado (MP).....	47
3.8	Normativa aplicable.....	48
3.8.1	Normativa nacional asociada al hidrógeno	48
3.8.2	Normativa nacional asociada a relaves mineros	50
3.8.3	Normativa internacional asociada al hidrógeno	50
3.8.4	Normativa internacional asociada a relaves mineros	52
3.8.4.1	Perú.....	52
3.8.4.2	Australia.....	53
4.	Materiales y Métodos	54
4.1	Establecer las condiciones de operación en la producción de Hidrógeno mediante “thermal water splitting”	54
4.1.1	Identificar los metales para el proceso de “thermal water splitting”	54
4.1.2	Establecer las condiciones de temperatura para la operación del equipo	55
4.1.3	Establecer los requerimientos de agua para la reacción química.....	55

4.2	Analizar la producción de hidrógeno a partir de relave minero de diferentes orígenes	56
4.2.1	Selección de metales más relevantes.....	56
4.2.2	Estimación de producción de hidrógeno a partir de los relaves mineros	56
4.2.3	Propuesta de un proceso para la obtención de hidrógeno por reprocesamiento de relaves mineros	57
4.2.4	Balances de materia y energía a las unidades del proceso propuesto	57
4.2.5	Dimensionamiento del sistema fotovoltaico	58
4.3	Estimar la reducción de la huella de carbono.....	59
4.4	Estimar la prefactibilidad económica de producción de hidrógeno	61
4.4.1	Estimación de las dimensiones de los principales equipos del proceso propuesto.....	61
4.4.2	Costos de inversión (CAPEX).....	61
4.4.3	Costos de operación (OPEX)	62
4.4.4	Estimación del costo de producción del hidrógeno	62
5.	Resultados y discusión.....	64
5.1	Establecer las condiciones de operación (temperatura y flujo de agua)	64
5.1.1	Identificar los metales para el proceso de “ <i>thermal water splitting</i> ”	64
5.1.2	Establecer las condiciones de temperatura para la operación del equipo	65
5.1.2.1	Identificación de estudios que utilicen hierro como catalizador	66
5.1.2.2	Identificación de estudios que utilicen cinc como catalizador	70
5.1.2.3	Identificación de estudios que utilicen cerio como catalizador	75
5.1.2.4	Identificación de estudios que utilicen estaño como catalizador	77
5.1.2.5	Identificación de estudios que utilicen magnesio como catalizador	78
5.1.2.6	Análisis final	80
5.1.3	Establecer los requerimientos de agua para la reacción química.....	81
5.2	Producción de hidrógeno a partir de relave minero de diferentes orígenes	82

5.2.1	Selección de metales más relevantes.....	82
5.2.2	Estimación de producción de hidrógeno a partir de los relaves mineros reportados por el SERNAGEOMIN.....	85
5.2.3	Propuesta de un proceso para la obtención de hidrógeno por reprocesamiento de relaves mineros	86
5.3	Estimar los costos de producción de hidrógeno a partir de los relaves mineros.....	90
5.3.1	Balance de materia y energía.....	90
5.3.1.1	Balance de materia.....	90
5.3.1.2	Balance de energía.....	95
5.3.2	Dimensionamiento del sistema fotovoltaico	106
5.3.2.1	Dimensionamientos inversores eléctricos.....	107
5.3.2.2	Dimensionamiento paneles fotovoltaicos.....	109
5.3.2.3	Selección de baterías de respaldo	111
5.4	Estimación de reducción huella de carbono.....	112
5.5	Estimar la prefactibilidad económica de producción de hidrógeno a partir de los relaves mineros.....	115
5.5.1	Estimación de las dimensiones de los principales equipos.....	115
5.5.1.1	Secador rotatorio.....	115
5.5.1.2	Intercambiador de calor relave agotado	118
5.5.1.3	Intercambiador de calor (condensador).....	120
5.5.1.4	Intercambiador de calor	122
5.5.1.5	Reactor.....	123
5.5.2	Costos de inversión (CAPEX).....	124
5.5.2.1	Estimación costo secador rotatorio e intercambiador de calor (relave agotado).....	124
5.5.2.2	Estimación costo intercambiadores de calor.....	125
5.5.2.3	Calefactor.....	127

5.5.2.4	Decantador	127
5.5.2.5	Reactor.....	128
5.5.2.6	Separador PSA	129
5.5.2.7	Costo total de los equipos considerados.....	130
5.5.3	Costos de operación (OPEX)	131
5.5.3.1	Consumo energético.....	131
5.5.3.2	Costo argón.....	133
5.5.3.3	Estimación de trabajadores y sueldos asociados	134
5.5.4	Estimación del costo de producción del hidrógeno	136
5.5.4.1	Simulación de dos escenarios de rendimiento Off-Grid.....	137
5.5.4.2	Sistema On-Grid.....	141
5.5.4.3	Sistema con compra de energía	141
5.5.4.4	Análisis de incidencia de costos en el precio estimado del hidrógeno	143
5.5.4.5	Otras alternativas para la reducción del costo del hidrógeno.....	144
6.	Conclusiones.....	147
7.	Bibliografía	149
	ANEXOS.....	166
ANEXO 1.	Factor de emisión	167
ANEXO 2.	Cálculo balance de masa del separador PSA	168
ANEXO 3.	Cálculo del requerimiento de relave	169
ANEXO 4.	Balance de masa equipo decantación y Secador relave.....	170
ANEXO 5.	Cálculo del requerimiento de agua.....	171
ANEXO 6.	Capacidades caloríficas.....	172
ANEXO 7.	Parámetros dimensionamiento	174
ANEXO 8.	Parámetros intercambiador de calor.....	175

ANEXO 9.	Fichas técnicas equipos sistema fotovoltaico.....	177
ANEXO 10.	Datos estimación de costos	180
ANEXO 11.	Datos técnicos calefactor.....	181
ANEXO 12.	Datos técnicos decantador	182
ANEXO 13.	Datos técnicos separador PSa.....	183
ANEXO 14.	Propiedades del aire a 1 atm	184
ANEXO 15.	Requerimiento de aire extra en calefactor.....	185
ANEXO 16.	Flujo de caja sistema off-grid.....	186
ANEXO 17.	Flujo de caja sistema on-grid	188
ANEXO 18.	Flujo de caja con energía externalizada.....	190
ANEXO 19.	Cálculo relación hidrógeno/relave.....	192
ANEXO 20.	Cálculo balance de energía del reactor	194

ÍNDICE DE TABLAS

Tabla 1.1: Comparación de combustibles según su contenido energético (adaptado de Olabi et al.,2021)	9
Tabla 1.2: Propiedades físicas del Hidrógeno (Rivera, 2016).....	10
Tabla 3.1: Ciclos termoquímicos asociados a los relaves.	29
Tabla 3.2: Volumen de hidrógeno y conversiones obtenidas en distintos experimentos (Charvin et al., 2006).	30
Tabla 3.3: Composición promedio de relaves óxidos metálicos (elaborada a partir de datos disponibles en SERNAGEOMIN).....	34
Tabla 3.4: Clasificación de tipos de energía solar térmica (Richter et al., 2009).	36
Tabla 3.5: Potenciales aplicaciones en la minería (H ₂ Chile, 2021).....	40
Tabla 5.1: Recopilación de metales potenciadores para la producción de hidrógeno (Budama et al., 2023)	65
Tabla 5.2: Condiciones de operación para la etapa de hidrólisis en ciclos basados en hierro.	70
Tabla 5.3: Condiciones de operación para la etapa de hidrólisis en ciclos basados en cinc.....	75
Tabla 5.4: Requerimiento de agua por mol de metal en reacción de hidrólisis.	82
Tabla 5.5: Resultados del balance de masa al separador PSA.	91
Tabla 5.6: Resultados del balance de masa con reacción, en términos del requerimiento de masa de relave seco y del agotado producido.	92
Tabla 5.7: Balance de masa en el filtro por decantación.	92
Tabla 5.8: Balance de masa en el secador de relave.....	93
Tabla 5.9: Estimación del requerimiento de agua en condiciones estequiométricas y con exceso.	93
Tabla 5.10: Flujo másico de agua en corrientes del proceso.	94
Tabla 5.11: Balance de masa en el reactor.	94
Tabla 5.12: Flujos másicos de los componentes en el intercambiador de calor y condensador.	94
Tabla 5.13: Parámetros del intercambiador de calor (gas-gas)	96

Tabla 5.14: Temperaturas de corrientes del intercambiador gas-gas	96
Tabla 5.15: Parámetros del condensador	98
Tabla 5.16: Temperaturas de corrientes del condensador	99
Tabla 5.17: Parámetros para el intercambiador relave agotado	100
Tabla 5.18: Temperaturas de corrientes del intercambiador relave agotado	100
Tabla 5.19: Parámetros para el secador	101
Tabla 5.20: Temperaturas de corrientes del secador	102
Tabla 5.21: Parámetros para el reactor	104
Tabla 5.22: Temperaturas de corrientes del reactor	104
Tabla 5.23: Características técnicas inversor	108
Tabla 5.24: Características mecánicas del panel solar (Ficha técnica JKM 330-PP)	110
Tabla 5.25: Dimensiones de operación secador rotatorio	116
Tabla 5.26: Dimensiones de operación intercambiador de calor (relave agotado)	119
Tabla 5.27: Temperaturas de operación del fluido caliente y frío en intercambiador de calor (L-L)	121
Tabla 5.28: Temperaturas de operación en intercambiador de calor (g-g)	122
Tabla 5.29: Parámetros técnicos secador rotatorio	124
Tabla 5.30: Índice de Costos de Plantas de Ingeniería Química (actualizado de Maxwell, 2025)	126
Tabla 5.31: Datos utilizados para la estimación del costo del decantador mediante escalamiento de capacidad	128
Tabla 5.32: Datos utilizados para la estimación del costo del reactor mediante escalamiento de capacidad	129
Tabla 5.33: Resumen de los costos de inversión preliminares del sistema propuesto	131
Tabla 5.34: Costos estimados de los principales componentes del sistema fotovoltaico (escenario off-grid)	132
Tabla 5.35: Comparativa de dimensionamiento y costos de equipos en escenario 1	138
Tabla 5.36: Comparativa de dimensionamiento y costos de equipos en escenario 2	139

Tabla 5.37: Precio del hidrógeno en función del rendimiento de reacción	140
Tabla 5.38: Precio estimado del hidrógeno con sistema On-Grid	141
Tabla 5.39: Precio estimado del hidrógeno con energía externalizada	143
Tabla 7.1: Factor de emisión del diésel según gas de efecto invernadero (adaptado de IPCC, 2006)	167
Tabla 7.2: Principales metales presentes en el relave de la minera Doña Inés de Collahuasi	169
Tabla 7.3: Estimación del requerimiento de agua en condiciones estequiométricas y con exceso.	171
Tabla 7.4: Capacidades caloríficas consideradas en el balance de energía	173
Tabla 7.5: Capacidad calorífica de varios gases comunes en función de la temperatura (Cengel y Boles, 2015)	173
Tabla 7.6: Parámetros técnicos secador rotatorio	174
Tabla 7.7: Datos de tubos para condensadores e intercambiadores de calor	175
Tabla 7.8: Densidad del agua líquida entre 0°C y 100°C	176
Tabla 7.9: Exponentes típicos del coste del equipo en función de la capacidad (Peters et al., 2003)	180

ÍNDICE DE FIGURAS

Figura 1.1: Aumento en el uso de combustibles fósiles en el mundo (STATISTA, 2023).	2
Figura 1.2: Distribución anual de la matriz energética primaria en Tcal. (Ministerio de Energía, 2022).....	3
Figura 1.3: Consumo de combustibles fósiles por sector económico en el año 2020 (Ministerio de Energía, 2022)	4
Figura 1.4: Producción de hidrógeno a partir de fuentes renovables (adaptado de Fúnez y Reyes, 2019).	11
Figura 1.5: Proceso de producción de hidrógeno solar térmico (Pregger et al., 2009)	14
Figura 3.1: Diagrama electrólisis del agua (Jiménez, 2020)	20
Figura 3.2: Proceso de electrólisis con electrolizador PEM (Blackridge Research, 2023).....	20
Figura 3.3: Electrolizador alcalino (Kumar & Himabindu, 2019).	21
Figura 3.4: Esquema simplificado electrolizador SOEC (Paillao, 2022).	22
Figura 3.5: Ciclos Termoquímicos de Múltiples Etapas: Azufre-Yodo y Cerio (Torres, 2022)	24
Figura 3.6: Esquema general de un ciclo termoquímico basado en óxidos metálicos (Dufour, 2015).	25
Figura 3.7: Esquema general del ciclo termoquímico de dos etapas basado en ZnO/Zn (adaptado de Satter y Roeb, 2009).	31
Figura 3.8: Tipos de sistemas de energía solar térmica (Richter et al., 2009).	37
Figura 3.9: Estructura de camión CAEX con celda de Hidrógeno (H2 Chile, 2021)	41
Figura 3.10: Evaluación de costos de propiedad total (TCO) para camiones CAEX de 300 toneladas (H2 Chile, 2021).	42
Figura 3.11: Costo producción de hidrógeno según tipo de producción (García et al., 2020).	43
Figura 3.12: Tipos de emisiones (Green development, 2016)	46
Figura 3.13: Emisiones de GEI durante el ciclo de vida de un remolque de 40 toneladas en los escenarios de 2021 y 2030 (Review Energy, 2023).	47
Figura 5.1: Composición de equilibrio termodinámico del sistema FeO (Abanades, 2019)	67

Figura 5.2: Perfiles de producción de hidrógeno durante la hidrólisis de FeO (Charvin et al., 2007).	68
Figura 5.3: Diagrama de flujo del ciclo Zn/ZnO (Charvin et al.,2008)	71
Figura 5.4: Flujo de hidrógeno generado durante la reacción a distintas temperaturas (Vishnevetsky & Epstein, 2007).....	73
Figura 5.5: Distribución de concentraciones de cerio y estaño en relaves mineros.....	84
Figura 5.6: Distribución de concentraciones de cadmio y magnesio en relaves minero	84
Figura 5.7: Distribución de concentraciones de hierro y cinc en relaves mineros.....	84
Figura 5.8: Producción total de H ₂ por tipo de relave.....	86
Figura 5.9: Vista general del equipo producción de hidrógeno: A, Panel de control; B, Bomba peristáltica; C, Horno y reactor.	87
Figura 5.10: Vista del enfriador (D) de la corriente a la salida del reactor y del secador (E) para remover el agua, finalizando en el sensor de hidrógeno (F).	87
Figura 5.11: Vista controlador de flujo de argón (G).....	88
Figura 5.12: Diagrama de bloque del proceso propuesto, donde en rojo se indica la enumeración de las corrientes, en color azul las corrientes de energía (electricidad) y los círculos corresponden a los mezcladores.	89
Figura 5.13: Batería de Gel Ciclo Profundo (RBR Energy, s.f.).....	112
Figura 5.14: Coste de compra de intercambiadores de calor de cabeza flotante con tubos de 0,019 m de diámetro exterior x 0,025 m (-pulgadas de diámetro exterior x 1 pulgada) de paso cuadrado y 4,88 m (16 pies) de paquetes de acero al carbono construcción.	126
Figura 5.15: Requerimientos de mano de obra operativa en la industria de procesos químicos (Peters et al., 2003), donde el punto rojo corresponde a la capacidad de la planta de este trabajo.	135
Figura 5.16: Distribución relativa de los costos de inversión por tipo de equipo para el escenario de 30 % de rendimiento del sistema.	138
Figura 5.17: Distribución relativa de los costos de inversión por tipo de equipo para el escenario de 100 % de rendimiento del sistema.	140
Figura 5.18: Incidencia conjunta de CAPEX y OPEX en el costo del hidrógeno. El sistema FV corresponde a los paneles fotovoltaicos, inversores y baterías; otros equipos hacen referencia a intercambiadores,	

secadores, PSA, decantador y calefactor; y otros OPEX hace referencia a los costos asociados a la mano de obra y a la compra de argón.143

GLOSARIO

CAEX: Camiones de extracción minera

CAPEX: Capital Expenditure

Cp: Capacidad calorífica

CTC: Capacidad total de conversión

FE: Factor de Emisión

GEI: Gases efecto invernadero

HSP: Hora solar pico

IC: Intercambiador de calor

INE: Instituto Nacional de Estadísticas

INGEI: Inventario de Gases de Efecto Invernadero

OPEX: Operational Expenditure

PAM: Pasivos ambientales

PAC: Potencia en corriente alterna

PDC: Potencia en corriente continua

PSA: Pressure swing adsorption

Tcal: Tera calorías

TCO: Costos total de propiedad

1. INTRODUCCIÓN

Actualmente el planeta está en medio de una crisis climática como consecuencia del cambio climático, que ha sido provocado por las emisiones de gases efecto invernadero (GEI) provenientes de los diferentes sectores productivos, debido a la sobreexplotación de recursos naturales.

El cambio climático se refiere a los cambios en la temperatura y en los patrones climáticos, producidos directa o indirectamente por la actividad humana, alterando la composición atmosférica y provocando un calentamiento acelerado de la tierra (Naciones Unidas, 1992). Los gases de efecto invernadero, como el dióxido de carbono (CO_2), metano (CH_4), óxido nitroso (N_2O), entre otros, son componentes gaseosos que se encuentran en la atmósfera, de origen tanto natural como antropogénico, que absorben y retienen gran parte de la radiación infrarroja que es emitida por la superficie de la tierra, dando como resultado el aumento de la temperatura global, olas de calor, erosión, entre otros impactos que cada vez se vuelven más peligrosos en la naturaleza y para las personas (Gerarda, 2012).

1.1 RECURSO ENERGÉTICO

Una de las principales causas del cambio climático son las actividades de quema de combustibles fósiles, como el petróleo, gas natural y carbón, para la generación de energía. Durante la combustión, el carbono y el hidrógeno de los combustibles fósiles se convierten en dióxido de carbono (CO_2) y en agua (H_2O), liberando la energía química del combustible en forma de calor. Este calor se utiliza directamente para producir energía mecánica, aunque presenta pérdidas por conversión que varían entre un 30% y un 75%, dependiendo de la tecnología empleada. La energía mecánica generada se destina, principalmente, a la producción de electricidad o al funcionamiento de sistemas de transporte. La Figura 1.1 muestra cómo ha ido en aumento el uso de combustibles fósiles desde 1965 al 2020, con una disminución en el año 2020 debido a la reducción de la demanda durante la pandemia de coronavirus (STATISTA, 2023).

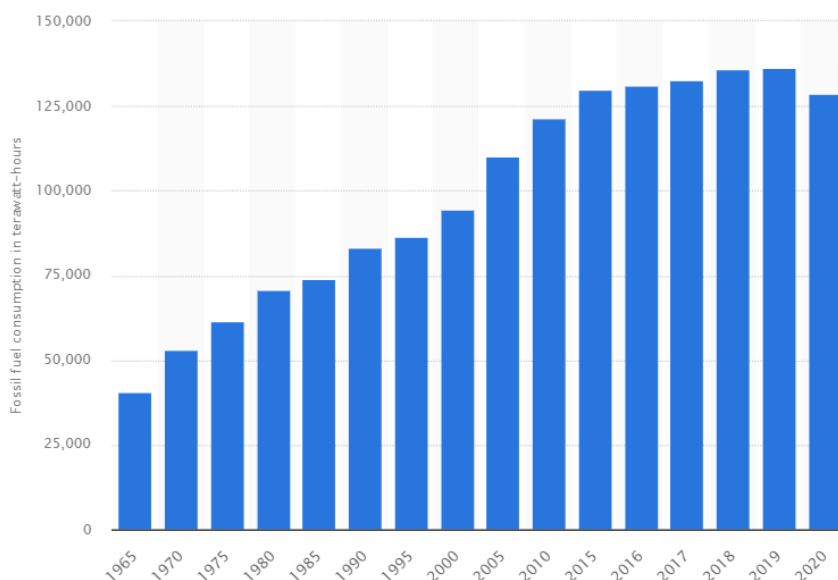


Figura 1.1: Aumento en el uso de combustibles fósiles en el mundo (STATISTA, 2023).

La energía primaria constituye el punto de partida del sistema energético, al representar los recursos obtenidos directamente de la naturaleza antes de ser sometidos a procesos de transformación. Estos recursos, esenciales para configurar la matriz energética, incluyen tanto fuentes convencionales como renovables, tales como la solar, eólica, hidráulica y geotérmica, cuya participación refleja la transición hacia un sistema más sustentable.

La forma en que estos recursos contribuyen al suministro energético se organiza en la matriz energética primaria, un instrumento clave que describe la participación relativa de cada fuente en el total de energía disponible. Esta matriz no solo permite analizar la dependencia de combustibles fósiles y la incorporación de fuentes renovables, sino que también facilita la planificación de políticas públicas, el monitoreo de la seguridad energética y la evaluación del progreso hacia una transición energética más sostenible. Su análisis resulta esencial para diseñar estrategias que optimicen el uso de los recursos naturales, impulsen la descarbonización y fomenten el desarrollo económico de manera sostenible.

La participación de cada energético muestra cómo se comporta la demanda por energía primaria en un periodo determinado. La Figura 1.2 muestra la tendencia de cómo ha ido evolucionando la oferta primaria según el consumo energético en Chile. En el año 2020 los combustibles fósiles concentran la mayor parte de la oferta, donde el petróleo crudo representa un 24%, el gas natural 8% y el carbón 6%. De acuerdo con

la Figura 1.1, el año 2020 tuvo una disminución debido a la pandemia y a la reducción en la demanda en el sector transporte (Ministerio de Energía, 2022).

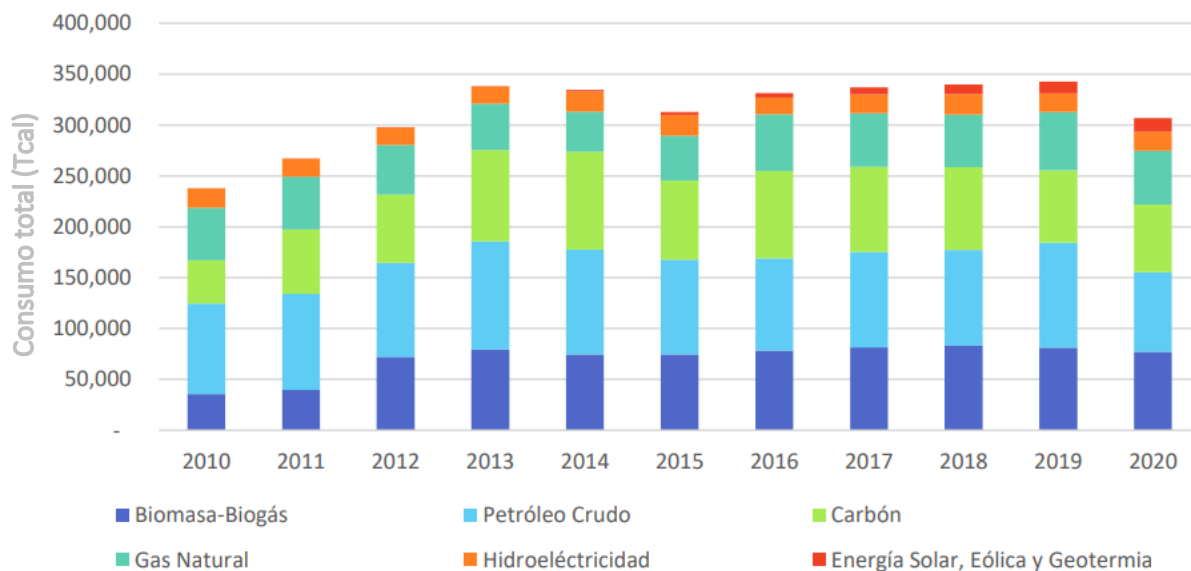


Figura 1.2: Distribución anual de la matriz energética primaria en Tcal. (Ministerio de Energía, 2022)

La distribución del consumo de combustibles fósiles varía significativamente entre los distintos sectores económicos, reflejando el impacto de cada uno en la matriz energética y las emisiones asociadas. En el año 2020, el sector transporte destacó como el principal consumidor, con un 59% del total, seguido por los sectores minero e industrial, que representaron un 15% y un 13%, respectivamente. Otros sectores, como el residencial, el comercial-público y el energético, tuvieron una participación menor pero igualmente relevante (Ministerio de Energía, 2022). La Figura 1.3 muestra esta distribución, evidenciando la predominancia del transporte en el consumo y subrayando la importancia de avanzar hacia fuentes energéticas más limpias para reducir la dependencia de los combustibles fósiles.

El sector minero requiere una gran cantidad de recursos energéticos debido a la magnitud y complejidad de sus operaciones, especialmente en minas a cielo abierto y subterráneas. Dentro de este sector, el uso intensivo de camiones de extracción de alto tonelaje es una de las principales fuentes de consumo de combustibles fósiles. También existen emisiones relacionadas a la generación de electricidad que se consume en la actividad minera (emisiones indirectas). Las emisiones asociadas a esta actividad, dependiendo de cada faena, pueden alcanzar los 17 millones de toneladas anuales. Este alto consumo

energético posiciona a la minería como un sector estratégico para la implementación de soluciones que busquen reducir las emisiones y optimizar el uso de recursos energéticos (Ministerio de energía, 2024).

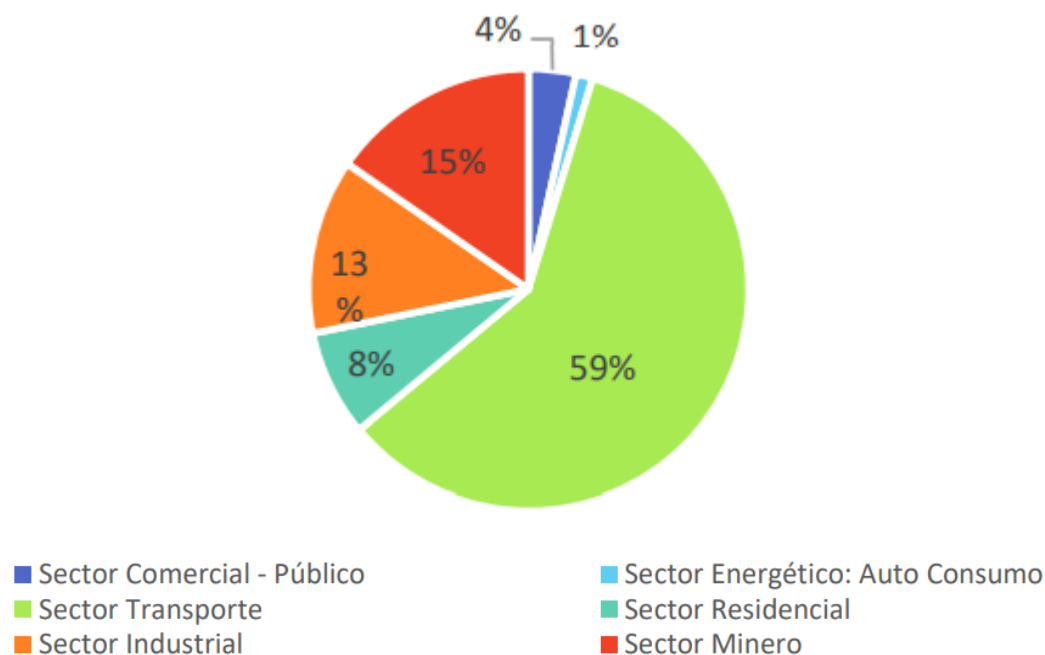


Figura 1.3: Consumo de combustibles fósiles por sector económico en el año 2020 (Ministerio de Energía, 2022)

1.2 MINERÍA

Para poner en contexto la relevancia de la minería en Chile, durante el año 2022 se estimó que el país produjo 5,6 millones de toneladas métricas de cobre, duplicando las de Perú, que ocupó el segundo lugar, y triplicando las de China, que ocupó el tercer lugar. Sin embargo, no es posible dissociar este alto nivel de producción de minerales estratégicos de los impactos socioambientales que genera esta actividad, incluido el crecimiento y aglomeración de depósitos de relaves (Campos et al, 2023).

Los relaves mineros son los residuos generados durante el procesamiento de minerales en las plantas de concentración, donde el mineral extraído se somete a etapas de molienda y flotación para separar los elementos de valor económico. Estos desechos están compuestos principalmente por partículas finas y suelen contener trazas de metales y otras sustancias potencialmente contaminantes, representando un significativo pasivo ambiental (Martínez et al., 2020).

Estos pueden clasificarse en diversos tipos según su composición y método de disposición. Entre los principales se encuentran: los relaves espesados, que presentan una consistencia más densa debido a la eliminación de una parte significativa de agua mediante procesos de sedimentación; los relaves en pasta, que mantienen una mayor retención de agua en comparación con los filtrados, pero menos que los espesados; y los relaves filtrados, que contienen menos del 20% de humedad gracias a su tratamiento por filtración, lo que permite su manejo como material sólido (UTEM, 2021).

Cada tipo de relave genera impactos ambientales distintos ya que depende de la composición de cada uno al contener una diversidad de metales, como cobre, molibdeno y cobalto. Por ejemplo, los relaves con altos contenidos de sulfuros tienen un mayor potencial para generar drenaje ácido, contaminando cuerpos de agua y suelos. Asimismo, los depósitos de relaves secos pueden contribuir a la dispersión de partículas de polvo, afectando la calidad del aire y la salud de las comunidades cercanas. Por esta razón, una gestión adecuada de los relaves resulta fundamental para mitigar los riesgos ambientales y sociales asociados a la actividad minera (Ruiz, 2017).

El impacto ambiental de los relaves no es uniforme y está influenciado por factores como su composición química, el diseño de los depósitos y las condiciones de almacenamiento. Un manejo deficiente, ya sea por falta de monitoreo, infraestructura inadecuada o abandono, aumenta significativamente el riesgo de contaminación ambiental. Esto podría propiciar la liberación de metales pesados y otras sustancias tóxicas que afectan la calidad de los recursos hídricos, los suelos y la biodiversidad. Asimismo, los depósitos de relaves mal gestionados pueden representar una amenaza para la seguridad, dado el riesgo de fallas estructurales, como colapsos o derrames masivos, que no solo impactan el medio ambiente, sino también las comunidades cercanas. Estas situaciones subrayan la importancia de implementar estrategias de gestión sostenibles, como el reciclaje de relaves, la estabilización química y la adopción de normativas más estrictas para garantizar su manejo seguro (Menéndez y Muñoz, 2021).

La minería es una actividad productiva de alto impacto, tanto en el ámbito económico, como social y ambiental, capaz de generar recursos de valor económico que ayudan al financiamiento de la administración y obras de los países en donde se desarrolla. En el caso de Chile, la minería ha aportado, en promedio, cerca del 12% del PIB entre los años 2008 y 2017, mientras que, en el ámbito social, ha generado empleos y desarrollo social, aunque también conflictos por el potencial deterioro del medio ambiente donde se desempeña. La extracción de recursos mineros trae consigo una serie de consecuencias negativas para el medio ambiente: tiene un alto consumo de agua, genera emisiones al aire y genera gran cantidad de residuos potencialmente dañinos para la salud humana (COCHILCO, 2019).

Para algunas regiones de Chile, la minería es la principal actividad económica, destacándose que la mayor parte de esta se encuentra en el desierto de Atacama en el norte de Chile (Araya et al., 2020).

Los depósitos de relaves en operación son instalaciones dinámicas (ya que crecen en extensión, volumen y altura a lo largo del tiempo), remanentes (ya que permanecen en el lugar tras el término de la actividad) y, además, expuestos continuamente a diversas situaciones operacionales y/o naturales que pueden llegar a comprometer su estabilidad (Fundación Chile, 2018).

Por otro lado, el abandono de estos se ha convertido en un pasivo ambiental, generando preocupación entre las comunidades locales, la sociedad civil y el Estado (Campos et al., 2023). Los pasivos ambientales mineros (PAM) se definen como faenas mineras abandonadas o paralizadas que constituyen un riesgo significativo para la vida, la salud de las personas y el medioambiente (Torres, 2020).

El mismo autor del estudio (Torres, 2020) afirma que la minería introduce externalidades negativas, debido a los pasivos mineros que se acumulan principalmente en la zona centro-norte del país. Dentro de los agentes contaminantes se cuentan los metales pesados, el polvo fugitivo y la percolación de soluciones ácidas que afectan la salud de las personas y los recursos naturales como agua, vegetación y suelos agrícolas.

Según cálculos del SERNAGEOMIN, en Chile se depositan cerca de 537 millones de toneladas anuales de relaves, con base en información entregada por las empresas mineras que registran la operación de los depósitos activos. Se espera que esta cifra aumente en más de un 55 %, alcanzando los 915 millones de toneladas para el año 2026 (Fundación Chile, s.f.). La Comisión Chilena del Cobre, en 2022, señaló que se proyecta un incremento a 1.000 millones de toneladas o más para la próxima década. Actualmente, el país cuenta con una capacidad de almacenamiento de 26.289 millones de toneladas en los depósitos de relaves.

El Catastro de depósitos de relaves en Chile contabiliza 764 tranques de relave en el año 2022, donde 110 corresponden a depósitos activos (14%), 473 a inactivos (62%), 173 abandonados (23%) y 8 en construcción - revisión (1%) (SERNAGEOMIN, 2023).

Más del 80% de los depósitos de relaves se ubican en el norte del país, donde las condiciones climáticas son áridas y semiáridas y donde se localizan los principales yacimientos de IOCG (óxido de hierro, cobre y oro, por sus siglas en inglés Iron Oxide-Copper-Gold) (González et al., 2022).

En los últimos años ha crecido significativamente el interés por recuperar elementos de valor de los residuos mineros, tanto por su potencial comercial como por la necesidad de reducir el volumen de relaves almacenados, lo cual libera áreas de depósito que a menudo se encuentran cerca de comunidades. Estos

relaves, al estar constituidos por partículas finas que contienen trazas de metales y otros componentes, representan no solo un pasivo ambiental sino también una oportunidad de aprovechamiento económico (Herrera, 2022).

El reprocesamiento de relaves se ha posicionado como una estrategia clave, especialmente en la industria del cobre, donde el procesamiento de minerales sulfurados genera grandes volúmenes de residuos debido a la extracción intensiva y la mineralogía compleja de estos yacimientos. A diferencia de los minerales oxidados, que también producen relaves, aunque en menor cantidad, los residuos provenientes de los minerales sulfurados poseen características que incrementan su impacto ambiental, como una mayor propensión a la generación de drenaje ácido y a la movilización de metales pesados en el ambiente (Romero et al., 2008).

En este contexto, el uso de los relaves como catalizadores en la generación de hidrógeno surge como una innovación prometedora. Este enfoque no solo permite valorizar estos residuos, sino que también aporta una minería más sustentable y alineada con los principios de la economía circular. Al reutilizar los relacionados en aplicaciones tecnológicas, se minimizan los efectos negativos de su disposición y se promueve una gestión ambientalmente responsable de los recursos mineros (Suárez, 2021).

1.3 DESCARBONIZACIÓN EN LA MINERÍA CHILENA

Siendo la minería el sector productivo más importante del país, este juega un rol preponderante en la llamada Transición Energética, es decir, cambiar de una matriz energética basada en combustibles fósiles a uno de bajas emisiones utilizando fuentes renovables.

Según la Comisión Chilena del Cobre, del Ministerio de Minería, en primer lugar es un sector proveedor de minerales que permitirá la transición una matriz energética reducida en emisiones de Gases de Efecto Invernadero (GEI) a nivel global. Se proyecta que minerales como cobre, litio, cobalto y el grafito aumentarán su demanda dado que las tecnologías de generación renovable, baterías y autos eléctricos, entre otros, requieren de una mayor cantidad de estos en su fabricación. Su provisión se transforma en una estrategia, no solo para aquellos estados y corporaciones que producen las tecnologías de la transición, sino también a los productores de materias primas. En segundo lugar, el sector debe seguir implementando medidas tendientes a la producción limpia, o la llamada minería verde, lo que requiere de su constante adaptación a estándares de sustentabilidad que plantea el siglo XXI. Por ejemplo, a través de mayor demanda de electricidad de fuentes renovables, adopción de nuevas tecnologías que permitan la reducción de emisiones GEI en sus procesos de manera directa, y el eficiente uso del recurso hídrico. Esto la posiciona como un sector de alto potencial para liderar y acelerar el proceso de transición energética en el país (Comisión Chilena de Cobre, 2022).

En la industria minera el consumo de combustible es el principal factor que contribuye a los costos de transporte en las explotaciones mineras a cielo abierto y subterráneas. Según el Consejo Internacional de Minería y Metales (ICMM), los costos del combustible pueden representar hasta el 32% del total de la energía consumida en las minas. Esto significa que, para una gran explotación minera, el costo se produce debido al uso intensivo de equipos pesados, como camiones, excavadoras y tractores, que consumen una gran cantidad de combustible porque requieren el movimiento de grandes volúmenes de materiales, como minerales y roca estéril (Gunawan & Monaghan, 2022).

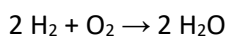
Así, el consumo intensivo de combustibles motiva la búsqueda de alternativas energéticas renovables que estén en sintonía con la reducción del impacto ambiental resultante del uso de combustibles derivados del petróleo. Entre las posibilidades para el uso de energías renovables se encuentra el Hidrógeno Verde, el cual se define en la Estrategia Nacional de Hidrógeno Verde como un energético esencial para la descarbonización, especialmente relevante para alcanzar cero emisiones netas hacia 2050.

Este tipo de hidrógeno se produce utilizando fuentes de energía renovables, como la solar y la eólica, donde el proceso de generación evita las emisiones de carbono, ofreciendo un combustible limpio que puede suplir una parte significativa de la demanda de energía, mitigando hasta un 45% de las emisiones de CO₂ globales proyectadas para el futuro (Ministerio de Energía, 2020).

1.4 CARACTERÍSTICAS Y PROPIEDADES DEL HIDRÓGENO

El hidrógeno es el elemento químico número 1 en la tabla periódica, representado con la letra “H”. Con una masa atómica de 1,00797, siendo el más ligero de ellos. Generalmente se representa en su forma molecular, formando un gas diatómico H₂ en condiciones estándares para gases, es decir, una temperatura de 273,15 K o 0 °C y una presión de 100 (kPa), 1 (bar) o 0,98692327 atm (Department of Energy, 2001).

Este gas es altamente inflamable, teniendo sus límites del rango de inflamabilidad entre un 4 a un 75% de volumen porcentual de hidrógeno presente en aire a 1 atm, la entalpía de combustión de hidrógeno es de -285,8 kJ/mol y se quemara en función de la siguiente ecuación balanceada (Carcassi & Fineschi, 2005).



El gran interés por el hidrógeno surge debido a que es un excelente combustible ya que proporciona más energía por unidad de masa que ningún otro combustible, como se aprecia en la Tabla 1.1 cuya combustión, además es libre de carbono, liberando solo agua como producto de la reacción. Se debe considerar que el hidrógeno no solo es el compuesto más abundante en el universo, también es el elemento más ligero y simple de la tabla periódica, sin embargo, se encuentra mayoritariamente en la naturaleza formando compuestos como, por ejemplo, el agua (H₂O), por lo que su utilización en estado

molecular (H_2) requiere de procesos que permitan la separación de los compuestos que lo poseen (Tang et al., 2023).

Tabla 1.1: Comparación de combustibles según su contenido energético (adaptado de Olabi et al., 2021)

Combustible	Contenido energético [MJ/kg]	
	Poder calorífico inferior (LHV)	Poder calorífico superior (HHV)
Hidrógeno gaseoso	120,04	141,77
Gas natural	47,13	52,21
Gasolina convencional	43,44	46,52
Diesel convencional	42,6	46,52
Carbón	22,73	23,09
Etanol	26,95	29,84
Metanol	20,09	22,88

La Estrategia Nacional de Hidrógeno Verde, del Ministerio de Energía, plantea el potencial energético renovable que tiene Chile bajo lo cual se advierte una oportunidad de proyección del mercado local de hidrógeno verde y sus derivados, desplazando en un futuro a los combustibles fósiles, siendo así un vector energético que posee propiedades deseadas para transitar hacia una economía no dependiente de combustibles fósiles. Comparando sus propiedades con la de los combustibles convencionales se puede apreciar su alto poder calorífico, nula toxicidad y alta densidad másica, entre otras características como se presenta en la Tabla 1.2.

1.5 PRODUCCIÓN DE HIDRÓGENO

La importancia del hidrógeno hoy recae en que este posee el potencial para descarbonizar sectores de la economía que son difíciles de electrificar, lo que implica generar el desarrollo tecnológico competitivo en nuevas aplicaciones. De acuerdo con proyecciones de la agencia IRENA (2021), debido a nuevas aplicaciones de uso del hidrógeno como en la aviación, en el sector eléctrico (como medio de almacenaje de energía) y en el transporte, se espera que el mercado crezca más de seis veces el año 2050 en relación a 2021, alcanzando aproximadamente un consumo de 650 millones de toneladas de hidrógeno al año.

La energía que se usa para la obtención de H_2 puede proceder de diferentes fuentes alternativas que cubran las necesidades energéticas bajo principios de sustentabilidad y sostenibilidad. Históricamente se han utilizado combustibles fósiles en la producción de este recurso, con procesos que emiten gases de

efecto invernadero, sin embargo, en los últimos años se ha buscado que su producción se base en el uso de fuentes renovables, con lo cual adquiere el nombre de hidrógeno verde.

Tabla 1.2: Propiedades físicas del Hidrógeno (Rivera, 2016).

	Hidrógeno	Gasolina	Metano
Poder calorífico inferior (kJ/g)	120	43	50
Densidad gas (kg/Nm ³)	0,090	-	0,717
Densidad energética gas (MJ/Nm ³)	10,8	-	35,8
Densidad líquida (kg/L)	0,071	0,733	-
Densidad energética liq. (MJ/L)	10,8	31,5	-
Límites de inflamabilidad (%)	4,0-75	1,0 - 7,6	5,3 - 15,0
Límites de detonación (%)	18,3 - 59	1,1 - 3,3	6,3 - 13,5
Mínima energía de activación (mJ)	0,02	0,24	0,29
Temp. de comb. espontánea (K)	858	501 - 744	813
Emisiones (mg CO ₂ /kJ)	0	-80	55
Visibilidad de la llama	no	si	si
Toxicidad (combustible/emisiones)	no/no	sí/si	sí/si

El concepto de hidrógeno hace referencia al proceso de producción de gas hidrógeno mediante diferentes métodos, utilizando en cada uno de ellos una fuente de energía renovable o no renovable. Sin embargo la utilización de una fuente renovable se considera una opción más sostenible y respetuosa con el medio ambiente, ya que no emite gases de efecto invernadero durante su producción y uso. La Figura 1.4 visualiza las diferentes rutas de producción de hidrógeno en donde la mayoría de los proyectos de producción de hidrógeno requiere, como parte del proceso, de agua como materia prima.

Aprovechando el avance científico y la investigación en la tecnología de producción de combustibles limpios, el mayor acceso a capital, interés de gobiernos y compañías en acelerar el proceso de descarbonización, Chile tiene una especial oportunidad de avanzar en la instalación de capacidad de producción y transformarse en uno de los primeros países exportadores de hidrógeno verde a nivel mundial. Para lo cual es necesario seguir avanzando en una mayor instalación de generación eléctrica en base a fuentes renovables.

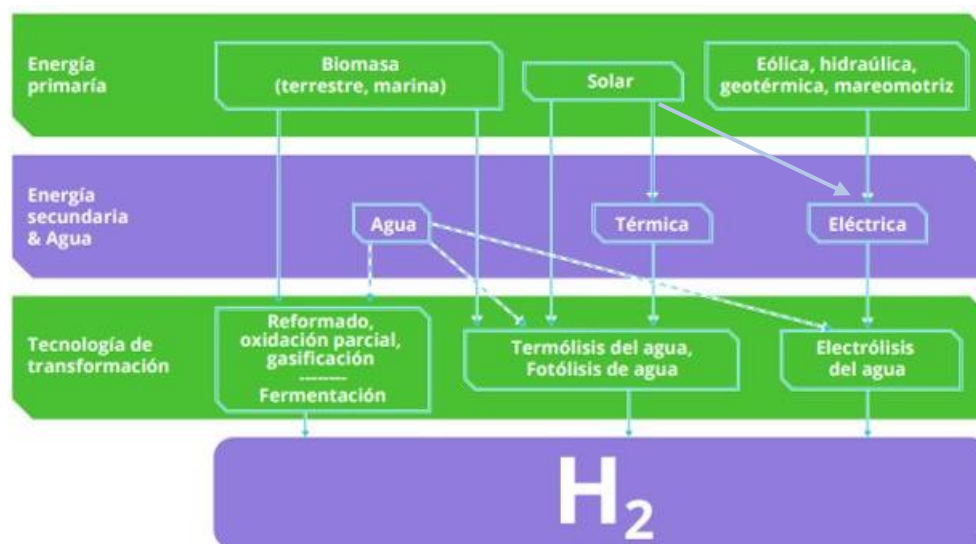


Figura 1.4: Producción de hidrógeno a partir de fuentes renovables (adaptado de Fúnez y Reyes, 2019).

El hidrógeno acumulado puede utilizarse de diferentes maneras, ya que su uso es bastante amplio; incluso transportarlo a otros lugares dentro del país y también exportar a países con demandas importantes de energías renovables. Los principales métodos de producción se pueden clasificar en (Zainal et al., 2024):

- Termoquímicos: Utilizan calor y reacciones químicas para obtener el hidrógeno de combustibles convencionales o biomasa.
- Biológicos: Basados en microorganismos que pueden generar hidrógeno mediante procesos biológicos.
- Electrolíticos: Buscan disociar el agua (H_2O) en hidrógeno (H_2) y oxígeno (O_2) usando electricidad.
- Otros procesos: Incluyen la descomposición foto catalítica y biológica del agua.

Los procesos de producción de hidrógeno a partir de fuentes renovables aún deben hacer frente a varios retos para poder integrarse en el panorama energético actual:

- Implementación de un sistema de producción con bajo costo. Este reto implica que el costo del hidrógeno, que para el año 2015 era de 6\$ por kilogramo, se reduzca para 2-3\$ para el 2025 (Kromer, 2011).
- Versatilidad y eficiencia elevadas. Los procesos de producción deben ser fácilmente escalables y modulares, permitiendo la perfecta combinación de energía primaria e hidrógeno (Ministerio para la Transición Ecológica y el Reto Demográfico, 2020).

- Necesidad de procesos dinámicos y flexibles que se adapten a las necesidades energéticas según la época del año y los puntos de mayor demanda durante el día, lo que supone un esfuerzo elevado en sistemas de almacenamiento eficientes (IRENA, 2018).
- Implantación de sistemas de captura y secuestro de dióxido de carbono para los procesos de producción basados en los combustibles fósiles. Además, se hace necesario un sistema de distribución y almacenamiento (Abbasi, 2011).

En este ámbito, el empleo de energía solar podría satisfacer estas necesidades, ya que el recurso energético primario procede directamente de una fuente renovable e inagotable. Además de su disponibilidad global, la energía solar destaca por ser una alternativa sostenible que no genera emisiones directas de gases de efecto invernadero durante su uso, contribuyendo así a mitigar el impacto ambiental de los procesos industriales.

Los procesos que permiten el aprovechamiento de esta energía se agrupan en tres categorías principales: fotoquímicos, electroquímicos y termoquímicos, cada uno con aplicaciones específicas dependiendo de la materia prima y las condiciones de operación requeridas. En particular, los procesos termoquímicos, que constituyen el enfoque principal de este trabajo, presentan ventajas significativas, como la posibilidad de aprovechar temperaturas elevadas para llevar a cabo reacciones químicas altamente eficientes. Estas características los posicionan como una solución prometedora para la producción de hidrógeno en gran escala, especialmente en regiones con alta irradiación solar, como el norte de Chile, donde las condiciones climáticas son ideales para instalar plantas de concentración solar que alimenten estos procesos

1.5.1 Procesos termoquímicos

En los últimos años se han desarrollado diversos estudios sobre la producción de hidrógeno mediante procesos termoquímicos, los cuales se presentan como una alternativa prometedora para avanzar hacia sistemas energéticos sostenibles. Estos procesos emplean altas temperaturas utilizando la energía solar para inducir reacciones químicas eficientes, destacando el uso de óxidos redox en estado sólido como ferritas de níquel (Goikoetxea et al., 2019), perovskitas de manganita (Haeussler et al., 2022), compuestos no estequiométricos basados en ceria (Wang et al., 2022) y ciclo hierro-cloro (Canavesio et al., 2015). Esto permite reducir significativamente las emisiones de carbono, haciendo de esta tecnología una opción respetuosa con el medio ambiente. Además, un estudio realizado por Harikrishna *et al.* (2023) ha explorado el aprovechamiento de desechos metálicos industriales como materia prima para la división térmica del agua, favoreciendo una producción de hidrógeno con mínima huella de carbono.

La temperatura requerida para llevar a cabo el proceso de forma efectiva es considerablemente alta. A presión atmosférica, se estima que la energía libre de Gibbs (G°) alcanza un valor cercano a cero a 4300 K.

El análisis termodinámico sugiere que, a 1 bar y 2500 K, sólo el 2,69% del agua se disocia realmente para producir hidrógeno, que aumenta al 25% a 0,05 bar y 2500 K. Por tanto, desde una perspectiva termodinámica, se prefieren condiciones de alta temperatura y baja presión para un mayor rendimiento de hidrógeno (Yadav & Banerjee, 2016a).

Para alcanzar la temperatura requerida se necesita una fuente de calor de alta potencia, esto establece una línea base tanto para seleccionar materiales que puedan trabajar a estas temperaturas como para que puedan resistir la fatiga generada por las variaciones de esta. Otro factor importante es que la reacción de termólisis directa es termodinámicamente reversible, haciendo que el hidrógeno y oxígeno se volviesen a recombinar, liberando altos niveles de energía pudiendo causar una explosión. Para evitar la recombinación y sus consecuencias no deseadas, se utilizan métodos para acelerar la separación de ambas moléculas a través de disminuir rápidamente la temperatura de los gases para estabilizarlos.

1.5.2 Ciclos termoquímicos

Los ciclos termoquímicos incluyen varias interacciones químicas en las que el hidrógeno solo proviene de fuentes netas de agua mientras que otros materiales se reciclan continuamente. Los dos problemas críticos de la termólisis solar se abordan mediante ciclos termoquímicos, como el requisito de una disociación a alta temperatura y la separación de una mezcla explosiva de hidrógeno y oxígeno. Los ciclos termoquímicos solares necesitan una temperatura relativamente más baja que la de la termólisis solar. Los elementos O_2 y H_2 se generan en etapas separadas en ciclos termoquímicos, eliminando la necesidad de separación de productos (Shahabuddin et al., 2021).

El proceso está basado en óxidos metálicos en donde se consideran como una vía prometedora para la producción sostenible de hidrógeno mediante la división química del agua en hidrógeno y oxígeno utilizando el calor térmico de reactores de alta temperatura o plantas solares concentradas desde un punto de vista a gran escala.

El material redox puede ser un metal multivalente (por ejemplo, Fe_3O_4/FeO , CeO_2/Ce_2O_3), un par óxido metálico-metal (ZnO/Zn) o un óxido metálico con oxígeno no estequiométrico. Es en esta parte del proceso donde se utiliza el relave como un óxido metálico, ya que los componentes de la muestra de relave a utilizar asimilan los compuestos necesarios para hacer reaccionar el proceso, como se puede observar en la Figura 1.5, donde se utiliza un ciclo de pares redox a base de óxido de hierro, que al inicio del proceso el óxido metálico está presente en forma reducida. Al añadir vapor de agua a 800 °C, se extrae el oxígeno de las moléculas de agua y se libera hidrógeno. Cuando el sistema de óxido metálico está saturado, es decir, completamente oxidado, se calienta para su regeneración entre 1100 °C y 1200 °C, además el reactor requiere del uso de un gas de arrastre para remover los gases productos y evitar que estos

reaccionen entre ellos. La etapa de alta temperatura, por lo tanto, termodinámicamente limitante, es la reducción de la forma oxidada del material redox, mientras que la etapa de división del agua tiene lugar a temperaturas más bajas (Pregger *et al.*, 2009).

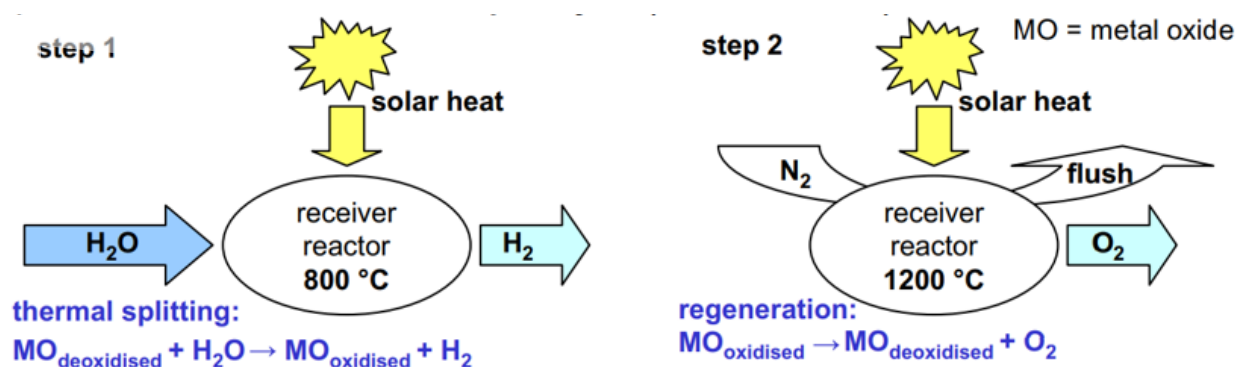


Figura 1.5: Proceso de producción de hidrógeno solar térmico (Pregger *et al.*, 2009)

Teniendo en cuenta que la producción de H₂ depende de las configuraciones experimentales y de las condiciones de reacción, resulta fundamental garantizar la seguridad en el manejo del hidrógeno, dado que constituye uno de los requisitos previos esenciales para su aplicación y comercialización a gran escala, aspecto que ha generado un creciente interés a nivel mundial. Al ser un gas inflamable incoloro, inodoro e insípido, el hidrógeno no puede ser detectado por los sentidos humanos y, por lo tanto, se requieren otros medios para detectar su presencia y cuantificar la concentración.

Actualmente, existen numerosos sensores de seguridad de hidrógeno disponibles comercialmente. Se siguen desarrollando nuevas tecnologías de sensores de hidrógeno y se puede esperar que se comercialicen con éxito. Sin embargo, los usuarios finales tienen una amplia gama de opciones de sensores y la selección final de una tecnología de sensor adecuada puede resultar complicada. Se espera que los ingenieros de las instalaciones y otros usuarios finales seleccionen la tecnología de sensores óptima. Las decisiones informadas requieren una comprensión de las especificaciones generales de rendimiento analítico que se pueden esperar de tecnologías de sensores específicas (Buttner *et al.*, 2011).

1.6 PROBLEMA

La cantidad de energías obtenida de fuentes renovables se están incrementando de forma exponencial a nivel mundial debido, fundamentalmente, a la necesidad de reducir las emisiones de gases de efecto invernadero. Es por esto por lo que se plantea al hidrógeno como una nueva alternativa a los combustibles tradicionales gracias a la característica de nula emisión de gases de efecto invernadero al ser utilizado. Sin embargo, los métodos convencionales de producción de hidrógeno utilizan alrededor del 2% de la energía mundial y siguen utilizando combustibles fósiles como fuente primaria.

Por otro lado, como se vio en el capítulo 1.4.1, existen diversos estudios sobre la producción de hidrógeno a través de la división térmica del agua (*thermal water splitting*) impulsado por energía solar y agua, donde se utilizan óxidos metálicos puros para la reacción química, los cuales muestran un atractivo potencial para la producción de H₂ debido a su alta eficiencia. En este sentido, los relaves mineros, que contienen una variedad de metales, podrían representar una alternativa interesante, ya que su aprovechamiento como catalizadores en este proceso no solo contribuiría a la producción de hidrógeno, sino que también permitiría dar un nuevo uso a estos desechos.

En este contexto, en Chile se depositan cerca de 537 millones de toneladas anuales de relaves, por lo que la adecuada utilización y gestión de este residuo resulta fundamental para evitar daños en los ecosistemas al simplemente descartarlo convirtiéndose en un pasivo ambiental. Por lo que asignarle una nueva utilidad a los relaves al ser aprovechados por su contenido de metales como reactivo para la división del agua para la producción de hidrógeno puede ser una opción llamativa para contribuir tanto a la mitigación del impacto ambiental como la fomentación de una economía circular en el sector minero. Este enfoque transforma los relaves en un recurso estratégico, alineándose con los principios de sostenibilidad y fomentando la innovación en la transición hacia tecnologías más respetuosas con el medioambiente.

Sin embargo, pese al alto potencial de valorización que presentan los relaves, se desconocen estudios que evalúen de forma integrada su aprovechamiento para la generación de hidrógeno verde mediante procesos termoquímicos, o análisis que determinen la factibilidad técnica y energética de su implementación a escala industrial. Esta falta de información limita la capacidad de cuantificar los beneficios ambientales y económicos que tendría incorporar esta tecnología en el sector minero. Dados estos antecedentes, se plantea el análisis preliminar de la factibilidad de implementar un sistema de *thermal water splitting* utilizando energía solar y relaves mineros como una alternativa energética para ser utilizada en el sector minero y contribuir a la descarbonización.

2. OBJETIVOS

2.1 OBJETIVO GENERAL

Evaluar las principales etapas de un proceso de obtención de hidrógeno a partir del reprocesamiento de relaves mineros mediante la tecnología de “*thermal water splitting*”, con el fin de contribuir a la sostenibilidad de la minería.

2.2 OBJETIVOS ESPECÍFICOS

1. Establecer las condiciones de operación (temperatura y flujo de agua) de la producción de hidrógeno mediante “*thermal water splitting*”.
2. Analizar la producción de hidrógeno, mediante “*thermal water splitting*”, a partir de relave minero de diferentes orígenes.
3. Estimar la reducción de la huella de carbono, como un aspecto de impacto ambiental, por uso alternativo de hidrógeno en el transporte del mineral.
4. Estimar la prefactibilidad económica de producción de hidrógeno a partir de relaves mineros.

3. REVISIÓN BIBLIOGRÁFICA

3.1 TECNOLOGÍAS DE PRODUCCIÓN DE HIDRÓGENO

Dada la combustión libre de carbono presentada por la molécula de hidrógeno, este se alza como una pieza importante en los planes mundiales de descarbonización, pero dado que no se encuentra hidrógeno molecular abundante en la naturaleza es necesario obtenerlo a partir de otras moléculas junto a diferentes métodos en donde se requiere energía, por lo tanto, hay que tener ciertas consideraciones respecto a su producción. Este gas puede obtenerse de diversos procesos, un factor importante para que se ajuste a un modelo de energía limpia es que el ciclo completo del mencionado gas sea libre de carbono, para esto es fundamental obtenerlo a través de fuentes energéticas con bajas o nulas emisiones de gases de efecto invernadero u otros desechos contaminantes. En este sentido la alternativa más obvia es la producción de hidrógeno a partir de energías renovables como la solar o la eólica. A continuación, se mencionan los principales métodos de obtención de hidrógeno.

3.1.1 Reformado por vapor a partir de gas natural

Es el proceso más común y utilizado a nivel industrial ya que alcanza los menores costos por kilogramo de hidrogeno producido. Esto se debe principalmente a que es el proceso industrial con mayor eficiencia de los hidrocarburos, como también de los basados en agua, el cual alcanza entre un 78,6% y 83,9% de eficiencia térmica del proceso completo. Una de las claves de la alta eficiencia alcanzada es el proceso de dos etapas, utilizando los desechos de la primera reacción para volver a formar hidrógeno. En el primer paso se utiliza un reactor catalítico que opera entre 700-1000°C y a una presión promedio de 25 bar. Posteriormente se obtiene un gas rico en monóxido de carbono e hidrógeno para dar paso a la segunda parte en el otro reactor, volviéndose a producir hidrógeno y dióxido de carbono. Las materias primas para el uso de estos procesos son hidrocarburos ligeros, principalmente metano o etano y agua (Paniagua, 2021).

3.1.2 Descomposición catalítica a partir de gas natural

El proceso consiste en hacer reaccionar metano (de gas natural) con vapor de agua produciendo CO e H₂ (gas de síntesis) dentro de un reformador con catalizador de Ni. La reacción es limitada por el equilibrio y es altamente endotérmica requiriendo una entrada de calor de 60 kcal/mol CH₄, incluyendo el calor necesario para producir vapor a partir de agua líquida. El CO es convertido más tarde con vapor de agua (reacción de cambio agua-gas) para formar hidrógeno adicional y CO₂ con pequeñas cantidades de CO. El gas CO₂ puede ser separado del hidrógeno por varios métodos, siendo la adsorción por cambio de presión (PSA) el método de separación más económico. El CO₂ es secuestrado por descarbonización de la mezcla de gases para producir vapor de hidrógeno limpio, lo que implica la existencia de un subsistema de captura de dióxido de carbono (Lázaro, 2011).

3.1.3 Oxidación parcial

Es el proceso que consiste en mezclar un combustible de hidrocarburo con oxígeno para producir una mezcla de hidrógeno y gas de síntesis (CO). En la oxidación parcial o POX (por sus siglas del inglés *Partial Oxidation*) se usan principalmente hidrocarburos pesados, incluidos brea de desasfaltado y coque de petróleo.

Los hidrocarburos se precalientan para luego mezclarse con oxígeno y vapor en una cámara de combustión a alta temperatura, generando la oxidación parcial del combustible, produciendo una mezcla de hidrógeno, monóxido y dióxido de carbono. De acuerdo con el tipo de alimentación de este proceso es que se utiliza o no catalizadores para llevarse a cabo (Barceló, 2010).

3.1.4 Gasificación del carbón

Este proceso utiliza carbón y agua para formar gas de síntesis e hidrogeno en el primer paso y posteriormente, formar hidrogeno y dióxido de carbono. Para lograr que se concrete la reacción química se debe trabajar a temperaturas superiores a los 1000°C en la primera etapa. Por otro lado, en la segunda etapa se trabaja a una temperatura de alrededor de los 400°C. Este proceso se basa en lograr una combustión incompleta donde, dependiendo del tipo de carbón que se utilice pueden variar las temperaturas para lograr el efecto deseado (Díaz, 2007).

3.1.5 Electrólisis

Es evidente que la clase de procesos provenientes de hidrocarburos, al igual que la gasificación del carbón y la reformación de vapor de hidrocarburos, generan subproductos indeseados (CO_2) en la cadena de producción del hidrógeno, por lo tanto, aunque son ampliamente utilizados en la industria, no son óptimos para el desarrollo de una economía basada en hidrógeno y deben buscarse métodos alternativos para la producción sustentable del hidrógeno.

En este sentido, existen procesos que solo utilizan agua como materia prima para extraer hidrógeno, para lo cual se requiere aportarle energía a la molécula, dicha energía puede agregarse en forma de calor o electricidad. De los cuales no involucran producción de gases de efecto invernadero ni emisiones contaminantes indeseadas, de hecho, el único subproducto generado es oxígeno gaseoso, el cual puede ser aprovechado para distintos usos, desde la industria química, como insumo para procesos hasta la optimización de procesos de combustión. Sin embargo, estos procesos requieren energía y si dicha energía no se obtiene de una fuente renovable o libre de carbono entonces el ciclo del hidrógeno producido dejaría de cumplir las características deseadas (Messer Ibérica, 2022).

Una alternativa a esto es la electrolisis, un proceso electroquímico que consiste en someter las moléculas de agua a un campo eléctrico externo mayor que el campo eléctrico interno de la molécula, logrando así separarla obteniendo hidrógeno y oxígeno.

La electrólisis del agua normalmente requiere un electrolizador, que consta de dos electrodos, un ánodo y un cátodo, sumergidos en agua. Los electrodos están hechos de materiales conductores, como metales u óxidos metálicos.

Es importante tener en cuenta que la electrólisis del agua requiere una fuente de electricidad para impulsar la reacción. La electricidad puede provenir de fuentes renovables como la energía solar o eólica, lo que hace que la producción de hidrógeno mediante electrólisis del agua sea un proceso sostenible y libre de carbono (Hassan et al., 2025).

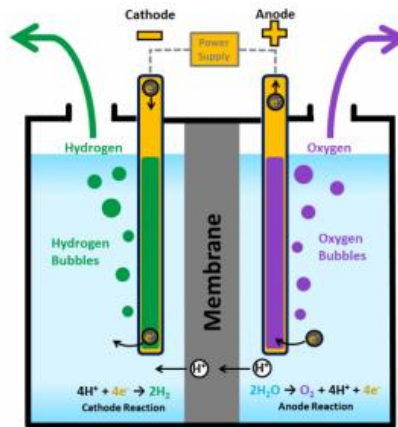


Figura 3.1: Diagrama electrólisis del agua (Jiménez, 2020)

Las principales tecnologías para la generación de hidrógeno mediante electrólisis corresponden a (Ambiental, 2022):

a) Electrolizador de membrana de intercambio de protones

Proton Exchange Membrane (PEM por su sigla en inglés), en la cual el agua reacciona en el ánodo, generando oxígeno e iones de hidrógeno cargados positivamente (protones). Los electrones fluyen a través de un circuito externo y los iones de hidrógeno se mueven selectivamente a través de una membrana polimérica conductora de protones (H^+) como electrolito hasta el cátodo. En el cátodo, los iones de hidrógeno se combinan con los electrones del circuito externo para formar gas hidrógeno. El proceso se puede visualizar en la Figura 3.2.

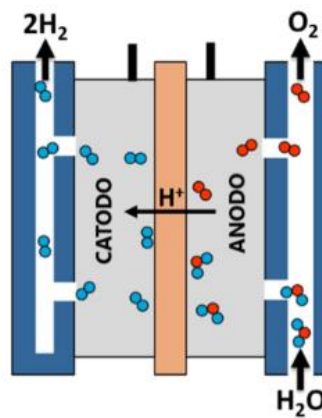


Figura 3.2: Proceso de electrólisis con electrolizador PEM (Blackridge Research, 2023).

b) Electrolizadores alcalinos

Estos transportan iones de hidróxido (OH^-) a través de su electrolito alcalino desde el cátodo hasta el ánodo. En el lado del cátodo se reducen dos moléculas de la solución alcalina a una molécula de hidrógeno (H_2) y se producen dos iones hidroxilo (OH^-), como se representa en la Figura 3.3.

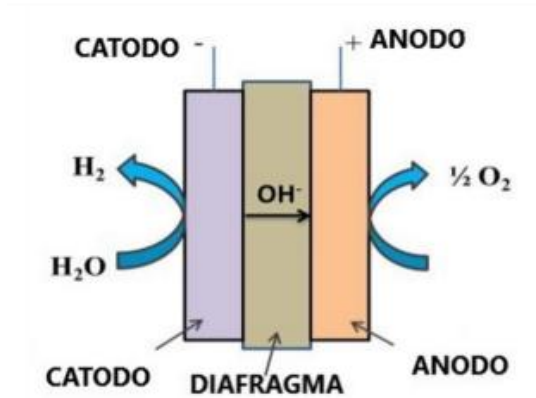


Figura 3.3: Electrolizador alcalino (Kumar & Himabindu, 2019).

c) Electrolizadores de óxido sólido (SOEC)

Los electrolizadores de óxido sólido poseen una tecnología más avanzada que permite la electrólisis del agua a altas temperaturas, entre $650\text{-}1000^\circ\text{C}$, resultando en un proceso con mayor eficiencia que los dispositivos anteriores. Las eficiencias actuales se encuentran en el rango de 74-81%, con una vida útil entre 10.000 y 30.000 horas (Paillao, 2022).

Esta tecnología se vuelve atractiva cuando existe una fuente de temperatura, por ejemplo, en aplicaciones combinadas de calor y potencia. Se ha mostrado que fuentes de geotermia, centrales de concentración solar o reactores nucleares podrían aportar calor para estos dispositivos.

La Figura 3.4 muestra un esquema simplificado de su funcionamiento, con los diferentes subsistemas que forman parte del balance de planta que permite al equipo funcionar de forma correcta.

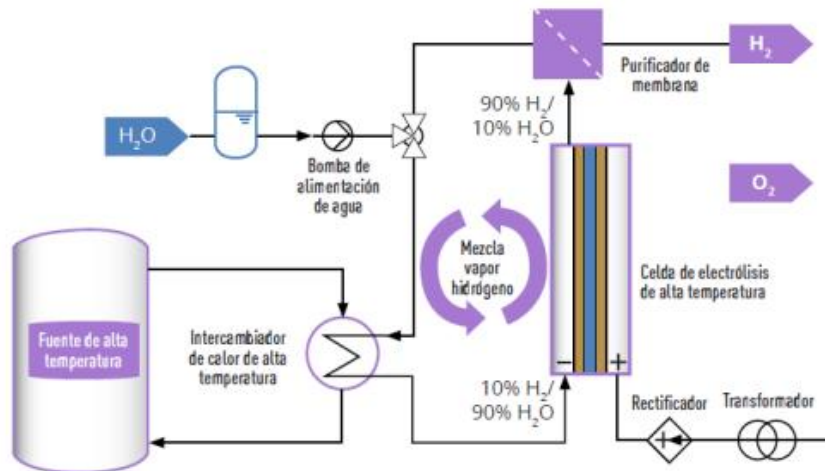


Figura 3.4: Esquema simplificado electrolizador SOEC (Paillao, 2022).

3.1.6 Métodos termoquímicos

En general estos procesos se centran en la separación de la molécula de agua (*water splitting*) mediante energía solar concentrada. Esto es debido a que la termólisis de la molécula de agua ocurre a aproximadamente 2500°C , por lo que se requieren catalizadores o métodos para disminuir esta temperatura de separación de la molécula.

Los catalizadores utilizados en estos procesos son óxidos metálicos, los cuales tienen la ventaja de ser reutilizables en los ciclos de reducción y oxidación del agua. Además, contribuyen a reducir significativamente la temperatura requerida para la producción de hidrógeno en el reactor. A su vez, estos reactores suelen optimizar el uso de su volumen, permitiendo sistemas compactos y eficientes. Sin embargo, una desventaja importante es que, a pesar de la reutilización de los catalizadores, su vida útil es limitada, ya que solo pueden soportar un número reducido de ciclos redox que pueden ser utilizados (Romeu, 2021).

A continuación, se explican algunos de los métodos para generar hidrógeno a partir de energía solar concentrada.

3.1.6.1 Ciclos termoquímicos puros e híbridos

Corresponden a ciclos que necesitan energía térmica y eléctrica para realizar la división molecular del agua. A diferencia de la electrólisis, la energía eléctrica utilizada es mucho menor que por medio del método eléctrico, ya que es para un único paso ciclo y suele ser utilizado para reacciones que tienen alta inestabilidad o alto nivel de recombinación entre reactantes que deben mantenerse separados, situación que no se lograría de manera tan fácil a través de un proceso térmico. Además, este tipo de métodos tiene la ventaja de necesitar menores temperaturas con lo que puede ser acoplado a procesos industriales, combinado con tecnologías como la energía geotérmica o la solar. Otro factor importante que considerar de este tipo de ciclos es la alta eficiencia térmica que se han podido alcanzar dentro de sus ciclos de trabajo entregando un rango entre 40% y 50% de eficiencia (Safari & Dincer, 2020a).

Sin lugar a duda el compuesto hidrogenado más abundante en la Tierra es el agua. Le siguen en importancia los hidrocarburos. Visto desde la perspectiva energética, el agua es un compuesto inerte que tiene una aportación energética externa para su disociación. Los hidrocarburos, por el contrario, son portadores a la vez de hidrógeno y de energía; entre éstos, el metano, componente principal del gas natural (~90%), es el hidrocarburo que mayor proporción de hidrógeno: carbono tiene en su molécula (relación de 4:1 para el metano, 3 para el etano, 2,5 para el butano y acercándose a 2 a medida que crecen las cadenas saturadas) (Sirvent, 2006).

3.1.6.2 Ciclos multipasos

El ciclo termoquímico implica establecer un sistema químico en el que, mediante la división del proceso en más de dos etapas químicas, con temperaturas de trabajo que oscilan entre 500°C y 2000°C. En general, cuanto menor sea el número de pasos, mayor será la temperatura requerida y viceversa. Esto es posible con la aplicación de calor al proceso de manera que el estado final de la disociación del agua se alcanza a temperaturas más razonables para las etapas del proceso (Torres, 2022).

Algunos ejemplos de estos son (ver Figura 3.5) el ciclo S-I (azufre-yodo), el Cu-Cl (cobre-cloro), el Fe-Cl (hierro-cloro) y el Mg-Cl (magnesio-cloro). Sin embargo, el principal inconveniente de todos estos ciclos de varios pasos es que implican reactivos y/o productos altamente corrosivos (por ejemplo,

H₂SO₄ y HCl calientes) o peligrosos (Cl₂), que pueden comprometer la viabilidad de la aplicación del proceso comercial.

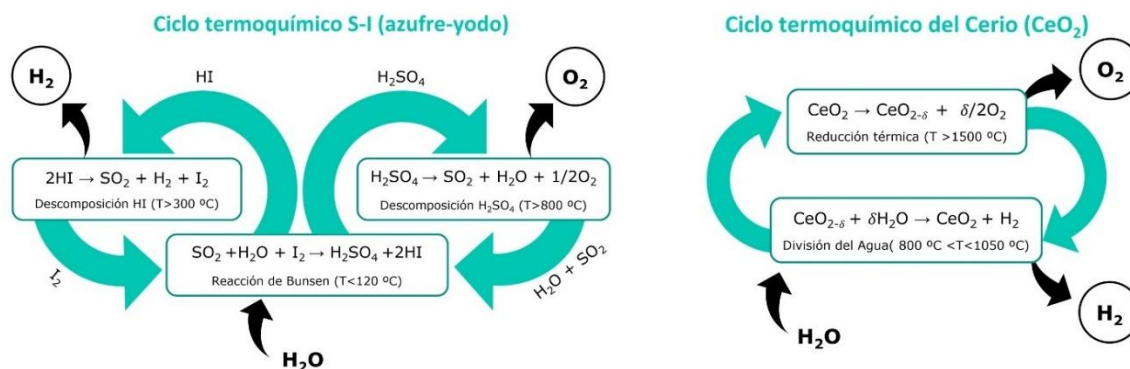


Figura 3.5: Ciclos Termoquímicos de Múltiples Etapas: Azufre-Yodo y Cerio (Torres, 2022)

3.1.6.3 Ciclos de dos pasos

La división del agua y la producción de hidrógeno se centra en los llamados ciclos de pares redox. Se trata de procesos de dos pasos, basados en materiales redox que pueden actuar como divisores de agua eficaces a temperaturas más bajas reaccionando exotérmicamente y que, a comparación de los ciclos múltiples, sólo dependen de los óxidos metálicos, donde se ha sugerido que los únicos pares redox de dos ciclos viables son ZnO/Zn y Fe₃O₄/FeO. Como se muestra en el esquema de la Figura 3.6, en el primer paso (división del agua), el óxido metálico se calienta hasta que el metal se reduce; se forma un óxido de menor valencia y el oxígeno molecular se libera de la red cristalina, a continuación, el sistema se enfría y reacciona con vapor de agua a una temperatura más baja, durante este paso de separación del agua, el metal se oxida para regenerar el óxido de alta valencia inicial, mientras que se produce hidrógeno. Adicionalmente en el segundo paso se reduce el estado oxidado del reactivo, para ser utilizado nuevamente (regeneración), entregando parte del oxígeno de su red (Dufour, 2015).

La desventaja que se requiere en un proceso de dos etapas consiste en un paso de división del agua y un paso de regeneración (liberación de oxígeno). La ventaja es la producción de hidrógeno puro y la eliminación del oxígeno en pasos separados, evitando la necesidad de separación a alta temperatura y la posibilidad de formación de mezclas explosivas (Agrafiotis *et al.*, 2005).

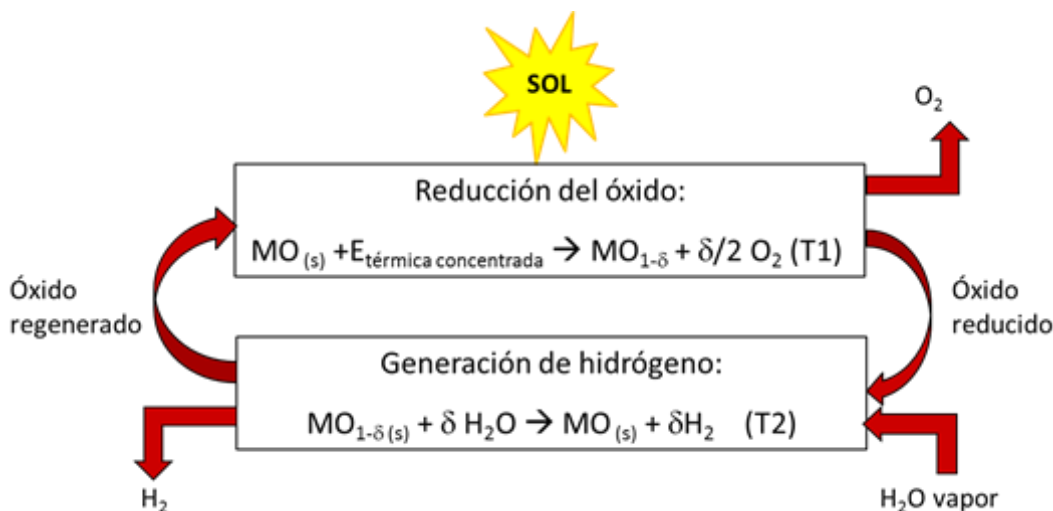


Figura 3.6: Esquema general de un ciclo termoquímico basado en óxidos metálicos (Dufour, 2015).

3.1.6.4 Termólisis directa

La termólisis es el proceso en el cual se eleva lo suficiente la temperatura de la molécula de agua como para romper sus enlaces separando así el hidrógeno del oxígeno, esto se logra sobre los 2200°C de temperatura (Jiménez, 2020).

La termólisis implica la descomposición térmica utilizando todo el espectro solar y puede funcionar con solo uno o dos pasos, en donde la producción directa de H_2 resulta ser más eficiente. Es un proceso reversible y es esencial evitar la recombinación de los productos en agua. Actualmente, el límite de temperatura de reacción técnicamente tolerable se sitúa en torno a 2200°C, que teóricamente permite un nivel de disociación ligeramente superior al 4% a presión atmosférica. Un reactor de termólisis de agua involucra componentes fabricados de materiales refractarios muy especiales capaces de soportar ambientes químicamente activos y temperaturas muy altas generalmente en el rango de 1500k y se espera que resista gradientes de temperatura de magnitud considerable y cambios rápidos de temperatura sin degradación (Ehrhart et al., 2016).

Dado que el grado de disociación del H_2O es bastante bajo, incluso a niveles de alta temperatura ($T > 2000$ K) y dado que las reacciones involucradas son reversibles, es fundamental no perder la pequeña cantidad de hidrógeno obtenido (siendo su fracción molar del orden de 10^{-3} – 10^{-2} a presión atmosférica y temperaturas entre 2000 y 2500 K) mediante recombinación de las especies

reactivas. Por lo tanto, en el reactor debe tener lugar el enfriamiento del gas producto (enfriamiento instantáneo para detener la reacción) o la separación del hidrógeno a alta temperatura.

Si la mezcla de gases reaccionante se libera en milisegundos mediante fríos de gas auxiliar, se puede recuperar hasta el 90% del hidrógeno. Hasta ahora se utiliza para ello vapor a baja temperatura o un gas inerte. La temperatura del gas auxiliar se mantiene alrededor de 400–450 K. Cuando se logra un enfriamiento simple aplicando un rápido intercambio de calor sin el efecto de dilución, se puede perder más del 60% del hidrógeno en el gas producto (Baykara, 2004).

3.2 CATALIZADORES

Los catalizadores metálicos son sustancias formadas por compuestos metálicos que son imprescindibles para incrementar la velocidad de reacción o para facilitar la ocurrencia de reacción a mayores velocidades con menor aporte de energía, cuando sin ellos se necesitaría de alta energía. En la producción de hidrógeno a través del proceso de termólisis del agua, los catalizadores metálicos permiten romper los enlaces entre átomos de hidrógeno y oxígeno, y a su vez ayudar a disminuir el consumo energético. En este contexto, esto es muy importante, dado que la termólisis simplemente del agua, sin un catalizador, requiere elevadas temperaturas superiores a los 2500 °C, lo que no es factible desde un punto de vista energético y tecnológica para aplicaciones en la industria (Lee et al., 2022).

Estos permiten poner a disposición de los reactivos las superficies activas donde estos se pueden adsorber y posteriormente reaccionar de forma más eficiente. En el caso de la termólisis del agua, el proceso comienza cuando una molécula de agua (H_2O) se adsorbe en la superficie del catalizador. A través de una serie de reacciones redox, el metal catalizador acepta electrones de los átomos de oxígeno, lo que debilita el enlace O-H en la molécula de agua. Esto permite que los átomos de hidrógeno se liberen de la molécula en forma de gas H_2 , mientras que el oxígeno permanece unido al catalizador en forma de óxido metálico. En este estado, el oxígeno está "retenido" temporalmente en la superficie del catalizador, evitando su combinación con el hidrógeno recién formado (Chambers *et al.*, 2017).

Los metales que son usados en los procesos catalíticos relacionados con la termólisis del agua suelen ser el hierro (Fe), el níquel (Ni), cinc (Zn) y el cobalto (Co), los cuales facilitan este proceso gracias a su capacidad para formar enlaces temporales con los átomos de oxígeno, lo que reduce la energía necesaria para romper el enlace covalente entre el oxígeno y el hidrógeno en la molécula de agua.

Además, tiene la ventaja de estabilizar ciertos estados intermedios reactivos y durabilidad a temperaturas elevadas (Steinfeld, 2005). En muchos casos, estos metales son utilizados en forma de óxidos metálicos o bien en aleaciones con otros metales para optimizar el rendimiento catalítico.

En particular, el hierro ha sido extensamente estudiado como catalizador del ciclo de óxidos de hierro (Fe_3O_4), ya que usándolo se puede producir hidrógeno a temperaturas inferiores a las que se requieren en la termólisis del agua sin catalizador. Así, el hierro en la forma oxidada se reduce a temperaturas entre 800 °C y 1200 °C, liberando a su vez oxígeno y, posteriormente, se puede reaccionar con el agua para liberar hidrógeno. Este tipo de ciclo termoquímico es uno de los más prometedores para la producción de hidrógeno a gran escala de manera eficiente (Yadav & Banerjee, 2016b).

Por otro lado, en los sistemas biológicos, las enzimas son catalizadores naturales, desempeñando un papel fundamental en la aceleración de reacciones bioquímicas. Al igual que los catalizadores metálicos en procesos industriales, las enzimas permiten que las reacciones ocurran a velocidades mucho mayores y bajo condiciones de temperatura y presión moderadas. Un ejemplo de esto es la acción de la hidrogenasa, una enzima que cataliza la producción de hidrógeno a partir de protones y electrones en condiciones anaeróbicas. Estas enzimas, presentes en ciertos microorganismos, facilitan la conversión de protones en moléculas de hidrógeno (H_2) mediante un proceso de transferencia de electrones similar a los mecanismos redox observados en los catalizadores metálicos (Lubitz *et al.*, 2014). La hidrogenasa contiene metales como el hierro y el níquel en su centro activo, que permiten la mediación de las reacciones químicas, destacando cómo los metales también son esenciales en la biocatálisis.

Este tipo de proceso es análogo a los ciclos de óxidos metálicos utilizados en la termólisis del agua, donde los metales facilitan la producción de hidrógeno mediante reacciones redox. En ambos casos, el papel de los metales como agentes facilitadores de reacciones es fundamental para la producción eficiente de hidrógeno.

3.3 THERMAL WATER SPLITTING

Esta tecnología, como se mencionó anteriormente, se basa en la termólisis directa del agua, asistida por catalizadores que permiten facilitar la descomposición del agua y disminuir la temperatura del proceso de termólisis bajo condiciones más controladas, como el flujo de agua, temperatura y gas noble a utilizar, lo que mejora la eficiencia energética y la viabilidad económica del proceso (Tong

et al., 2023). Para llevar a cabo este proceso se utiliza un reactor que debe capturar energía solar concentrada para poder aumentar la temperatura donde ocurrirá la reacción en sí. Sin embargo, estas temperaturas son difíciles de mantener y controlar en aplicaciones industriales, lo cual hace que exista un riesgo elevado de recombinación espontánea de los gases de hidrógeno y oxígeno, dificultando la eficiencia del proceso (Ozbilen *et al.*, 2013).

En general existen varios materiales que se pueden utilizar en procesos termoquímicos a través de la división del agua, variando desde los óxidos metálicos con ferritas, ceria y otros materiales, hasta perovskitas. La diferencia entre estos materiales radica en la temperatura a la cual se reducen, flujo de agua, volatilidad, ciclicidad del material para los ciclos redox y cinética (Ambrosini, 2013).

Bajo el mismo contexto, se han propuesto más de 200 ciclos termoquímicos para la producción de hidrógeno, sin embargo, existen solo un número limitado de estos que se encuentran en fase de investigación, debido a que no todos los posibles ciclos cumplen con los requisitos termodinámicos y cinéticos necesarios para poder ser empleados en la práctica.

Algunos criterios que se consideran para la selección de estos ciclos son:

- Temperatura máxima del ciclo compatible con el sistema de concentración solar
- Numero de reacciones y de paso de separación en el ciclo
- Número de elementos en el ciclo
- Costo y disponibilidad de los productos químicos del proceso

Entre estos, un factor crucial en el proceso de producción de hidrogeno es la temperatura debido a que los ciclos deben tener una temperatura de entrada de calor compatible con la suministrada por un Sistema de Concentración Solar (SCS). Principalmente, los ciclos de dos y tres pasos químicos proceden a un nivel de temperatura adecuado para la energía solar concentrada. Esta temperatura está limitada por la eficiencia térmica del sistema concentrador/receptor y por el rendimiento del sistema de transferencia de calor (Abanades et al., 2006).

De los 200 ciclos iniciales, en el presente informe se enumeran como ejemplo solo 5 ciclos favorables recopilados en la Tabla 3.1, que responden a los criterios seleccionados y que serán el punto de partida para la investigación de este proyecto.

La producción de hidrógeno a partir de la separación térmica del agua utilizando energía solar concentrada es una opción sostenible (Budama *et al.*, 2023). Sin embargo, para lograr rendimientos

aceptables en esta separación directa, como antes se mencionó, se requieren temperaturas extremadamente altas de al menos 2000°C. Por lo tanto, se han desarrollado ciclos termoquímicos en múltiples etapas que permiten generar hidrógeno a temperaturas más manejables, utilizando materiales y diseños de reactores adecuados (Tapia, 2012).

Tabla 3.1: Ciclos termoquímicos asociados a los relaves.

Nombre del ciclo	Lista de elementos	Número de pasos químicos	Temperatura máxima (°C)	Referencia
ZnO/Zn	Zn (Cinc)	2	2000	Steinfeld, 2002
Fe ₃ O ₄ /FeO	Fe (Hierro)	2	2200	Steinfeld et al., 1999
CuSO ₄	Cu, S (sulfato de cobre)	3	1750	Yalçin, 1989
CeO ₂ /Ce ₂ O ₃	Ce (Cerio)	2	1600	Li et al., 2022

La cantidad de agua en el sistema también desempeña un papel importante, ya que un mayor flujo puede facilitar la rápida oxidación del óxido metálico, aumentando la producción de hidrógeno. Sin embargo, un flujo excesivo puede disminuir la eficiencia térmica del sistema. Estudios (Sánchez, s. f.) sugieren que el flujo de agua debe optimizarse en función del tamaño del reactor y la tasa de absorción del material redox.

Uno de los ciclos más relevantes es el de separación de agua en dos etapas mediante reacciones redox, el cual emplea óxidos metálicos como el par Fe₃O₄/FeO. Este proceso aprovecha el calor solar concentrado para llevar a cabo la conversión termoquímica.

El estudio de Charvin *et al.* (2006) desarrolla la producción de hidrógeno utilizando un ciclo de división de agua termoquímico de 2 pasos ocupando Fe₃O₄/FeO, donde concluyen que la influencia del tamaño de las partículas es un parámetro clave. Las ventajas de utilizar partículas pequeñas son:

- Su alta superficie específica que aumenta la cinética de reacción, transferencia de calor y transferencia de masa

- Su gran relación superficie-volumen que favorece la casi completa oxidación
- Su posible arrastre en un flujo de gas que permite la fluidización de partículas

La Tabla 3.2 muestra los resultados obtenidos, en los 8 experimentos realizados, donde FeO_c es FeO comercial y FeO_s es FeO obtenido con energía solar.

Tabla 3.2: Volumen de hidrógeno y conversiones obtenidas en distintos experimentos (Charvin et al., 2006).

Exp. no	Reactant	Mass (g)	Particles size (μm)	T (°C)	Reaction time (min)	Volume H ₂ (ml)	Chemical conversion ^a (%)	mmol H ₂ /g of FeO
1	FeO _c	2.35	100 < d _p < 125	675	32	17.3	7	0.33
2	FeO _s	2.35	80 < d _p < 100	675	40	72	29.5	1.37
3	FeO _c	2	125 < d _p < 200	575	28	71	34.1	1.58
4	FeO _c	2	30 < d _p < 50	480	29	70	33.6	1.56
5	FeO _c	2	30 < d _p < 50	525	50	138	66.4	3.08
6	FeO _c	2	30 < d _p < 50	575	44	191.2	92	4.27
7	FeO _s	2	30 < d _p < 50	575	28	112	53.9	2.5
8	FeO _s	2	30 < d _p < 50	525	18	60.9	29.3	1.36

Existen otros estudios claves para la generación de hidrógeno mediante energía solar concentrada explorando el uso de cinc como material principal, específicamente el ciclo Zn/ZnO, tales como, Vishnevetsky y Epstein (2007), Murmura y Vilardi (2021) y Zayed et al. (2023), los cuales construyen una metodología experimental para estudiar la termólisis de metales para la producción de hidrógeno bajo parámetros de proceso controlados como, por ejemplo, temperatura, presión, flujo de agua y gas portador.

El proceso se basa en las propiedades redox del cinc, las cuales permiten realizar la conversión de agua en hidrógeno y oxígeno en reacciones separadas y controladas. La primera etapa consiste en la reducción del óxido de cinc (ZnO) a cinc metálico y oxígeno a temperaturas extremadamente altas, cercanas a los 2000 °C, alcanzadas mediante energía solar concentrada. En esta etapa, el ZnO se descompone, aprovechando la estabilidad térmica del cinc y su capacidad para soportar estas altas temperaturas sin degradación significativa, lo que lo convierte en un material viable y eficiente para la producción de hidrógeno (Steinfeld, 2002).

La segunda etapa del ciclo consiste en la oxidación del metal, en la que el cinc metálico reacciona con vapor de agua a una temperatura más moderada, de entre 800 y 1000 °C, permitiendo la regeneración del ZnO y la producción de hidrógeno. Además, el flujo de agua se controla cuidadosamente para asegurar una reacción completa y evitar reacciones secundarias que podrían

disminuir la eficiencia del proceso. Este control es crucial para maximizar el rendimiento de hidrógeno y mantener una operación estable del sistema.



Figura 3.7: Esquema general del ciclo termoquímico de dos etapas basado en ZnO/Zn (adaptado de Satter y Roeb, 2009).

Para evitar el problema de recombinación, se han investigado diferentes tecnologías para separar los productos de reacción (Zn y O_2), como el “quenching” (Roeb, 2012). No obstante, los problemas de recombinación provocan un aumento en los costos del proceso. Por tanto, las investigaciones se han centrado en ciclos termoquímicos de dos etapas basados en óxidos metálicos no volátiles como el Fe_3O_4 .

Los experimentos realizados en reactores solares a escala piloto han confirmado la viabilidad del cinc como material de ciclo en este proceso, mostrando que puede soportar condiciones térmicas extremas y mantener la reactividad necesaria para ciclos continuos de producción de hidrógeno (Koepef et al., 2016).

Cabe señalar la existencia de ciclos que utilizan el mismo principio, como lo son por ejemplo el magnesio, cobre, níquel y cobalto, entre otros. Por otra parte, dichos compuestos pueden ser utilizados mediante ferritas mixtas, con cobre, níquel magnesio y hierro (MeFe_2O_4 (Me = Cu, Ni, Mn)), donde se ha demostrado que pueden reducirse a $1200 \text{ }^\circ\text{C}$ y reoxidarse en presencia de agua a $800 \text{ }^\circ\text{C}$, produciendo hidrógeno (Han et al, 2007).

3.4 RELAVES MINEROS

Según SERNAGEOMIN (2021), el relave es un sólido finamente molido, que se descarta en operaciones mineras. La minería de sulfuros de cobre extrae grandes cantidades de material (roca) del yacimiento que se explota. Sólo una pequeña fracción corresponde al elemento de interés económico que se desea recuperar (algo menos de 1%). Una vez que ese material ha sido finamente molido y concentrado por procesos de flotación, se obtiene un material con una concentración más alta de cobre (entre 20 y 30%), que se puede vender como concentrado o procesar hasta cobre metálico puro. El resto del material (muy pobre en cobre) se denomina relave y se debe depositar de forma segura y ambientalmente responsable (Na et al., 2024).

El Decreto Supremo N°248 define los relaves como la suspensión de sólidos en líquidos, formando una pulpa, que se generan y desechan en las plantas de concentración húmeda de especies minerales que han experimentado una o varias etapas en circuito de molienda fina. Éste también se refiere a la fracción sólida de la pulpa que se ha descrito precedentemente (Ministerio de Minería, 2007).

Los relaves mineros, residuos generados por la industria minera tras la extracción de minerales, contienen diversas cantidades de metales traza, muchos de los cuales pueden ser utilizados como catalizadores. Por ejemplo, algunos depósitos de relaves contienen concentraciones apreciables de metales como cobre (Cu), molibdeno (Mo) y cobalto (Co), que son metales clave en catalizadores para procesos como la hidrogenación y la oxidación (Li *et al.*, 2020). La reutilización de estos relaves no solo podría reducir los pasivos ambientales asociados con la minería, sino también proveer una fuente económica y sostenible de metales catalíticos.

Dados los grandes volúmenes de desechos mineros que se producen continuamente y la naturaleza de los químicos que son involucrados, es que el almacenamiento y el manejo de los relaves mineros son un problema ambiental importante. Estos pueden contaminar gravemente los suelos y aguas subterráneas, siendo las comunidades cercanas las que se ven principalmente afectadas por los efectos que ocasiona este desecho.

Los desafíos que la industria minera debe enfrentar para lograr la valorización de relaves alineada con los principios de la economía circular, incluyen mejorar el conocimiento sobre mineralogía, concentración de impurezas y cantidad de relaves; desarrollar nuevos modelos de negocios que tengan en cuenta la evolución de los precios, los menores costos de eliminación y la demanda del

mercado; proporcionar el impulso institucional indispensable para fomentar la transformación de una economía lineal a una circular. Para lograr un modelo de economía circular, la valorización de los relaves mineros es crucial para la industria minera, que necesita mejorar sus procesos para minimizar su impacto ambiental. Se pueden adoptar diferentes enfoques para la valorización de relaves, como el reprocesamiento para extraer metales y minerales, relaves como material de relleno, relaves como material de construcción, recuperación de energía y secuestro de dióxido de carbono (Araya *et al.*, 2020).

Debido a la heterogeneidad geológica de las rocas extraídas y a los procesos de flujo continuo utilizados en el procesamiento de minerales, los depósitos de relaves contienen grandes cantidades de elementos valiosos cuya recuperación podría traer potenciales beneficios económicos (Araya *et al.*, 2020).

Sobre la composición de los relaves mineros, Kotthoff (2020) señala que la minería metálica de Chile está representada principalmente por los siguientes tipos de yacimientos: pórfidos de cobre y molibdeno, epitermales de oro y plata, óxidos de hierro, cobre y oro (IOCG), óxidos de hierro apatito (IOA), estratos ligados de cobre y plata, vetas mineralizadas con metales preciosos y skarns.

Los relaves presentan una diversidad mineral y heterogeneidad de sus características. Algunos de los factores más importantes que influyen en estas diferencias son: la herencia del yacimiento de origen, el tipo de procesamiento y extracción de los elementos y minerales de interés, la tecnología del depósito y su disposición; y las condiciones climáticas del entorno (Kotthoff Cáceres, 2020).

El artículo publicado por Gonzalez *et al.* (2022) tenía como principal objetivo desarrollar modelos geoestadísticos y conceptuales que permitan descifrar la geoquímica y mineralogía espaciotemporal del tranque de relaves El Buitre, Chile, a través del muestreo detallado y sistemático de un depósito de relaves y su caracterización geoquímica y mineralógica. En sus resultados señalan que la composición mineralógica de los relaves es bastante homogénea, donde la mayoría de las muestras son similares en composición y abundancia de minerales. La difracción de rayos X (XRD) indica que cuarzo, clorita, feldespato alcalino (microclina y ortoclasa), plagioclasa y magnetita son los principales constituyentes minerales, mientras que otros minerales como hematita, calcita, pirita y yeso-anhidrita aparecen como constituyentes minerales menores del depósito de relaves.

La Tabla 3.3 presenta los promedios de los porcentajes de los óxidos metálicos detectados en los relaves mineros de cobre en Chile, los que fueron obtenidos de la última actualización de

SERNAGEOMIN en 2023. Cabe mencionar que el óxido de azufre (SO_3) no fue considerado por la poca presencia en los relaves, debido a que 325 de los 710 datos totales representaban concentraciones menores al 0,01%, y 190 de los 710 datos totales no presentaban este compuesto.

Tabla 3.3: Composición promedio de relaves óxidos metálicos (elaborada a partir de datos disponibles en SERNAGEOMIN)

Mineral	Promedio
SiO_2	53,23%
Al_2O_3	13,02%
TiO_2	0,52%
Fe_2O_3	11,34%
CaO	5,79%
MgO	2,97%
MnO	0,27%
Na_2O	2,18%
K_2O	2,27%
P_2O_5	0,24%

Esta información es relevante puesto que se necesita un metal para lograr la división de las moléculas de agua en el proceso de *thermal water splitting*, como se explicó anteriormente, debido a que el O_2 oxida al metal, obteniendo H_2 tras esta reacción.

3.5 ENERGÍA SOLAR

Es la energía contenida en la radiación solar que es transformada mediante diferentes dispositivos, ya sea en forma térmica o eléctrica, para su consumo posterior. Todas las energías renovables son generadas de una forma u otra por el Sol. La cantidad de energía que el sol vierte diariamente sobre la Tierra es diez mil veces mayor que la que se consume al día en todo el planeta.

Entre las fuentes renovables disponibles, la energía solar puede considerarse la más prometedora en términos de eficiencia y respeto al medio ambiente. En particular, la tecnología de producción de hidrógeno basada en energía solar mediante la división del agua podría atraer una mayor atención en la actualidad. Esto podría deberse a la simplicidad de los procedimientos operativos y los enfoques económicos que se pueden proporcionar.

El equipo encargado de captar la radiación solar y transformarla en energía útil es el panel solar, pudiendo ser de dos clases: captadores solares térmicos y módulos fotovoltaicos. La energía solar es una de las fuentes de energía que más desarrollo está experimentando en los últimos años y que más expectativas tiene para el futuro (Madridsolar, 2006).

3.5.1 Energía fotovoltaica

Un sistema fotovoltaico es el conjunto de equipos eléctricos y electrónicos que producen energía eléctrica a partir de la radiación solar. El principal componente de este sistema es el módulo fotovoltaico, a su vez compuesto por células capaces de transformar la energía luminosa incidente en energía eléctrica de corriente continua.

Para la confección de las celdas fotovoltaicas, el material semiconductor más utilizado es el silicio (Si), este metal se encuentra en la composición de la arena como óxido de silicio y ha sido utilizado por décadas para fabricación de distintos componentes electrónicos. Para el uso en celdas fotovoltaicas existen tres formas de silicio (RIGK, 2020).

- **Monocristalino (Mono-Si):** Es un material de silicio caracterizado por estar formado de solo una estructura cristalina, lo que se logra controlando el crecimiento de silicio de tal forma que no se creen otras estructuras, dándole una forma cilíndrica sin bordes de grano y con una coloración característica metálica.
- **Policristalino (Poli-Si):** Es un material de silicio formado por más de una estructura cristalina en su interior, esto se obtiene al depositar el metal fundido en moldes sin controlar la forma en que se cristalizará, esto último hace que la coloración sea diferente al caso mono, ya que la refracción de la luz cambia dependiendo de las distintas estructuras cristalinas.
- **Amorfo (A-Si):** Es un material de silicio sin estructura cristalina, caracterizado por dar mayor flexibilidad para la forma de la célula.

3.5.2 Energía solar térmica

La energía solar térmica consiste en el aprovechamiento de la energía proveniente del sol, convirtiéndolo en calor mediante un captador o colector por donde fluye dicha energía, utilizando espejos o lentes para concentrar la luz solar en una pequeña superficie. De acuerdo con la temperatura de aprovechamiento, se puede clasificar en baja, media y alta, como se observa en la Tabla 3.4 (Richter *et al.*, 2009).

Tabla 3.4: Clasificación de tipos de energía solar térmica (Richter *et al.*, 2009).

Tipo de energía solar térmica	Rango	Aplicaciones
Baja temperatura	0 - 100°C	Consumo doméstico
Media temperatura	100°C – 250°C	Producción de vapor para procesos industriales, generación eléctrica en centrales pequeñas de 30 a 2000 KW
Alta temperatura	>250°C	Generación eléctrica a gran escala

La temperatura de un sistema de energía solar térmica no concentrada puede llegar hasta aproximadamente los 200°C. Por lo que procesos que necesiten mayores temperaturas, pueden ser logradas a mayor concentración del sol.

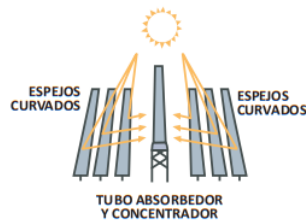
El concentrador necesita realizar un seguimiento al sol, de modo que sus rayos incidentes sean siempre perpendiculares al área de apertura. Al concentrar la radiación solar al máximo se pueden lograr temperaturas de 5500°C. Sin embargo, en la práctica estos valores máximos nunca se han alcanzado y en general no son necesarios. Comúnmente la demanda de calor de proceso va en los rangos de temperatura de 80 a 250 °C y de 900 a 1500 °C (Earthscan, 2010).

Existen 4 tecnologías desarrolladas para la obtención de energía, representadas en la Figura 3.8:

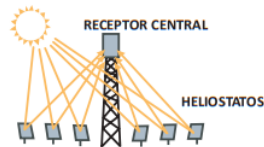
- Centrales cilindro-parabólicas: donde hileras de reflectores con sección parabólica focalizan la luz solar en los tubos colectores por los que circula el fluido de transferencia de calor. Pueden alcanzar temperaturas de hasta 400°C. (Pérez, s.f.)

- Centrales de torre central: donde un conjunto de heliostatos (espejos planos) concentran el calor del sol en un punto (receptor en la parte superior de una torre). El fluido que circula por el receptor absorbe la radiación solar. Los rangos de temperaturas de trabajo están comprendidos entre 250°C y 1000°C (Pérez, s.f.)
- Colector lineal de Fresnel: son similares a los colectores cilindro parabólicos, pero a diferencia de ellos utilizan una serie de vidrios planos o levemente curvados para concentrar la luz solar en un receptor fijo localizado algunos metros por encima del campo de espejos (Subsecretaría de Energías Renovables y Eficiencia Energética, 2019).
- Disco de Stirling: consiste en un concentrador de disco parabólico que refleja la DNI solar sobre un receptor en el punto focal del disco. El receptor puede ser un motor Stirling o una microturbina. Los discos de Stirling requieren que el seguimiento del sol sea en dos ejes, pudiendo alcanzar altas temperaturas. De todos modos, aún no se ha desarrollado esta tecnología a gran escala (Subsecretaría de Energías Renovables y Eficiencia Energética, 2019).

SISTEMA DE CONCENTRACIÓN LINEAL DE FRESNEL



SISTEMA TORRE CENTRAL



CENTRAL DISCO STIRLING



CANAL CILINDRO PARABÓLICO

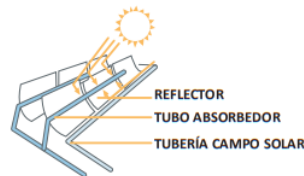


Figura 3.8: Tipos de sistemas de energía solar térmica (Richter et al., 2009).

3.6 APLICACIÓN DEL HIDRÓGENO EN LA MINERÍA

La aplicación del hidrógeno en la minería se ha convertido en un tema de creciente interés en la transición hacia una industria más sostenible y baja en emisiones de carbono. El sector minero es considerado uno de los más importantes a nivel global debido a su papel en la provisión de materias primas esenciales para numerosas industrias, pero también es uno de los más intensivos en energía y emisiones de gases de efecto invernadero. A medida que las operaciones mineras buscan reducir su dependencia de los combustibles fósiles, el hidrógeno emerge como una alternativa limpia y versátil que puede ser utilizado tanto como fuente de energía como en procesos industriales clave, produciendo un abandono de la dependencia del diésel en los camiones y autobuses de carga media y pesada, con un descenso de la proporción de camiones diésel a nivel mundial para alrededor del 90% en 2021, entre el 70-75% para el 2035 y entre el 5-20% para el 2050 (BP, 2023).

Dentro del sistema minero, algunas de las posibles utilidades del hidrógeno son en el desarrollo de explosivos de bajas emisiones, movimiento de mineral con camiones de alto tonelaje y para minería subterránea, procesos metalúrgicos, generación eléctrica de respaldo, transporte de personal e insumos a la mina y exportación del mineral de forma sustentable.

En los últimos años se ha buscado incorporar el hidrógeno en equipos y procesos mineros, enfocándose en aquellos que son complejos de electrificar, tales como, los camiones mineros de alto tonelaje, equipos móviles de minería subterránea y generación eléctrica de respaldo (H₂ Chile, 2021). La Tabla 3.5 muestra con más detalle algunos equipos y sus potenciales aplicaciones.

En cuanto a las tecnologías y formas de emplear el hidrógeno en la industria la forma más cercana tanto en temas de viabilidad técnica de implementación y costos, son los motores de combustión dual, esto gracias a la no alteración de los motores utilizados en los actuales camiones de extracción (CAEX). A su vez, este cambio significa un gran contraste en términos de emisiones, reduciendo cerca del 50% de ella. En cuanto a los costos de consumo de combustible si bien el cambio ronda solamente en cerca de un 4,2% de reducción. La elección entre la electrificación y el hidrógeno varía según los países y regiones en función de las políticas que afectan al precio relativo de la electricidad y el hidrógeno bajo en carbono, así como de las políticas reguladoras y el desarrollo de infraestructuras de carga y repostaje (EsadeGeo, 2020).

En este sentido, H₂ Chile (2021) define algunas de las tecnologías que pueden ser aplicadas en camiones mineros de la siguiente forma:

- **Combustión dual:** Alternativa de transición que consiste en operar el camión con un motor de combustión interna con una mezcla de diésel con hidrógeno, de esta manera se puede sustituir un porcentaje de diésel. La ventaja de esta solución es que entrega una confiabilidad igual al del camión actual, pero adoptando el nuevo combustible sin reemplazar el motor, sino que adaptándolo, preparando el camino a soluciones 100% H₂.
- **Celdas a combustible:** Esta alternativa implica modificar el sistema de propulsión del CAEX usando un paquete de baterías y celdas de combustible que permite que el vehículo se propulsione consumiendo 100% H₂ como combustible. Ésta sería la opción preferida tanto ambiental como económicamente a largo plazo. La figura 3.9 muestra la aplicación de esta tecnología.

La conversión de camiones CAEX para utilizar hidrógeno verde se basa en el reemplazo de los motores diésel convencionales por sistemas de propulsión que utilizan celdas de combustible de hidrógeno. En este sistema, el hidrógeno almacenado en tanques a bordo del camión se combina con oxígeno del aire en una celda de combustible para producir electricidad. Esta electricidad alimenta los motores eléctricos del camión, eliminando la necesidad de combustibles fósiles. El único subproducto de esta reacción es vapor de agua, lo que hace que el uso de hidrógeno en camiones CAEX sea una solución completamente libre de emisiones (FCH JU, 2020).

Existen varios proyectos piloto en marcha que exploran la viabilidad del uso de hidrógeno verde en camiones CAEX. Por ejemplo, compañías mineras líderes en Australia y Chile han comenzado a probar camiones equipados con celdas de combustible de hidrógeno en sus operaciones a cielo abierto. Estos proyectos buscan demostrar la fiabilidad de la tecnología en condiciones reales, así como evaluar los costos y beneficios a largo plazo. Los primeros resultados indican que los camiones impulsados por hidrógeno pueden alcanzar niveles de rendimiento comparables a los de sus contrapartes diésel, con la ventaja añadida de operar sin emisiones (MINNOVEX, 2022).

Tabla 3.5: Potenciales aplicaciones en la minería (H₂ Chile, 2021)

	Consumo de H₂	Principales ventajas	Estado tecnológico
Camiones mineros de alto tonelaje (CAEX)	Alto	Reducción de emisiones del principal componente (transporte minería rajo)	Dos alternativas en desarrollo: Combustión dual Celdas de combustible
Equipos móviles de minería subterránea (LHD)	Bajo	Reduce requerimientos de ventilación Reducciones en emisiones	En desarrollo
Equipos fijos (para generación eléctrica)	Depende de la aplicación	Algunos equipos fijos no son electrificables o se necesita respaldo ante falta de suministro eléctrico Alternativas a procesos que consumen combustible fósil	Existente para generación de respaldo Líneas de proceso alternativas en desarrollo

La empresa de ingeniería First Mode, con sede en Seattle, desarrolló en el año 2022 el primer camión minero propulsado por hidrógeno verde para Anglo American, una compañía minera global que produce platino, diamantes, cobre, níquel, mineral de hierro y más. Diseñado para su plena operación gracias a su sistema de propulsión híbrido de una batería de Hidrógeno (H₂) de 2 MW y una capacidad de carga de 290 toneladas, generando más energía que su predecesor a diésel. La empresa firmó un contrato multianual de \$ 13.5 millones con Anglo American para desarrollar esta y otras tecnologías de minería libres de carbono (Anglo American Chile, 2022).

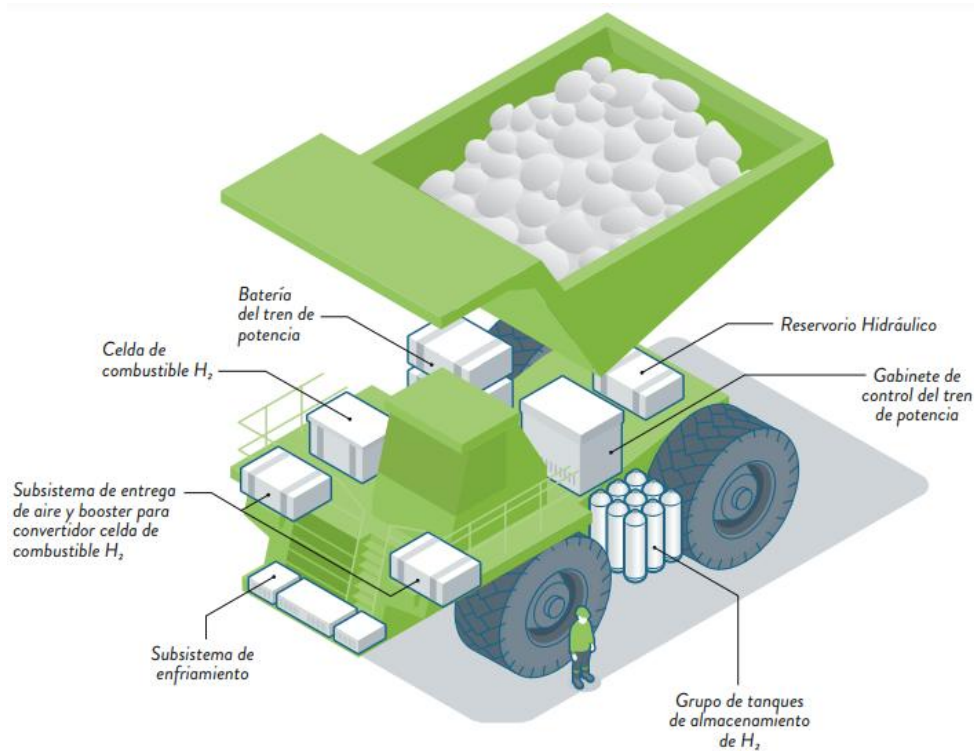


Figura 3.9: Estructura de camión CAEX con celda de Hidrógeno (H2 Chile, 2021)

Los camiones mineros consumen en promedio 3.600 litros por día de diésel. Con esa cantidad de combustible, un vehículo de ciudad podría recorrer 36.000 km.

Al implementar los camiones con esta alternativa energética, la demanda de H₂ sería de 1 tonelada al día, mientras que otros equipos como grúas horquillas y automóviles requieren menos de 5kgH₂/día (H2 Chile, 2021).

La transición hacia tecnologías energéticas más sostenibles en la minería ha generado un interés creciente en evaluar los costos de propiedad total (TCO) de diferentes alternativas para camiones de extracción de alta capacidad, particularmente aquellos utilizados en operaciones a cielo abierto. En Chile, la Asociación Chilena de Hidrógeno ha proyectado la evolución del TCO para tecnologías como el diésel, la combustión dual y las celdas de combustible de hidrógeno para camiones CAEX de 300 toneladas. Este análisis muestra que, si bien el diésel presenta un costo estable a largo plazo, alternativas como las celdas de combustible de hidrógeno podrían resultar económicamente competitivas a medida que disminuyan los costos de producción de hidrógeno verde en el país (H₂

Chile, 2024). Sin embargo, la viabilidad técnica y económica de esta última tecnología aún depende de los avances en la infraestructura de hidrógeno y de la reducción de costos de producción.

El hidrógeno verde sobresale en cuanto al bajo costo que permite su utilización directa en el mediano corto plazo, en la Figura 3.10 se establecen las tendencias en la evolución total del costo de propiedad de las nuevas tecnologías utilizadas en CAEX. Se puede apreciar como en los primeros años los costos son elevados debido a la instauración de estas mismas, pero en cortos periodos de tiempo su costo comienza a disminuir significativamente gracias a los bajos precios de mantención y utilización. Además, se proyecta un aumento en los costos asociados al uso de diésel, lo que conlleva un incremento en la demanda y consumo de este recurso fósil.

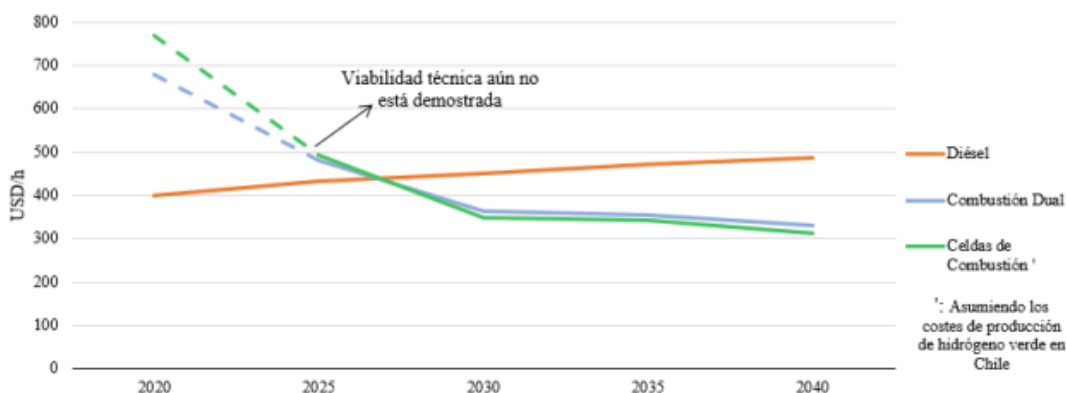


Figura 3.10: Evaluación de costos de propiedad total (TCO) para camiones CAEX de 300 toneladas (H2 Chile, 2021).

La tecnología de combustión dual, que combina diésel y gas natural, ha sido propuesta como una solución de transición debido a su menor costo de implementación en comparación con las celdas de combustible de hidrógeno. Según estudios de *Energy Strategy Reviews*, el sistema de combustión dual puede reducir las emisiones de CO₂ hasta en un 40% y disminuir los costos de combustible, sin los requerimientos de infraestructura intensiva del hidrógeno (Aggreko, 2023).

Por otro lado, el uso de celdas de combustible de hidrógeno en camiones CAEX requiere una inversión inicial significativamente más alta debido a la infraestructura especializada. Estudios publicados en *Journal of Cleaner Production* (Shafiee y Schrag, 2024) han identificado que el costo inicial de las celdas de combustible aún es elevado, pero se proyecta que los costos de operación

serán menores que los del diésel a medida que el hidrógeno verde sea más accesible y su producción aumente. En términos de TCO, se espera que los camiones de celdas de combustible sean competitivos para 2040, en línea con las proyecciones de reducción de costos del hidrógeno (Cochilco, 2021).

Los altos costos de las fuentes de energía renovable no permiten aún la producción del hidrógeno verde competitivo respecto al generado por gas natural o carbón. Según reporte de la EIA (2023), de acuerdo con la Figura 3.11 el costo a partir de energías renovables está entre 3,0-7,5 USD/kg, considerablemente mayor al del gas natural (0,9-3,2 USD/kg) o el carbón (1,2-2,2 USD/Kg). Igualmente, la IRENA (2020) compara el costo actual de producir hidrógeno desde energías renovables y desde combustibles fósiles, evidenciándose que la producción basada en tecnologías renovables no es aún competitiva (García *et al.*, 2020).

Estas tendencias reflejan la importancia de adoptar una visión de largo plazo en la evaluación de costos de nuevas tecnologías en minería. La combinación de políticas de incentivo, como subsidios para infraestructura de hidrógeno y proyectos de investigación y desarrollo, puede acelerar la adopción de estas tecnologías, reduciendo así su TCO y contribuyendo a la descarbonización del sector minero. Por último, aunque el diésel continúa siendo la tecnología más estable en términos de costos, la implementación de celdas de combustible de hidrógeno podría convertirse en una opción económicamente viable en los próximos 20 años, especialmente en regiones con abundantes recursos de energía renovable, como el Norte de Chile (Salvador, 2022).

Production source	Production Cost
Natural gas	0,9 - 3,2 USD/Kg
Natural gas with CCUS	1,5 - 2,9 USD/Kg
Coal	1,2 - 2,2 USD/Kg
Renewables	3,0 - 7,5 USD/Kg

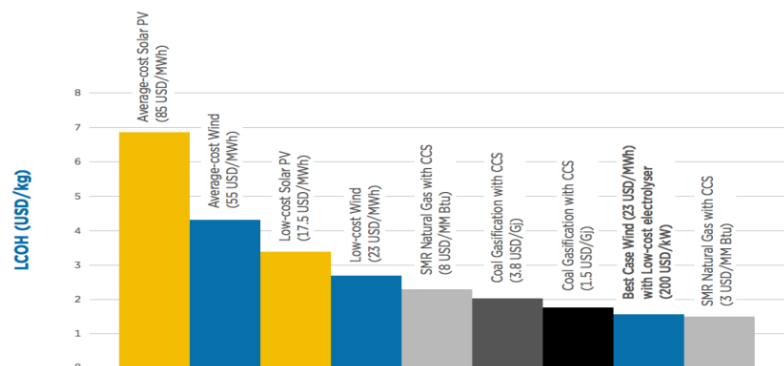


Figura 3.11: Costo producción de hidrógeno según tipo de producción (García *et al.*, 2020).

3.7 ELEMENTOS DE IMPACTO AMBIENTAL

La sustitución del diésel por hidrógeno en operaciones relevantes al sector minero no solo ofrece mejoras significativas en términos de eficiencia energética, sino que tiene un impacto directo en la reducción de las emisiones contaminantes, entre ellas la huella de carbono, los óxidos de nitrógeno (NOx) y el material particulado (PM). Este capítulo justifica el uso del hidrógeno frente al diésel desde una perspectiva ambiental, considerando estos elementos críticos de contaminación.

3.7.1 Huella de carbono

La huella de carbono hace referencia a la totalidad de gases de efecto invernadero (GEI) emitidos por efecto directo o indirecto de un individuo, organización, evento o producto. Estos gases pueden ser dióxido de carbono (CO₂), metano (CH₄), óxido nitroso (N₂O), hidrofluorocarbonos (HFCs), perfluorocarburo (PFCs) y hexafloruro de azufre (SF₆), donde la cantidad total se expresa en unidades de masa de dióxido de carbono equivalente (tCO₂-e) (Carbon Trust, 2012).

La medición de la huella de carbono comienza con el acuerdo de Kioto de 1997 para frenar el cambio climático, puesto que sirve como una herramienta útil para cuantificar y generar un indicador del impacto de una actividad o proceso sobre el cambio climático.

El dióxido de carbono equivalente es una unidad utilizada para comparar el forzamiento radiactivo de un GEI con el del CO₂. Estos se calculan al multiplicar el peso del gas que se mide por su potencial de calentamiento global estimado. El forzamiento radiactivo es una medida de la influencia que tiene un factor climático en la alteración del equilibrio de energía entrante y saliente en el sistema Tierra-atmósfera (European Industrial Gases Association AISBL, 2011).

La cantidad expresada suele escribirse como un equivalente de dióxido de carbono o CO_{2eq} en masa, es decir, los resultados de cálculo de huella de carbono incluyen más GEI que solo el CO₂.

Para determinar su valor existen diversas formas que son desde la modelización de forma teórica hasta pruebas directas en la fuente de emisión. Esta variabilidad de pruebas es la que representan como media entre todos los datos disponibles o en otros casos se indica su incertidumbre. (ClimatePartner, s.f.).

Las emisiones asociadas a las operaciones de una organización se pueden clasificar como (Ministerio para la Transición Ecológica, s.f.):

- Emisiones directas: Son emisiones de fuentes que son propiedad de o están controladas por la organización. Es decir, las emisiones liberadas in situ en el lugar donde se produce la actividad.
- Emisiones indirectas: son emisiones consecuencia de las actividades de la organización, pero que ocurren en fuentes que son propiedad de otra organización. Por ejemplo, la emisión producida de la electricidad consumida por la organización, cuyas emisiones han sido producidas en el lugar en el que se generó dicha electricidad.

Una vez definidas cuáles son las emisiones directas e indirectas de GEI y para facilitar la detección de todas ellas, se han definido 3 alcances (Ministerio del Medio Ambiente, s.f.), esquematizadas en la Figura 3.12:

- Alcance 1: Emisiones directas, son aquellas emisiones que provienen de fuentes que son propiedad o son controladas por la empresa, tales como, consumo de combustibles fósiles en fuentes fijas y/o móviles, fugas no intencionadas, entre otras.
- Alcance 2: Emisiones indirectas por consumo y distribución de energía, corresponden a las emisiones asociadas al consumo de electricidad y/o vapor generado por terceros.
- Alcance 3: Otras emisiones indirectas, son aquellas emisiones de gases de efecto invernadero que no son de propiedad ni están controladas por la empresa como, por ejemplo, transporte de los funcionarios, viajes aéreos o terrestres por motivos de trabajo, transporte de insumos, generación y transporte de residuos, entre otros.

Bajo el mismo contexto, el estudio de Consejo Internacional de Transporte Limpio (ICCT) analiza el ciclo de vida de las emisiones de gases de efecto invernadero (GEI) en diferentes opciones de vehículos pesados, comparando tecnologías de propulsión diésel, de gas natural, de hidrógeno y eléctricos. En donde se analiza que los camiones y autobuses eléctricos de batería son los más efectivos en la reducción de emisiones, disminuyéndolas al menos en un 63% en comparación con los vehículos diésel durante su vida útil, incluso sin una red eléctrica totalmente renovable. En un escenario con electricidad 100% renovable, la reducción puede alcanzar hasta el 92%. En comparación con los vehículos de hidrógeno como combustible también reducen emisiones, pero su eficiencia depende en gran medida de la fuente de hidrógeno, si es renovable la reducción llega a un 89%, mientras que el hidrógeno producido a partir de combustibles fósiles sólo reduce las emisiones en un 15%-33% (O'Connell *et al.*, 2023).

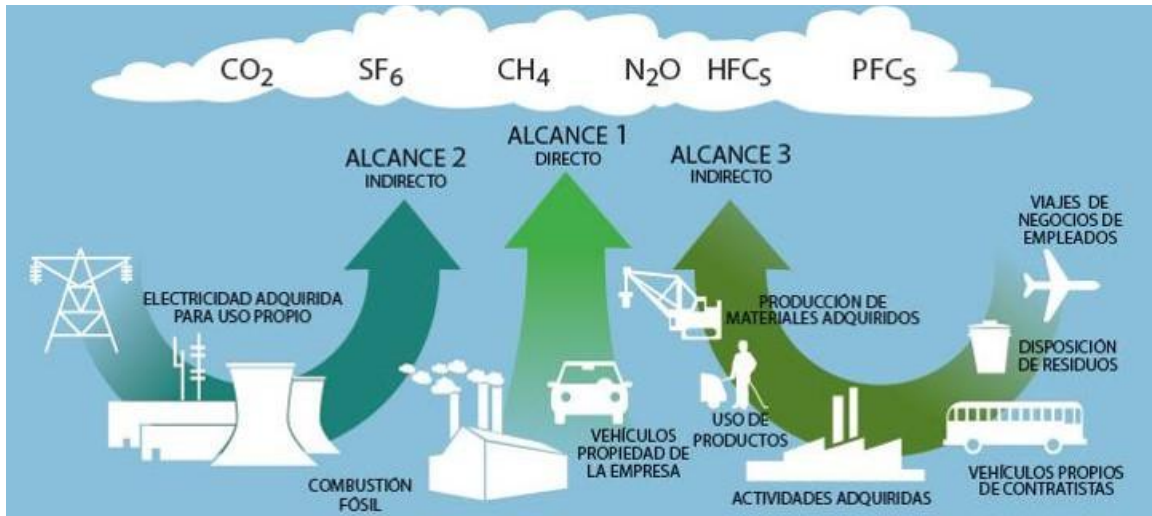


Figura 3.12: Tipos de emisiones (Green development, 2016)

Además, la mayor parte de las emisiones en los vehículos diésel y de gas natural proviene de la fase de uso del combustible, que representa más del 90% de las emisiones totales del ciclo de vida. En cambio, los vehículos eléctricos y aquellos impulsados por hidrógeno verde logran compensar sus emisiones iniciales de fabricación gracias a su mayor eficiencia operativa. En el caso del transporte pesado, el hidrógeno ofrece ventajas significativas, especialmente en aplicaciones de larga distancia, donde la capacidad de carga y la autonomía son factores cruciales. A diferencia de los sistemas eléctricos, los vehículos de hidrógeno permiten tiempos de recarga más rápidos y mayor alcance, lo que los hace especialmente útiles para el sector de transporte pesado y operaciones logísticas intensivas. En la Figura 3.13 se observa estas comparaciones, destacando cómo las distintas fuentes de energía y tecnologías de propulsión pueden contribuir a los objetivos de reducción de GEI, con el hidrógeno verde y la electrificación como opciones clave para una transición hacia un transporte más limpio en el sector pesado.

3.7.2 Óxidos de Nitrógeno (NO_x)

Los óxidos de nitrógeno (NO_x) son gases nocivos que se generan en grandes cantidades en los motores diésel debido a las altas temperaturas de combustión. Son precursores de la formación de ozono troposférico y smog fotoquímico, que perjudican tanto a la salud humana como el medio

ambiente. Además, contribuyen a la acidificación del suelo y del agua, dañando ecosistemas terrestres y acuáticos.

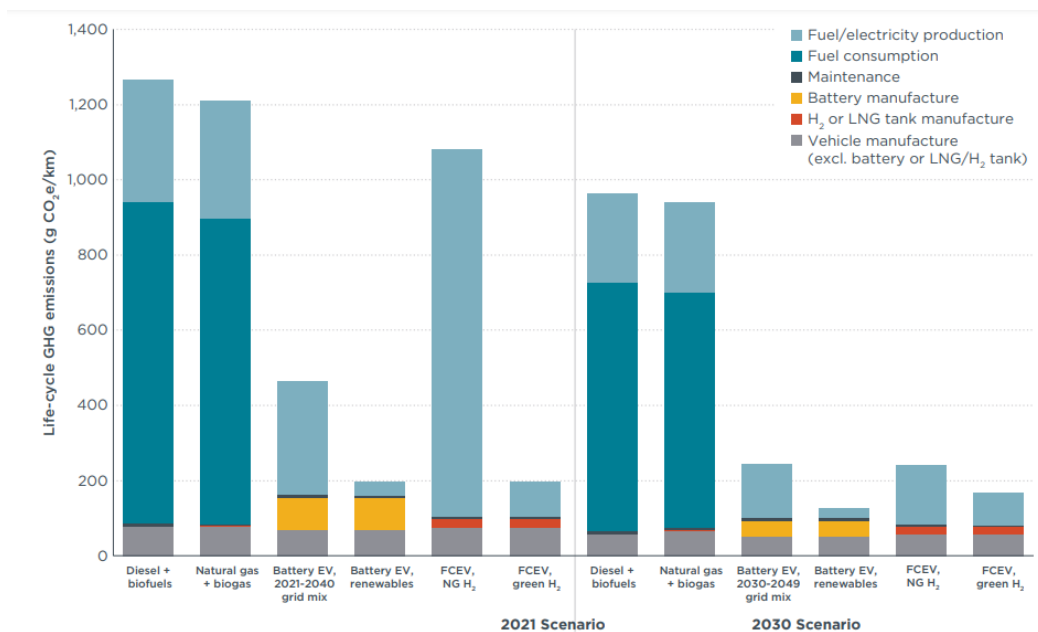


Figura 3.13: Emisiones de GEI durante el ciclo de vida de un remolque de 40 toneladas en los escenarios de 2021 y 2030 (Review Energy, 2023).

Los motores de celdas de combustible de hidrógeno, por otro lado, no emiten NO_x, ya que el proceso electroquímico que produce electricidad en las celdas de combustible ocurre a temperaturas mucho más bajas y no involucra la combustión de hidrocarburos. Esto significa que el cambio al hidrógeno como combustible para los camiones CAEX eliminaría las emisiones de NO_x en el transporte minero, mejorando la calidad del aire y reduciendo los impactos sobre el medio ambiente y la salud humana (Tahir *et al.*, 2018).

3.7.3 Material particulado (MP)

El material particulado (PM) es otro subproducto perjudicial de los motores diésel. Las partículas finas (MP2.5 y MP10) pueden ser inhaladas profundamente en los pulmones, causando graves problemas de salud como enfermedades respiratorias y cardiovasculares. En el contexto minero, donde el uso intensivo de diésel es la norma, estas partículas contribuyen a la contaminación del aire tanto en las minas como en las áreas circundantes. Con el uso de hidrógeno verde en celdas de

combustible, no se genera material particulado, ya que no hay combustión. Además, el único subproducto de las celdas de combustible es vapor de agua, lo que reduce sustancialmente la contaminación del aire y mejora las condiciones de trabajo en las operaciones mineras (FCH JU, 2020).

3.8 NORMATIVA APLICABLE

La producción de hidrógeno verde representa una oportunidad clave para avanzar en la descarbonización de sectores industriales intensivos en emisiones, como la minería. En este contexto, Chile y otros países han comenzado a desarrollar marcos regulatorios que permiten y promueven el uso de hidrógeno como un recurso energético sustentable. Este capítulo explora las normas y reglamentos del Instituto chileno de normalización que competen al uso, transporte y almacenamiento. Además, una breve descripción de cómo estas regulan su manejo.

3.8.1 Normativa nacional asociada al hidrógeno

En cuanto a la normativa existente en Chile relativa al hidrógeno se destacarán las normas del instituto chileno de normalización que competen al mismo y una breve descripción de cómo estas regulan su manejo. Además, se incluyen algunos decretos supremos que hacen mención del uso de Hidrógeno en la legislación chilena actual.

- NCh382. Of2004. “Sustancias peligrosas – Clasificación general”.

Esta norma clasifica a las sustancias peligrosas de acuerdo con el riesgo más significativo que presentan en el transporte terrestre en territorio nacional, en su manipulación y almacenamiento asociados al transporte.

- NCh389. Of1998. “Sustancias peligrosas – Almacenamiento de sólidos, Líquidos y Gases Inflamables – Medidas Generales de Seguridad”.

Esta norma establece las medidas generales de seguridad, que deben adaptarse en el almacenamiento de sustancias inflamables que se encuentran es estado sólido, líquido o gaseoso.

- NCh1377. Of1990. “Cilindros de gas para uso industrial. Identificación del contenido”.

Esta norma establece un sistema de marcas para identificar el gas comprimido de uso industrial, contenido en cilindros; establece también las marcas para identificar las clases de riesgos y la forma en que deben presentarse las principales precauciones de seguridad.

-
- NCh2352. Of1996. “Sustancias peligrosas – Transporte por carretera – Hoja de Datos de Seguridad”

Esta norma establece las características generales de presentación de la Hoja de Datos de Seguridad para Transporte (HDST).

- NCh1411/1-4. Of1978. “Prevención de riesgos”.

Esta norma consta de cuatro partes, Parte 1: Letreros de seguridad; Parte 2: Señales de seguridad; Parte 3: Tarjetas de seguridad; y Parte 4: Identificación de riesgos de materiales. Cabe destacar todas las partes tienen relación con el manejo del hidrógeno.

- DS N°40 Modificación de 1995. “Reglamento sobre prevención de riesgos profesionales”.

En este reglamento se especifican algunas obligaciones a las empresas en cuanto a materia de prevención de riesgos, se establece la obligatoriedad de establecer un reglamento interno con al menos cuatro capítulos principales: Disposiciones generales, obligaciones, prohibiciones y sanciones.

- DS N°78 Modificación de 2016. “Reglamento de almacenamiento de sustancias peligrosas”.

Este reglamento establece las condiciones de seguridad de las instalaciones de almacenamiento de sustancias declaradas como peligrosas en NCh382. Se excluyen del ámbito de aplicación de este reglamento entre otros, los combustibles líquidos y gaseosos, utilizados como recursos energéticos, regulados por los decretos N°160 y N°29 del Ministerio de Economía, Fomento y Reconstrucción. Además, establece los requerimientos para el almacenamiento de pequeñas cantidades.

- DS N°298/1995. “Reglamento Transporte de Cargas Peligrosas por Calles y Caminos”.

Establece las condiciones, normas y procedimientos aplicables al transporte de carga, por calles y caminos, de sustancias peligrosas, según lo definido en NCh382.

- DS N°43/2016 del Ministerio de Salud. “Aprueba el reglamento de almacenamiento de sustancias peligrosas”.

Este reglamento tiene un tratamiento específico del hidrógeno, al igual que el anteriormente descrito, porque en su artículo 154 se disponen tres condiciones de carácter técnico, obligatorias y vinculantes para “Los estanques existentes que almacenan gases inflamables, incluido el hidrógeno”.

- DS N°66/2007. “Reglamento de instalaciones interiores y medidores de gas”.

Establece requisitos técnicos y condiciones mínimas de seguridad que se deberán cumplir en el diseño, construcción y puesta en servicio de instalaciones interiores de gas industriales y conversión de las existentes, lo que es plausible de aplicar al hidrógeno, conforme a su caracterización como un gas inflamable.

3.8.2 Normativa nacional asociada a relaves mineros

La normativa nacional en torno a los relaves mineros busca garantizar una gestión segura y ambientalmente responsable. A continuación, se presenta los principales lineamientos que regulan su disposición y manejo en Chile.

- DS N°248/2007. “Reglamento para la aprobación de proyectos de diseño, construcción, operación y cierre de los depósitos de relave”.

Es la normativa específica que aborda los relaves mineros, producto de la concentración y flotación mineral, otorgando al SERNAGEOMIN atribuciones y facultades de control y fiscalización en esta materia, facultándolo para la aplicación de sanciones en caso de contravención al mismo y a las resoluciones que para su cumplimiento se dispongan, en conformidad al Reglamento de Seguridad Minera.

- DS N°132/2004 del Ministerio de Minería. “Reglamento de Seguridad Minera”

El reglamento tiene como objetivo proteger la vida y la integridad física tanto de las personas que trabajan en la industria minera como de aquellas que, en situaciones específicas y definidas, están vinculadas a ella. Además, tiene como propósito proteger las instalaciones e infraestructuras necesarias para las operaciones mineras, garantizando así la continuidad de sus procesos.

- Ley 20.551/2011. “Regula el cierre de faenas e instalaciones mineras”

Esta Ley tiene como objetivo asegurar la estabilidad física y química del lugar en donde se encuentran las instalaciones y otorgar el debido resguardo a la vida, salud y seguridad de las personas y del medio ambiente.

3.8.3 Normativa internacional asociada al hidrógeno

La Organización Internacional de Normalización (ISO) creó en 1990 el Comité Técnico ISO/ TC 197 para las tecnologías del hidrógeno “hydrogen technologies”. En él intervienen 15 países

participantes, 15 observadores y colabora con otros 15 comités ISO/IEC. El comité trabaja en conjunto con el Foro Mundial de la Naciones Unidas para la Normalización de las Regulaciones de Vehículos.

En el ámbito internacional existe también normas internacionales en lo que respecta a la seguridad en el uso del hidrógeno como combustible y que a su vez podrían ser usadas en el país. Entre ellas destacan:

- ISO10165:2010. “Gas cylinders – Gases and gas mixtures – Determination of fire potential and oxidizing ability for the selection of cylinder valve outlets”.

Especifica métodos para determinar cuándo un gas o mezcla de estos es inflamable en aire y cuando es más o menos oxidante que el aire atmosférico.

- ISO12619. “Road vehicles – Compressed gaseous hydrogen and hydrogen/natural gas blends fuel system components”.

Esta norma especifica los requerimientos generales de los componentes de un sistema de combustible a base de hidrógeno gaseoso comprimido o mezclas de hidrógeno/gas natural.

- ISO17268:2012. Gaseous hydrogen land vehicle refueling connection devices”.

Establece el diseño, seguridad y características de operación de conectores para la recarga de vehículos terrestres que utilizan hidrógeno gaseoso.

- ISO22734-1:2008. “Hydrogen generators using water electrolysis process – Part 1: Industrial and commercial applications”

Define la manufactura, seguridad y requerimientos de desempeño de generadores de hidrógeno a base de electrólisis para producir oxígeno e hidrógeno. Se aplica a sistemas para uso industrial o comercial al interior o exterior.

- ISO/TS15869:2009. “Gaseous hydrogen and hydrogen blends – Land vehicle fuel tanks”.

Esta norma técnica especifica los requerimientos para estanques rellenables livianos utilizados para almacenaje de hidrógeno o mezclas de hidrógeno a alta presión en vehículos terrestres.

3.8.4 Normativa internacional asociada a relaves mineros

La normativa internacional sobre relaves mineros se centra en establecer estándares para la gestión segura y sostenible de estos desechos, para este caso solo se especifica la normativa para los países con la mayor generación de relaves como Perú y Australia. Ambos países han adoptado marcos regulatorios que priorizan la estabilidad física y química de los depósitos, buscando minimizar los riesgos ambientales y sociales. A continuación, se nombran las principales normas y leyes de estos países (SERNAGEOMIN, 2018)

3.8.4.1 Perú

- Ley N°28.611/2005, “Ley General del Ambiente”

Reglamenta aspectos relacionados a la materia ambiental en el Perú. Plantea derechos y obligaciones respecto del medio ambiente. Consagra la responsabilidad por daño ambiental. Informa sobre el Estándar de Calidad Ambiental (ECA), que es un indicador de la calidad ambiental, que mide la concentración de elementos, sustancias, parámetros físicos, químicos y biológicos que se encuentran presentes en el aire, agua o suelo, pero que no representan peligro para los seres humanos ni para el ambiente.

- Resolución Directoral N°19/1997, aprueba e incluye en la Guía Ambiental para el Manejo de Relaves Mineros, la Estructura de Reporte de Estabilidad Física de Depósitos de Relaves

Identifica las principales prácticas ambientales y su implementación en la actividad minero-metalúrgica con el objeto de mitigar la degradación ambiental generada por la industria. Presenta el diseño de un programa general para implementar las prácticas ambientales en la industria minero-metalúrgica en forma sistemática y progresiva, considerando el mantenimiento y cierre de los depósitos de relaves.

- DS N°16/1993, “Reglamento para la protección ambiental en la actividad minero-metalúrgica”

Establece las acciones de previsión y control que deben realizarse para armonizar el desarrollo de las actividades minero-metalúrgicas con la protección del medio ambiente de los riesgos resultantes de los agentes nocivos que pudieran generarse, evitando que sobrepasen los niveles máximos permisibles.

-
- DS N°10/2010/MINAM de la Dirección General de Asuntos Ambientales del Ministerio de Energía y Minas del Perú, “Límites Máximos Permisibles para la descarga de efluentes líquidos de Actividades Minero - Metalúrgicas”

Establece los Límites Máximos Permisibles, para la descarga de efluentes líquidos de Actividades Minero-Metalúrgicas. Es aplicable a todas las actividades minero-metalúrgicas que se desarrollen dentro del territorio peruano.

3.8.4.2 *Australia*

- Mining Act de 1978

Funciona como marco regulatorio para la minería y todas las materias incidentalmente relacionadas, que se aplican para Australia Occidental. Este se complementa con las Mining Regulations de 1981.

- Mines Safety and Inspection Act, de 1994, y Mines Safety and Inspection Regulations, de 1995

En algunos estados, la regulación del diseño, construcción y gestión continua de relaves puede estar cubierta por legislación específica. Algunas jurisdicciones emiten sus propias pautas de manejo de relaves. Ejemplos relevantes son:

- En Nueva Gales del Sur, el Comité de Seguridad de Represas supervisa la regulación de contención de relaves bajo la Ley de Seguridad de Represas de 1978.
- En Australia Occidental, el Departamento de Minas y Petróleos ha desarrollado un código de prácticas (DMP 2013) para instalaciones de almacenamiento de relaves.

4. MATERIALES Y MÉTODOS

La presente investigación se desarrolló bajo un enfoque analítico e investigativo, basado en una revisión sistemática de literatura científica, fuentes técnicas especializadas y documentación, con el objetivo de evaluar la viabilidad teórica de producir hidrógeno a partir de relaves mineros mediante “*thermal water splitting*”.

La metodología se estructuró en función del análisis de datos secundarios obtenidos de estudios geoquímicos, informes técnicos y bases de datos oficiales sobre la composición de relaves mineros. Además, se identificaron las rutas termoquímicas potenciales más adecuadas para la generación de hidrógeno, en función de los metales presentes, tales como el hierro, cinc y otros metales. A partir de ello, se realizaron estimaciones estequiométricas de la producción máxima teórica de hidrógeno, además se elaboró un modelo conceptual del proceso, entendido como una representación técnica preliminar que define las principales operaciones unitarias involucradas, los flujos de entrada y salida de materia y energía, y la secuencia lógica del sistema, desde la alimentación del relave hasta la obtención de hidrógeno purificado permitiendo visualizar la viabilidad del proceso desde una perspectiva de ingeniería de procesos.

4.1 ESTABLECER LAS CONDICIONES DE OPERACIÓN EN LA PRODUCCIÓN DE HIDRÓGENO MEDIANTE “THERMAL WATER SPLITTING”

4.1.1 Identificar los metales para el proceso de “thermal water splitting”

Esta actividad consistió en una revisión bibliográfica orientada a identificar metales que, además de estar presentes en relaves mineros, poseen potencial para participar en la etapa de hidrólisis dentro de procesos de *thermal water splitting*. El análisis se centró exclusivamente en aquellos elementos que, en la literatura científica, han demostrado capacidad para reaccionar con agua a alta temperatura, generando hidrógeno como producto de la oxidación del metal.

La revisión consideró artículos científicos, tesis y publicaciones técnicas que abordan procesos termoquímicos de división del agua, poniendo especial atención en los metales más comúnmente estudiados en esta área.

Esta etapa permitió establecer un listado de metales candidatos que podrían ser utilizados en ciclos redox para la producción de hidrógeno, lo que permitió avanzar hacia la estimación del potencial teórico de generación de H₂ a partir de relaves mineros.

4.1.2 Establecer las condiciones de temperatura para la operación del equipo

Para el desarrollo de esta actividad, se estableció la condición de operación correspondiente a la temperatura (T) requerida para la etapa de hidrólisis del proceso termoquímico, a partir de una revisión bibliográfica de estudios científicos disponibles en bases de datos académicos especializados, tales como *Elsevier*, *Springer* y *ScienceDirect*, entre otros, complementada con los artículos seleccionados en el capítulo 3.3.

Dado que no se contó con la posibilidad de operar experimentalmente el equipo de laboratorio, la determinación de esta variable se abordó desde un enfoque exclusivamente teórico. La revisión se centró en identificar, para cada uno de los metales identificados en la etapa anterior, el rango de temperatura en el cual ocurre la reacción de hidrólisis con agua, generando hidrógeno como producto.

4.1.3 Establecer los requerimientos de agua para la reacción química

Para esta actividad se determinaron los requerimientos teóricos de agua necesarios para llevar a cabo la reacción de hidrólisis de los metales seleccionados. El procedimiento se basó en la formulación estequiométrica de la reacción global entre cada metal y agua, aplicando dos escenarios complementarios de cálculo.

El primer escenario correspondió a la relación estequiométrica, expresada como la masa de agua (g H₂O) requerida por mol de metal, según la reacción balanceada respectiva. Este valor representa la cantidad mínima necesaria para que ocurra la reacción en condiciones ideales. El segundo escenario consistió en el cálculo de la masa de agua requerida considerando un 30 % de exceso, también expresada en gramos de H₂O por mol de metal, con el fin de garantizar que el metal reaccione completamente con el agua disponible durante el proceso.

Ambos cálculos se realizaron utilizando las masas molares de los metales involucradas, de los cuales permitirán estimar la cantidad de agua necesaria por mol de metal para cada uno de los elementos considerados en el análisis.

4.2 ANALIZAR LA PRODUCCIÓN DE HIDRÓGENO A PARTIR DE RELAVE MINERO DE DIFERENTES ORÍGENES

4.2.1 Selección de metales más relevantes

En esta actividad se seleccionaron los metales más relevantes para el proceso de producción de hidrógeno, en función de su concentración en los depósitos de relaves chilenos. Para ello, se utilizó una base de datos geoquímica proporcionada por el Servicio Nacional de Geología y Minería (SERNAGEOMIN), la cual contiene información composicional de múltiples elementos químicos presentes en depósitos de relaves de Chile.

A partir de dicha base, se aplicó un filtro para extraer únicamente los metales identificados previamente en la revisión bibliográfica como potencialmente viables para participar en procesos de hidrólisis de agua a alta temperatura y producir hidrógeno. Una vez identificadas las concentraciones registradas para cada metal, se procedió a organizar la información y representarla gráficamente a través de histogramas utilizando el software StataSE 17, lo que permitió visualizar la distribución y dispersión de los valores para cada elemento.

La selección se realizó identificando los metales que presentaban las concentraciones más elevadas en comparación a los otros elementos dentro de los distintos tipos de relave registrados.

4.2.2 Estimación de producción de hidrógeno a partir de los relaves mineros

Para esta actividad se utilizó la misma base de datos geoquímica proporcionada por el Servicio Nacional de Geología y Minería (SERNAGEOMIN), con el objetivo de estimar la producción teórica de hidrógeno a partir de los metales previamente identificados como potenciadores en procesos de hidrólisis.

Inicialmente, se procedió al cambio de unidades contenidas en la matriz de datos, convirtiendo los valores reportados a unidades de milimoles por kilogramo de relave (mmol/kg), lo cual permitió un tratamiento más riguroso de la información. Posteriormente, se aplicaron filtros de depuración a la base de datos, eliminando datos duplicados, relaves en estado “inactivo” o sin información actualizada y agrupando los datos según el tipo de relave.

Con la base de datos ya actualizadas, se llevó a cabo la estimación estequiométrica de la producción teórica de hidrógeno generada por cada metal, utilizando las relaciones molares correspondientes a sus reacciones con agua. Para cada tipo de relave, se calculó la cantidad de hidrógeno generable, en gramos por kilogramo de relave ($\text{g H}_2/\text{kg relave}$) el cual fue multiplicado por la masa total reportada para cada depósito, obteniéndose así la producción teórica total de hidrógeno (g H_2) por tipo de relave.

Finalmente, con la información presentada, fue posible seleccionar una faena minera que cumplió con las características mencionadas y estimar la masa de relave necesaria para obtener una producción específica de hidrógeno. Esta producción objetivo se establece mediante el flujo requerido para alimentar una celda de combustible, relacionando su consumo específico con la potencia demandada. De este modo, se determina la cantidad de relave que deberá reaccionar para satisfacer dicha demanda energética, aspecto que será abordado en profundidad en el balance de materia.

4.2.3 Propuesta de un proceso para la obtención de hidrógeno por reprocesamiento de relaves mineros

Para establecer la propuesta del proceso de producción de hidrógeno, se utilizó como base el equipo disponible en el Laboratorio de Biotecnología Ambiental e Ingeniería de Procesos de la Universidad de Valparaíso, fabricado por la empresa KeyProcess. Dicho equipo principal integra varias unidades clave, de las cuales se seleccionaron aquellos cuyas especificaciones técnicas resulten compatibles con las operaciones unitarias requeridas para transformar relave minero húmedo, obtenido directamente como subproducto de faenas mineras, en hidrógeno gaseoso apto para su uso como combustible en camiones mineros de extracción (CAEX). Adicionalmente, se incorporaron antecedentes técnicos obtenidos mediante revisión bibliográfica para definir con precisión las condiciones operativas en cada etapa. A partir de los equipos seleccionados y las condiciones operacionales establecidas, se elaboró un diagrama de flujo que representa de forma detallada las operaciones unitarias y las corrientes involucradas.

4.2.4 Balances de materia y energía a las unidades del proceso propuesto

Para la caracterización del proceso propuesto de producción de hidrógeno a partir del reprocesamiento de relaves mineros, se realizaron balances de materia y energía bajo condiciones de estado estacionario, es decir, sin considerar la puesta en marcha. El balance de materia consideró

los flujos de entrada y salida del sistema, desde la incorporación del relave húmedo y otros insumos hasta la generación de hidrógeno final, utilizando relaciones estequiométricas y datos bibliográficos previamente definidos. También se incorporaron consideraciones de diseño en algunos equipos como la composición del relave seco y su contenido de humedad y las proporciones de recirculación de gases.

En paralelo, el balance energético estimó las demandas de energía necesarias para alcanzar las condiciones operacionales de cada corriente del proceso, aplicando la primera ley de la termodinámica y utilizando parámetros termoquímicos específicos obtenidos de literatura especializada.

El cálculo de la energía requerida fue mediante la siguiente ecuación general:

$$Q = \dot{m} * \int C_p * dT \quad (4.1)$$

Donde:

- Q : calor transferido (kJ/h)
- \dot{m} : flujo másico de la sustancia (kg/h)
- C_p : capacidad calorífica específica (kJ/kg*K)
- ΔT : diferencia de temperatura entre entrada y salida (K o °C)

O, en los casos donde se conocen o se pueden determinar las entalpías (H), el cálculo se realizó según:

$$Q = \dot{m} * \Delta H \quad (4.2)$$

4.2.5 Dimensionamiento del sistema fotovoltaico

Para determinar la factibilidad energética del sistema propuesto, se desarrolló una estimación preliminar del número de paneles solares, inversores y baterías necesarias para operar en modalidad off-grid. Esta evaluación consideró el requerimiento energético total del proceso, previamente calculado en los balances de energía, como punto de partida.

El análisis se llevó a cabo mediante la plataforma oficial Explorador Solar del Ministerio de Energía de Chile, tomando como referencia la ubicación de la faena minera definida para este estudio. A

partir de esta herramienta, se obtuvieron los valores de irradiación promedio diaria mensual (kWh/m²/día), que permitieron estimar la energía solar disponible para el diseño.

Con estos datos, se estimaron los números de módulos fotovoltaicos necesarios para cubrir la demanda energética diaria del sistema, considerando una eficiencia promedio de conversión, así como las pérdidas asociadas a temperatura, inclinación, suciedad, y otros factores típicos del emplazamiento.

Posteriormente, se dimensionó un sistema de almacenamiento por baterías que permitió asegurar un suministro continuo durante las 24 horas del día, incorporando criterios de autonomía energética para días sin irradiación.

4.3 ESTIMAR LA REDUCCIÓN DE LA HUELLA DE CARBONO

Esta etapa metodológica tuvo como finalidad estimar la reducción teórica de emisiones de dióxido de carbono (CO₂) asociadas a la sustitución del uso de diésel por hidrógeno en los camiones de extracción de alto tonelaje (CAEX) operativos tomando como referencia una planta minera que cumpla con los criterios establecidos previamente. El enfoque adoptado se basó en las directrices metodológicas del *Intergovernmental Panel on Climate Change* (IPCC, 2006) y del *Greenhouse Gas Protocol* (WRI/WBCSD), enfocados en emisiones directas de tipo Alcance 1 correspondientes a la combustión de diésel.

El cálculo se realizó a partir de datos operacionales disponibles para los CAEX, considerando su consumo horario de combustible, horas de funcionamiento diarias, días de operación al año y número total de unidades en operación. A partir de estos parámetros, se estimó el consumo anual de diésel por camión según la siguiente ecuación:

$$\text{Consumo anual de diesel} \left(\frac{L}{\text{año}} \right) = C_h \times H_d \times D_a \quad (4.3)$$

Donde:

- C_h: Consumo horario de diésel por camión (L/h)
- H_d: Horas de operación por día (h/día)
- D_a : Días de operación por año (días/año)

Una vez determinado el consumo anual de diésel, se calcularon las emisiones directas de CO₂ equivalente por camión utilizando el factor de emisión oficial recomendado por el IPCC, correspondiente a 74.132 kg CO₂eq/TJ (ver Anexo 1). Este valor fue obtenido de fuentes reconocidas como la plataforma Huella Chile y la base de datos de DEFRA, las cuales proporcionan factores específicos para distintos tipos de vehículos y combustibles.

Adicionalmente, se procedió a convertir el valor de FE a una base volumétrica (kg CO₂eq/L), utilizando el poder calorífico inferior (PCI) del diésel, equivalente a 35,8 MJ/L y 1TJ equivale 1.000.000 MJ.

$$\text{Emisiones por camión} \left(\frac{\text{kg CO}_2\text{eq}}{\text{año}} \right) = FE \left(\frac{\text{kg CO}_2\text{eq}}{\text{L}} \right) \times \text{consumo energético de diésel} \left(\frac{\text{L}}{\text{año} * \text{camión}} \right) \quad (4.4)$$

Teniendo las emisiones para un camión al año se estimaron las emisiones totales de la flota multiplicando el resultado anterior por el número total de camiones CAEX en operación:

$$\text{Emisiones totales} \left(\frac{\text{kg CO}_2}{\text{año}} \right) = \text{emisiones por camión} \times N^{\circ} \text{ CAE} \quad (4.5)$$

En paralelo, se calculó el requerimiento anual de hidrógeno para reemplazar el consumo de diésel, suponiendo un escenario de sustitución completa y considerando un consumo horario promedio por camión:

$$\text{Consumo anual } H_2 = C_{H_2} \times H_d \times D_a \times N^{\circ} \text{ CAEX} \quad (4.6)$$

donde:

C_{H_2} corresponde al consumo horario de hidrógeno por camión (kg H₂/hora/CAEX).

Asumiendo que el hidrógeno utilizado es de origen renovable y no genera emisiones directas, la reducción neta de emisiones de CO₂ se estimó como equivalente a la cantidad de emisiones evitadas por la combustión del diésel desplazado:

$$\text{Reduccion CO}_2 \left(\text{kg} \frac{\text{CO}_2\text{eq}}{\text{año}} \right) = \text{consumo diesel desplazado} \times FE \left(\frac{\text{kg CO}_2\text{eq}}{\text{L}} \right) \quad (4.7)$$

Este conjunto de cálculos permitió estimar de manera preliminar el beneficio ambiental que implicaría la integración de hidrógeno verde en la planta minera, específicamente en lo referente a la disminución de emisiones de gases de efecto invernadero, a partir de un enfoque comparativo

entre el escenario actual (100 % diésel) y un escenario alternativo con sustitución por hidrógeno producido desde relaves mineros.

4.4 ESTIMAR LA PREFACTIBILIDAD ECONÓMICA DE PRODUCCIÓN DE HIDRÓGENO

4.4.1 Estimación de las dimensiones de los principales equipos del proceso propuesto

Para evaluar la prefactibilidad económica del proceso propuesto de producción de hidrógeno a partir de relaves mineros, se estimaron las dimensiones principales de los equipos involucrados en las etapas del sistema. Esta estimación se realizó a partir de los resultados obtenidos previamente en los balances de materia y energía, considerando parámetros técnicos como flujos másicos y volumétricos, capacidades requeridas y condiciones operacionales definidas para cada unidad de proceso. Además, se emplearon métodos de dimensionamiento descritos en literatura especializada, con el fin de obtener una base técnica sólida para la posterior estimación de costos de inversión y operación del sistema completo.

4.4.2 Costos de inversión (CAPEX)

Cada equipo identificado como esencial para el proceso será evaluado en términos de costo respecto a sus características de diseño como, por ejemplo, tamaño, capacidad y material de construcción, los cuales se pueden encontrar en plataformas de cotización y venta de equipos (ej., ALIBABA) y bibliografía.

La estimación preliminar de los costos de inversión (CAPEX) se dividió en dos categorías, según el enfoque aplicado para los principales equipos, excluyendo bombas, válvulas, calderas, entre otros. En primer lugar, se identificaron los equipos cuyo dimensionamiento fue definido a partir de las condiciones operativas del sistema propuesto (como temperaturas y sus respectivos flujos másicos). Para estos casos, se utilizó como base de cálculo el número de unidades requeridas, estimado de acuerdo con los resultados del dimensionamiento de la actividad anterior, y luego se buscaron referencias de precios en el portal Alibaba. Esta plataforma permite acceder a cotizaciones referenciales de equipos industriales con características similares a las consideradas en esta propuesta, lo que permitió asignar un costo unitario por equipo y calcular el total según la cantidad requerida.

En segundo lugar, para los equipos cuyo precio dependía directamente de su capacidad, como el reactor, decantador, calefactor y el separador por adsorción (PSA), se utilizó la metodología de estimación de costos mediante la ecuación de escalamiento de capacidades, según Peters *et al.*

(2002). La Ecuación 4.8 permite estimar el costo de un equipo a una determinada capacidad, a partir del costo conocido de otro equipo de capacidad similar pero menor, aplicando un exponente de escala. Los precios base fueron obtenidos desde Alibaba para capacidades de referencia, y posteriormente ajustados según la capacidad requerida en el sistema. Este procedimiento fue clave para obtener una estimación coherente con el diseño planteado y permitió dimensionar económicamente los equipos principales del proceso. La finalidad de esta actividad fue establecer una aproximación inicial al costo de implementación del sistema propuesto, considerando únicamente los equipos principales involucrados en las etapas del proceso.

$$\text{Costo del equipo } a = \text{Costo del equipo } b * \left(\frac{\text{Capacidad del equipo } a}{\text{Capacidad del equipo } b} \right)^{0,6} \quad (4.8)$$

Donde al factor escala 0,6 puede ir variando, dependiendo del tipo de equipo (Peters *et al.*, 2002).

4.4.3 Costos de operación (OPEX)

Para estimar los costos de operación, se identificaron las actividades clave involucradas en la producción de hidrógeno, incluyendo el consumo energético, los insumos requeridos por el sistema y la mano de obra. Los gastos asociados se calcularon en función de las cantidades determinadas a partir del balance de masa y energía, utilizando precios unitarios referenciales obtenidos de proveedores especializados.

4.4.4 Estimación del costo de producción del hidrógeno

Para estimar el costo de producción del hidrógeno, se elaboró un flujo de caja proyectado enfocado en los costos asociados a la generación de hidrógeno molecular, considerando tanto la inversión inicial como los costos de operación y mantenimiento del sistema. El análisis incorporó los consumos energéticos específicos del proceso, los factores de eficiencia asociados al uso de celdas de combustible y los costos individuales de cada componente involucrado en la producción y utilización del hidrógeno.

El periodo de evaluación se definió en función de la vida útil del equipo de mayor duración dentro del sistema, con el objetivo de reflejar adecuadamente su comportamiento económico a largo plazo. Para actualizar los flujos de efectivo anuales, se aplicó una tasa de corrección de 1,04127,

correspondiente a la variación esperada de los valores en el tiempo. Asimismo, se utilizó una tasa de descuento del 10 % anual para el cálculo del Valor Actual Neto (VAN).

El VAN se determinó mediante la siguiente ecuación general:

$$VAN = \sum_{t=1}^n \frac{F_t}{(1+r)^t} - I_0 \quad (4.9)$$

donde:

- F_t = flujo neto de caja en el año t [USD/año]
- i = tasa de descuento anual (10 %)
- n = número de años del período de evaluación
- I_0 = inversión inicial del proyecto

Finalmente, el precio mínimo de venta del hidrógeno se estimó aplicando el criterio de igualar el VAN a cero ($VAN = 0$), de modo que los ingresos obtenidos por la comercialización del hidrógeno compensen exactamente la inversión y los costos operacionales del sistema durante su vida útil. Este valor será contrastado con valores de referencia actuales para la producción de hidrógeno, permitiendo identificar brechas y oportunidades de mejora en términos de competitividad económica.

5. RESULTADOS Y DISCUSIÓN

5.1 ESTABLECER LAS CONDICIONES DE OPERACIÓN (TEMPERATURA Y FLUJO DE AGUA)

5.1.1 Identificar los metales para el proceso de “*thermal water splitting*”

Entre los metales más frecuentemente reportados en fuentes científicas para la identificación en esta investigación, se encuentran el hierro (Fe), cinc (Zn), cadmio (Cd), magnesio (Mg), estaño (Sn) y el cerio (Ce). Estos elementos han sido estudiados tanto por su capacidad de reaccionar directamente con vapor de agua como por su rol como catalizadores o materiales activos en ciclos redox, dentro de esquemas de producción de hidrógeno sin emisión directa de carbono (Safari y Dincer, 2020).

El resultado de esta primera etapa permitió establecer un marco de referencia científico-tecnológico que orientó las siguientes fases del estudio, particularmente aquellas relacionadas con la estimación teórica de producción de hidrógeno a partir del contenido metálico de los relaves. A su vez, esta identificación permitió delimitar un conjunto específico de metales técnicamente viables para participar en el proceso de hidrólisis térmica del agua, tal como se presenta en la Tabla 5.1, donde se resumen los metales con mayor potencial. De este modo, se definió el alcance del análisis geoquímico y se estableció una base comparativa para la priorización de escenarios en las etapas posteriores. En consecuencia, la identificación realizada determinó los elementos considerados en los cálculos de producción teórica de hidrógeno y en los balances de masa asociados en función de su abundancia en los relaves y su comportamiento termoquímico reportado.

Tabla 5.1: Recopilación de metales potenciadores para la producción de hidrógeno (Budama et al., 2023)

Metal	Par redox del ciclo	Reacción general (hidrólisis)
Hierro	$\text{Fe}_3\text{O}_4 / \text{Fe}$	$3\text{FeO} + \text{H}_2\text{O} \rightarrow \text{Fe}_3\text{O}_4 + \text{H}_2$
Cinc	ZnO / Zn	$\text{Zn} + \text{H}_2\text{O} \rightarrow \text{ZnO} + \text{H}_2$
Cadmio	CdO / Cd	$\text{Cd} + \text{H}_2\text{O} \rightarrow \text{CdO} + \text{H}_2$
Magnesio	MgO / Mg	$\text{Mg} + \text{H}_2\text{O} \rightarrow \text{MgO} + \text{H}_2$
Estaño	$\text{SnO}_2 / \text{SnO}$	$\text{SnO} + \text{H}_2\text{O} \rightarrow \text{SnO}_2 + \text{H}_2$
Cerio	$\text{Ce}_2\text{O}_3 / \text{CeO}_2$	$\text{Ce}_2\text{O}_3 + \text{H}_2\text{O} \rightarrow 2\text{CeO}_2 + \text{H}_2$

5.1.2 Establecer las condiciones de temperatura para la operación del equipo

Como segunda actividad, se procedió a la recopilación y análisis comparativo de las condiciones de operación asociadas a los metales identificados previamente, con el objetivo de determinar los rangos de temperatura más adecuados para llevar a cabo la reacción de hidrólisis en el contexto de producción de hidrógeno desde relaves mineros. Para ello, se realizó una revisión de distintos trabajos científicos experimentales en los que se evalúa el desempeño de metales como Fe, Zn, Mg, Sn y Ce en procesos de división térmica del agua.

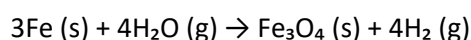
La atención se centró particularmente en la etapa de hidrólisis, dado que es en esta fase donde el metal o su óxido reducido reacciona con vapor de agua para producir hidrógeno. Se analizaron los rangos de temperatura de reacción reportados en cada estudio, así como las condiciones específicas del entorno experimental (tipo de reactor, flujo de argón, presencia de catalizadores, entre otros). Este levantamiento bibliográfico permitió comparar los requerimientos térmicos de cada metal, identificando no solo los valores promedio de temperatura efectiva, sino también los valores mínimos para que la reacción avance de forma significativa.

5.1.2.1 Identificación de estudios que utilicen hierro como catalizador

- A. Producción de hidrógeno verde mediante la separación de agua a partir de residuos metálicos a alta temperatura (Harikrishna et al., 2024)

El estudio investiga un método termoquímico para la generación de hidrógeno verde a partir de residuos metálicos industriales, principalmente residuos de acero con una alta concentración de hierro (97,5% Fe, 1,5% Mn, 1% Co). El proceso se basa en la reacción de oxidación del hierro con vapor de agua a alta temperatura en un reactor de lecho empacado.

Durante la etapa principal de hidrólisis, el metal reacciona según la ecuación estequiométrica:

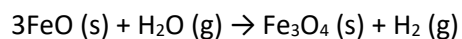


Esta reacción se llevó a cabo a una temperatura de 1150 °C, utilizando una tasa de flujo de vapor de agua de 1 mL/min, que corresponde a aproximadamente 1250 mL de vapor/minuto, y un flujo de gas portador de argón ajustado entre 50 mL/min y 20 mL/min, durante la reacción. La razón inicial vapor/argón fue de 25:1, alcanzando hasta 60:1 en condiciones de operación óptimas. La masa de chatarra metálica cargada en el reactor fue de 10 gramos.

El sistema logró una producción total de 5,0 litros de hidrógeno en aproximadamente 3,3 horas de reacción, lo que equivale a una eficiencia de 500 mL de H₂ por gramo de metal procesado. La eficiencia de conversión se calculó en 94%, tomando como base la conversión teórica estequiométrica de 1 g de hierro (533 mL de H₂). Esta eficiencia destaca por superar ampliamente otros métodos previamente reportados, que logran entre 34% y 80% en condiciones más suaves (hidrotérmicas).

- B. Óxidos metálicos aplicados a la separación termoquímica del agua para la producción de hidrógeno mediante energía solar concentrada (Abanades, 2019)

Como parte de la validación de materiales activos para ciclos termoquímicos solares, este estudio se centra en caracterizar el comportamiento del sistema Fe₃O₄/FeO durante la fase de oxidación con vapor de agua. En esta etapa, el óxido de hierro (FeO), previamente reducido a altas temperaturas, se reoxida al reaccionar con H₂O(g), liberando hidrógeno como producto principal y regenerando magnetita (Fe₃O₄), de acuerdo con la siguiente reacción:



Esta fase se lleva a cabo en un intervalo de temperaturas entre 500 °C y 800 °C, siendo favorable desde el punto de vista termodinámico por debajo de 800 °C, donde ΔG° es negativo. Las pruebas experimentales mostraron que, utilizando partículas de FeO no estequiométrico ($\text{Fe}_{1-\nu}\text{O}$) con tamaño de 30–50 μm , se alcanzó una conversión de hasta 83% a 575 °C bajo atmósfera inerte. El estudio indica que el flujo de vapor de agua debe mantenerse cercano a la relación estequiométrica (1 mol de H_2O por 3 mol de FeO), o ligeramente en exceso, para evitar limitaciones por difusión y promover la máxima producción de H_2 .

El control de variables como la temperatura, el tamaño de partícula y la estructura del óxido son determinantes para la cinética de reacción, ya que la formación progresiva de una capa superficial de Fe_3O_4 puede inhibir la oxidación completa al obstaculizar la inyección del vapor hacia el núcleo reactivo.

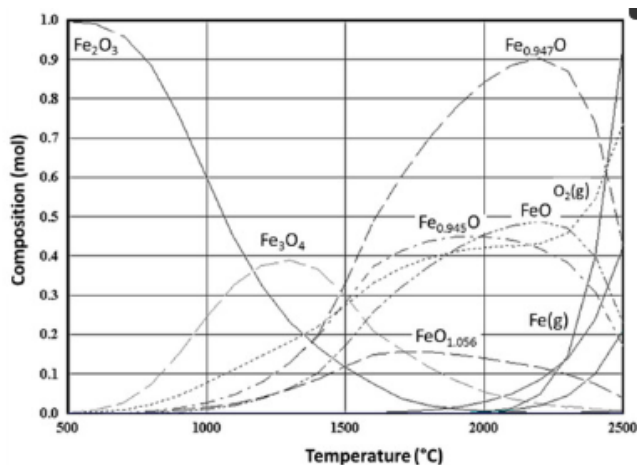


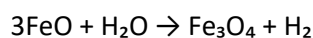
Figura 5.1: Composición de equilibrio termodinámico del sistema FeO (Abanades, 2019)

- C. Producción de hidrógeno mediante ciclo termoquímico $\text{Fe}_3\text{O}_4/\text{FeO}$ impulsado por energía solar (Charvin et al., 2007)

El estudio investiga experimentalmente la viabilidad del ciclo $\text{Fe}_3\text{O}_4/\text{FeO}$ como alternativa sostenible para la producción de hidrógeno impulsada por energía solar concentrada. El proceso comprende dos etapas: primero, la reducción solar del óxido férrico (Fe_2O_3) a óxido ferroso (FeO) mediante

energía térmica solar; y posteriormente, la reacción de hidrólisis del FeO con vapor de agua para generar hidrógeno y regenerar Fe₃O₄.

Durante la etapa de hidrólisis, se utilizó óxido ferroso reducido térmicamente en un reactor de lecho fijo operado a diferentes temperaturas comprendidas entre 480 °C y 675 °C. La reacción clave del proceso es:



El óxido ferroso fue preparado previamente mediante reducción solar de hematita a 1700 °C y 0,1 bar, en condiciones de atmósfera inerte (N₂), lo que permitió obtener wustita altamente no estequiométrica, lo cual tiene un impacto directo en la reactividad del material.

La reacción de hidrólisis se llevó a cabo alimentando 2g de polvo de FeO con un tamaño de partícula entre 30–50 μm, y utilizando un flujo generado a partir de 0,225 mL/min de agua líquida, arrastrado por 220mL/min de argón como gas portador. El sistema permitía un contacto directo entre el vapor y las partículas sólidas del óxido reducido.

Los resultados mostraron de acuerdo a la Figura 5.2 que la conversión de hidrógeno fue altamente dependiente de la temperatura y del tamaño de partícula. A 575 °C, con el óxido ferroso comercial (FeO_c), se alcanzó un volumen de producción de 191,2 mL de H₂, equivalente a una conversión química del 92% basada en FeO estequiométrico. Se observó que la mayor parte del hidrógeno se generaba en los primeros 3 minutos de reacción, lo que sugiere que el proceso es altamente favorable desde el punto de vista cinético en esta fase inicial.

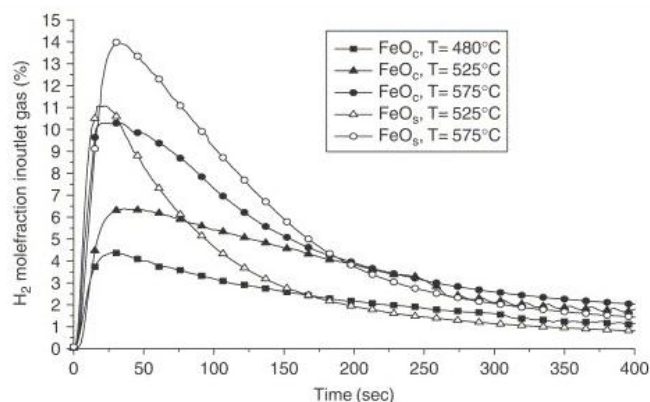


Figura 5.2: Perfiles de producción de hidrógeno durante la hidrólisis de FeO (Charvin et al., 2007).

D. Análisis de los procesos solares para la producción de hidrógeno (Charvin et al., 2008)

El artículo analiza diversos ciclos termoquímicos impulsados por energía solar concentrada para la producción sostenible de hidrógeno. En particular, se estudian los ciclos de óxidos metálicos basados en pares redox como ZnO/Zn y óxidos de hierro ($\text{Fe}_3\text{O}_4/\text{FeO}$ y $\text{Fe}_2\text{O}_3/\text{Fe}_3\text{O}_4$), evaluando sus balances de masa y energía, así como su viabilidad a escala industrial.

Se analiza el ciclo de óxidos de hierro, donde a diferencia del ciclo ZnO/Zn, los óxidos reducidos permanecen en estado condensado, eliminando así problemas de recombinación por enfriamiento. Durante la etapa de hidrólisis de FeO, se señala un fenómeno de pasivación debido a la formación de una capa superficial de óxido que limita la conversión química. La temperatura de operación para esta reacción es de 850 K (577°C), y el flujo de agua requerido para la hidrólisis está representado por 1 mol/s de vapor de agua, produciendo 1 mol/s de hidrógeno a partir de 1 mol/s de FeO.

Según los resultados presentados en la conclusión, la eficiencia energética global optimizada del ciclo $\text{Fe}_3\text{O}_4/\text{FeO}$ alcanza el 17,4%, aunque no se menciona explícitamente un porcentaje de conversión de hidrógeno en la conclusión, estos valores de eficiencia implican un desempeño considerablemente alto, dado que consideran pérdidas térmicas y conversiones químicas parciales, como la conversión del 75% durante la hidrólisis directa del FeO.

Además, con el fin de caracterizar las condiciones experimentales utilizadas en la literatura para la producción de hidrógeno mediante ciclos redox basados en hierro, se presenta un resumen de los parámetros clave reportados en estudios seleccionados. La Tabla 5.2 compila las temperaturas de operación y flujos de agua utilizados en la etapa de oxidación (hidrólisis) con óxidos de hierro, principalmente FeO. Estos datos permiten establecer un rango operativo de referencia que resulta útil para comparar el desempeño de muestras reales de relave frente a materiales comerciales. Además, evidencian la diversidad de enfoques metodológicos, destacando la importancia de ajustar el flujo de agua en función de la temperatura del reactivo para maximizar la conversión a hidrógeno.

Tabla 5.2: Condiciones de operación para la etapa de hidrólisis en ciclos basados en hierro.

Condiciones de operación		Referencia
Temperatura (T)	Flujo de agua (Q)	
1150°C	1mL/min	Harikrishna et al. (2024)
500-800°C	1mol de H ₂ O por 3 mol de FeO	Abanades (2019)
480-675°C	0,225 mL/min	Charvin <i>et al.</i> (2007)
850K (577°C)	1mol/s de vapor de agua	Charvin <i>et al.</i> (2008)

5.1.2.2 Identificación de estudios que utilicen cinc como catalizador

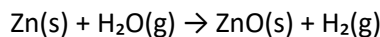
Para los ciclos que utilizan óxidos metálicos, el ciclo ZnO/Zn de dos etapas se considera uno de los más prometedores debido a su temperatura de descomposición relativamente baja y una tasa de hidrólisis más rápida en comparación con otros sistemas que facilita la producción de hidrógeno. Sin embargo, su implementación a gran escala todavía presenta desafíos técnicos importantes. En particular, el hecho de trabajar con vapor de cinc como catalizador en fase gaseosa introduce complicaciones en el enfriamiento y en la separación del oxígeno, lo que puede provocar recombinación y pérdidas de eficiencia. Por ello, se requiere mayor investigación para optimizar las etapas de enfriamiento y la recuperación de agua en este ciclo.

A pesar de estas limitaciones, diversos estudios han demostrado que, mediante estrategias de condensación rápida y el uso de cinc en forma de nanopartículas, es posible alcanzar conversiones elevadas en la etapa de hidrólisis, mejorando la eficiencia global del proceso. En los apartados siguientes se analizan los trabajos más relevantes sobre el ciclo ZnO/Zn.

A. Análisis de los procesos químicos solares para la producción de hidrogeno (Charvin et al.,2008)

El estudio realiza un análisis integral del ciclo termoquímico de dos etapas basado en el par redox óxido de cinc/cinc metálico (ZnO/Zn) como una alternativa prometedora para la producción de hidrógeno impulsada por energía solar concentrada. El trabajo evalúa tanto los balances de masa y energía como la escalabilidad del proceso y su viabilidad económica, con especial atención a la eficiencia energética global y las limitaciones cinéticas involucradas en cada etapa del ciclo.

En el proceso propuesto, la etapa de hidrólisis corresponde a la reacción de cinc metálico con vapor de agua para producir hidrógeno y regenerar óxido de cinc según la siguiente ecuación:



Esta etapa se llevó a cabo a una temperatura de 1023 K (750 °C), utilizando cinc previamente reducido y condensado en forma de nanopartículas, lo cual permitió superar las limitaciones típicas de difusión y obtener una conversión completa del 100 % en la producción de hidrógeno. En la Figura 5.3 se observa el esquema de balance de masa propuesto para el ciclo, en donde se alimenta el hidroreactor con un flujo de 1 mol/s de vapor de agua, que reacciona con 1 mol/s de Zn, generando así 1 mol/s de hidrógeno, lo que equivale a una producción de 2,02 g/s de H₂.

La eficiencia energética del ciclo, considerando pérdidas térmicas y recombinación parcial en la etapa de reducción, fue inicialmente estimada en 25,2%. Sin embargo, mediante estrategias de recuperación de calor y optimización del proceso de enfriamiento, se logró incrementar esta eficiencia hasta un valor de 42,9%. A nivel global, la eficiencia total del proceso desde la energía solar hasta la producción de hidrógeno alcanzó el 20,8%, superando incluso los valores obtenidos en ciclos basados en óxidos de hierro analizados en el mismo estudio.

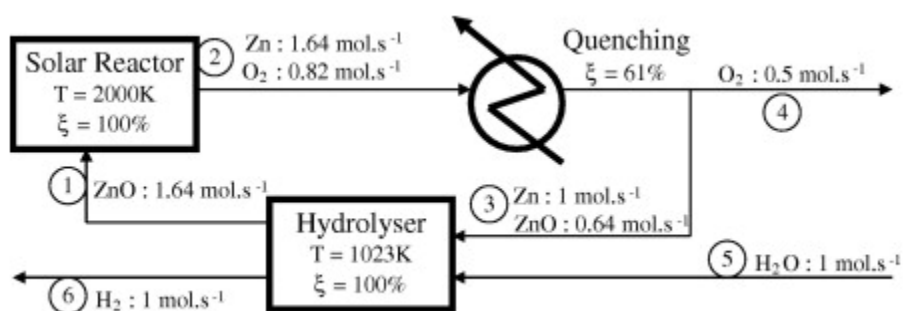


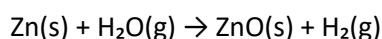
Figura 5.3: Diagrama de flujo del ciclo Zn/ZnO (Charvin et al.,2008)

B. Producción de hidrógeno a partir de cinc (Vishnevetsky y Epstein, 2007)

El estudio analiza la etapa de hidrólisis del cinc metálico producido por energía solar concentrada, en el marco del proyecto europeo SOLCINC. Este enfoque forma parte de un ciclo termoquímico de

dos etapas basado en el par redox ZnO/Zn para la producción de hidrógeno. En este trabajo se investigó el comportamiento del polvo de cinc solar (producido previamente por reducción carbotérmica de ZnO) en contacto con vapor de agua, bajo condiciones térmicas moderadas, con el objetivo de maximizar la conversión del metal y minimizar las pérdidas por evaporación.

La reacción evaluada corresponde a:



La etapa de hidrólisis se llevó a cabo en un reactor de acero inoxidable a presión atmosférica, utilizando muestras de 9 a 10 gramos de polvo de cinc y un flujo constante de vapor de agua generado a partir de 0,55 g/min de agua, acompañado por un flujo de 100–110 cm³/min de nitrógeno como gas portador. La temperatura de reacción fue el parámetro principal del estudio, variando entre 185°C y 560°C y se observó que la reacción de hidrólisis presenta dos etapas cinéticas: una etapa lenta que inicia por encima de 250 °C y una etapa rápida que se activa espontáneamente al alcanzar aproximadamente 400°C en la zona de reacción.

Durante la etapa rápida, se lograron conversiones de cinc a hidrógeno que aumentaron proporcionalmente con la temperatura de inicio del flujo de vapor. Por ejemplo:

A 510°C, se alcanzó una conversión de 88.5%, con una productividad de 232 cm³ de hidrógeno por gramo de cinc, por otro lado, a 443°C, la conversión fue de 73,7%, y a 393°C, de 51%.

Los autores destacan que el polvo SOLCINC mostró una reactividad considerablemente superior en comparación con polvo de cinc comercial, atribuida a su morfología específica: conglomerados de pequeñas esferas de 200–500 nm, que favorecen el traspaso del vapor y la nucleación interna del óxido. También se observó que el aumento excesivo de la temperatura por encima de 510 °C no mejoró la conversión, pero sí incrementó las pérdidas de cinc hasta un 11%, debido a la evaporación y la interacción con el material del reactor.

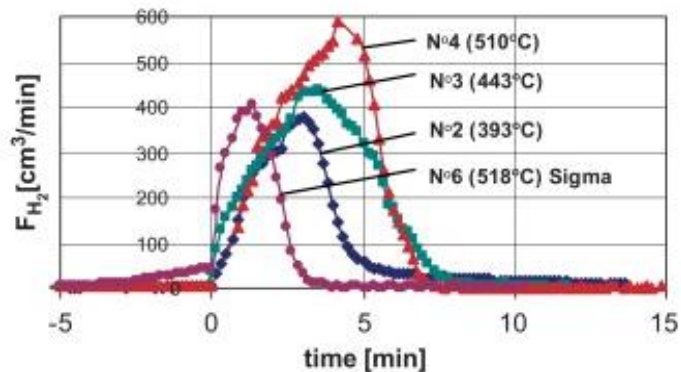


Figura 5.4: Flujo de hidrógeno generado durante la reacción a distintas temperaturas (Vishnevetsky & Epstein, 2007)

C. Formación e hidrólisis *in situ* de nanopartículas de Zn para la producción de hidrógeno (Wegner et al., 2006)

En el presente estudio se analizaron las condiciones operativas y la eficiencia del proceso de hidrólisis del cinc sólido como parte del ciclo termoquímico ZnO/Zn, enfocado en la producción de hidrógeno. El proceso experimental consistió en la formación y posterior reacción de nanopartículas de cinc mediante una rápida condensación del vapor metálico en presencia de vapor de agua. Las condiciones operativas óptimas se identificaron al mantener la temperatura de evaporación del cinc alrededor de 1023 K (750°C), mientras que la reacción de hidrólisis se llevó a cabo continuamente justo por debajo de la temperatura de saturación del vapor de cinc, favoreciendo así la formación efectiva de nanopartículas sólidas.

Se evaluaron diversas relaciones molares entre el agua y el cinc (H_2O/Zn), en un rango entre 1,8 y 36, variando el flujo de agua desde 2,3 hasta 33,2 g/h. Sin embargo, no se observó una influencia significativa de esta relación molar sobre el rendimiento de hidrógeno dentro del rango estudiado. El tiempo de residencia del vapor de agua en la zona de reacción fue aproximadamente de 0,85 segundos, lo que permitió una interacción rápida y eficiente debido a la elevada área superficial específica de las nanopartículas generadas, con un tamaño promedio cercano a los 69 nm.

Los resultados experimentales demostraron una conversión química máxima de cinc sólido a óxido de cinc (ZnO) del 83%, alcanzando un rendimiento máximo de hidrógeno del 70% en una sola pasada del vapor de agua. Estos valores indican una alta eficiencia del proceso y destacan la viabilidad

técnica de emplear nanopartículas de cinc como intermediario sólido en ciclos termoquímicos para producción sostenible de hidrógeno.

D. Disociación térmica solar directa de óxido de cinc (Weidenkaff et al., 2000)

El estudio aborda experimentalmente ambas etapas del ciclo termoquímico ZnO/Zn orientado a la producción de hidrógeno mediante energía solar concentrada, con especial énfasis en la cinética de la reacción de hidrólisis del cinc metálico. En esta segunda etapa del ciclo, se analizó la reacción de cinc con vapor de agua para regenerar óxido de cinc y liberar hidrógeno molecular. Los ensayos se llevaron a cabo en una balanza termogravimétrica, utilizando muestras de cinc metálico de 40 mg, tanto de origen comercial como proveniente de disociación solar. El cinc fue calentado en un crisol de alúmina bajo flujo de nitrógeno (50 mL/min), al cual se incorporó vapor de agua con presiones parciales controladas de 30, 45 y 50 mbar. Las temperaturas de operación variaron entre 350 °C y 500 °C, observándose que la reacción era más rápida cuando el cinc se encontraba en estado fundido (por sobre los 692,7K o 420,6°C), aunque la formación de una capa superficial de ZnO limitaba la conversión completa. Además, se reportó que el cinc obtenido a partir de procesos solares presentaba una reactividad superior debido a su mayor área superficial y presencia de impurezas que actuaban como sitios de nucleación para la oxidación. Estos resultados son relevantes para el diseño del reactor de hidrólisis, indicando la necesidad de operar por sobre el punto de fusión del cinc y asegurar una adecuada mezcla para evitar la pasivación del metal.

E. Tecnología de reactores solares de alta temperatura (Koepp et al., 2017)

El estudio documenta 25 años de investigación en reactores solares de alta temperatura, destacando el desarrollo del ciclo termoquímico Zn/ZnO para la producción de hidrógeno mediante división de agua. Este ciclo consiste en una etapa de reducción endotérmica de ZnO a cinc metálico (Zn) y oxígeno molecular (O₂) que se lleva a cabo a temperaturas superiores a 2000 K (~1727 °C), utilizando energía solar concentrada. Posteriormente, el cinc metálico se reoxida en una segunda etapa a temperaturas inferiores a 1300K, generalmente alrededor de 700–1200 K (427–927 °C), al reaccionar con vapor de agua (hidrólisis), generando nuevamente ZnO y liberando hidrógeno (H₂). Esta segunda etapa se realiza de forma separada, lo que permite evitar la recombinación de los gases producto. Aunque no se indica un caudal específico de agua, se menciona el uso de vapor en condiciones controladas. Las tasas de disociación alcanzadas en reactores a escala de laboratorio llegaron a 6 g/min de Zn, mientras que en el reactor piloto de 100 kW se logró una tasa de disociación promedio de 28 g/min, con temperaturas de operación mantenidas por encima de los

2000 K y flujos de gas inerte cercanos a 2000 L/min. En cuanto al rendimiento, se registró una eficiencia solar a combustible del 3%, limitada por el uso excesivo de gas inerte para la separación de productos, aunque simulaciones predicen una eficiencia potencial del 16% con mejoras en la cinética de reacción. En términos de conversión, el contenido de cinc metálico recuperado en el producto osciló entre un 10% y un máximo de 44 mol%, evidenciando desafíos en la separación y recombinación parcial con oxígeno.

A modo de resumen, la Tabla 5.3 presenta una comparación de los distintos trabajos con el metal utilizado, junto con la respectiva temperatura y flujo de agua en la etapa de oxidación.

Tabla 5.3: Condiciones de operación para la etapa de hidrólisis en ciclos basados en cinc

Condiciones de operación		Referencia bibliográfica
Temperatura (T)	Flujo de agua (Q)	
1023K (750°C)	1 mol/s de vapor de agua	Charvin <i>et al.</i> (2008)
185°C - 560°C	0,55 g/min de agua	Vishnevetsky & Epstein, (2007)
1023K (750°C)	2,3 hasta 33,2 g/h	Wegner <i>et al.</i> (2006)
350 - 500 °C	0,00145 g/min	Weidenkaff <i>et al.</i> (2000)
427-927 °C	s.d	Koepf <i>et al.</i> (2017)

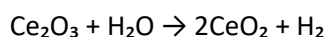
*s.d: sin datos

5.1.2.3 Identificación de estudios que utilicen cerio como catalizador

- A. Producción termoquímica de hidrógeno a partir de un ciclo de dos etapas basado en óxidos de cerio (Abanades y Flamant, 2006)

El ciclo termoquímico propuesto en este estudio emplea la pareja redox $\text{CeO}_2/\text{Ce}_2\text{O}_3$ para la producción de hidrógeno a partir de energía solar concentrada, destacándose por su alta reversibilidad y separación intrínseca de productos gaseosos. La etapa de reducción térmica de CeO_2 se llevó a cabo en un reactor solar a temperaturas cercanas a los 2000 °C y presiones reducidas (100–200 mbar), logrando la formación de CeO_{2-x} sin necesidad de agentes reductores, mediante una conversión rápida (2–6 min) bajo atmósfera inerte. Una vez obtenida esta fase reducida, se

procedió a su evaluación en la reacción de hidrólisis, la cual representa el paso clave para la liberación de hidrógeno.



La etapa de hidrólisis se desarrolló en un reactor de lecho fijo con calefacción eléctrica, en presencia de un flujo de argón y una inyección controlada de vapor de agua (0,35 mL/min). Las pruebas se realizaron entre 400 y 600 °C, observándose una cinética altamente favorable: la reacción comenzaba inmediatamente tras el ingreso de vapor, generando hidrógeno de forma rápida y sostenida. A 600 °C, la conversión fue total durante la primera inyección de agua, mientras que a temperaturas más bajas (440–515 °C) se requirió mayor tiempo de residencia para alcanzar la reoxidación completa del óxido reducido, pero igualmente se logró un rendimiento del 100%. Este comportamiento contrasta positivamente con sistemas como Fe₃O₄/FeO, donde las conversiones parciales (ej. 32% en 120 min a 400 °C) limitan la eficiencia global del ciclo.

Adicionalmente, se determinó que la reactividad no depende del tamaño de partícula (100–300 μm), lo que permite una mayor robustez operativa. El hidrógeno generado fue completamente puro, sin trazas de CO o CO₂, lo cual elimina la necesidad de etapas adicionales de purificación y permite su aplicación directa en tecnologías sensibles como celdas PEM. En conjunto, los resultados experimentales indican que la etapa de hidrólisis del Ce₂O₃ ocurre con alta velocidad, completa conversión y bajo requerimiento energético, posicionando a este sistema como uno de los más eficientes y limpios en la producción termoquímica solar de hidrógeno (Abanades & Flamant, 2006).

B. Análisis termodinámico de óxidos de cerio para la producción de combustible termoquímico solar (Scheffe & Steinfeld, 2012)

El ciclo termoquímico basado en óxidos de cerio fue analizado termodinámicamente por Scheffe y Steinfeld (2012), quienes evaluaron el desempeño del sistema CeO₂/Ce₂O₃ considerando condiciones de operación solar directa, con énfasis en la reversibilidad del proceso y la eficiencia global. La etapa de reducción parcial de CeO₂ se estudió a temperaturas superiores a 1673 K (1600°C) bajo presiones parciales de oxígeno controladas (10⁻⁵ atm), lo que permitió generar vacancias de oxígeno (CeO_{2-δ}) sin descomposición estructural significativa. El cerio sin dopar presentó la mayor capacidad de reducción respecto a sistemas dopados, debido a su mayor extensión de no estequiometría. Esta condición favorece la acumulación de oxígeno durante la

reducción, aspecto clave para maximizar la cantidad de hidrógeno que puede generarse posteriormente en la etapa de reoxidación.

La etapa de oxidación mediante vapor de agua, que representa la reacción de hidrólisis crítica para la producción de hidrógeno, fue analizada para diferentes grados de reducción (δ) y temperaturas de reoxidación entre 900 y 1673 K (627 a 1600°C). A un valor moderado de $\delta = 0,1$, se alcanzó una eficiencia solar a combustible estimada de hasta 20,2%, con producción de hidrógeno puro y sin formación de gases contaminantes como CO o CO₂. Esta reacción mostró una alta viabilidad termodinámica incluso a temperaturas moderadas (900–1000 K o 627-727°C), lo que amplía el rango operativo del sistema. Además, se destaca que la eficiencia puede incrementarse significativamente mediante estrategias de recuperación de calor, posicionando al sistema CeO₂/Ce₂O₃ como una de las alternativas más estables, reversibles y eficientes para la producción solar de hidrógeno, con una etapa de hidrólisis particularmente robusta y selectiva.

5.1.2.4 Identificación de estudios que utilicen estaño como catalizador

- A. Reducción de H₂O mediante ciclos termoquímicos solares utilizando reacciones redox SnO₂/SnO (Abanades, 2012)

El ciclo termoquímico basado en el sistema SnO₂/SnO fue evaluado experimentalmente mediante termogravimetría (TGA) para producir hidrógeno mediante reducción solar y posterior hidrólisis. Inicialmente, SnO₂ fue reducido térmicamente utilizando energía solar concentrada a temperaturas superiores a 1900 K, generando nanopartículas reactivas de SnO.

La etapa principal de interés, correspondiente a la oxidación del SnO con vapor de agua, se desarrolló a temperaturas comprendidas entre 773 y 973 K (500–700 °C). Se alcanzó una conversión máxima del 88% a 973 K, observándose una cinética inicial rápida, controlada por mecanismos químicos, seguida por una fase posterior más lenta, gobernada por difusión interna del vapor de agua en la matriz sólida. Esta reacción presentó una dependencia significativa con la concentración de vapor de agua, estimándose un orden de reacción aproximado de $0,6 \pm 0,1$.

Un aspecto crítico identificado fue la desproporción parcial de SnO en Sn metálico y SnO₂ a temperaturas superiores a 873 K. Este fenómeno competitivo introdujo una disminución parcial en la reactividad global, debido a la presencia de estaño metálico menos reactivo frente al vapor de agua. Pese a ello, no se detectaron problemas estructurales tales como aglomeración o sinterización de las partículas, lo que garantiza estabilidad operativa del material reactivo durante el ciclo

B. Ciclo de división de agua SnO₂/SnO de dos pasos para la producción termoquímica solar de hidrógeno (Abanades et al., 2008)

El artículo analiza la factibilidad termoquímica de distintos óxidos metálicos como agentes activos en ciclos solares de dos etapas para la producción de hidrógeno, evaluando su comportamiento termodinámico, estabilidad redox y desempeño experimental. En particular, se pone atención en la capacidad de reducción de estos óxidos bajo atmósferas inertes y en su posterior reoxidación con vapor de agua, lo cual permite cerrar el ciclo redox con generación directa de hidrógeno. Entre los materiales evaluados, el sistema SnO₂/SnO destaca por su bajo punto de reducción, estabilidad estructural y elevada reactividad con vapor, características que lo posicionan como un candidato prometedor para procesos cíclicos alimentados por energía solar.

Dentro de este contexto, el capítulo 3.2.2 se enfoca exclusivamente en la etapa de hidrólisis del SnO, evaluada experimentalmente en un reactor de lecho fijo. La reacción $\text{SnO} + \text{H}_2\text{O} \rightarrow \text{SnO}_2 + \text{H}_2$ fue ejecutada entre 470 y 600 °C, bajo un flujo de argón con vapor de agua generado por inyección controlada. La conversión de SnO fue cercana al 98 % a 525 °C, con una respuesta cinética favorable atribuida a la alta superficie específica de las nanopartículas. Se observó un pico inicial de producción de H₂ al momento de la inyección del vapor, seguido de una caída progresiva en la tasa de reacción, finalizando el proceso en 20-30 minutos. No obstante, se reportaron limitaciones en la homogeneidad de reacción debido a la aglomeración de partículas, lo que sugiere que un reactor de lecho móvil podría mejorar las transferencias de calor y masa. El análisis cinético ajustó mejor a un modelo de primer orden con constante $k=2,1 \times 10^{-3} \text{ s}^{-1}$, descartándose modelos como el de contracción esférica. Se concluye que el mecanismo más probable involucra la formación progresiva de una capa de SnO₂ que limita la difusión de vapor hacia el núcleo no reaccionado, requiriéndose estudios adicionales para estimar parámetros como la energía de activación y el factor exponencial. En conjunto, los resultados validan la viabilidad de esta reacción dentro de ciclos termoquímicos solares, aunque revelan oportunidades de mejora en el diseño del reactor y la caracterización cinética.

5.1.2.5 *Identificación de estudios que utilicen magnesio como catalizador*

A. Producción de hidrógeno solar mediante un proceso termoquímico de dos pasos basado en reacciones redox MgO/Mg (Gálvez et al., 2008)

El ciclo termoquímico MgO/Mg fue estudiado con especial atención en la etapa de hidrólisis, después de una breve evaluación inicial de la reducción carbotérmica del MgO con carbón vegetal y coque de petróleo a temperaturas entre 1450 y 1550 °C para generar Mg metálico.

La etapa principal, correspondiente a la hidrólisis del magnesio metálico, se realizó en un rango de temperaturas comprendido entre 350 y 550 °C bajo concentraciones variables de vapor de agua (20-80%). La reacción ocurrió en dos fases claramente diferenciadas: primero, la formación de hidróxido de magnesio ($\text{Mg}(\text{OH})_2$) hasta alrededor de 425°C, seguida de su rápida descomposición térmica a MgO, acompañada de una notable aceleración en la generación de hidrógeno. La tasa máxima de producción de hidrógeno fue alcanzada a 550°C, mostrando una cinética muy favorable. Se obtuvo una energía de activación de aproximadamente 67kJ/mol, indicando que la reacción estuvo predominantemente limitada por la cinética química en la superficie de las partículas metálicas.

Además, se observó que el producto sólido formado (MgO) presentaba una estructura mesoporosa, facilitando significativamente la difusión del vapor de agua hacia el núcleo metálico y, por tanto, aumentando la eficiencia de conversión. Este comportamiento cinético favorable y la morfología ventajosa del material formado hacen del ciclo MgO/Mg una alternativa altamente prometedora para la producción eficiente de hidrógeno mediante energía solar termoquímica.

B. Producción de hidrógeno mediante hidrólisis de compuestos de óxidos de Mg (Huang et al., 2017)

En este estudio se analizó experimentalmente la producción de hidrógeno mediante la reacción de hidrólisis de compuestos de magnesio activados con óxidos metálicos, en presencia de una solución salina al 3,5% de NaCl y a temperatura ambiente. La investigación tuvo como objetivo evaluar el efecto catalítico de diversos óxidos (Fe_2O_3 , MoO_3 , Fe_3O_4 , CaO , Nb_2O_5 y TiO_2) sobre el rendimiento de generación de hidrógeno del magnesio. Para ello, se prepararon mezclas mediante molienda mecánica, empleando una relación de 5% en peso de óxido y un tiempo de activación de hasta 1 hora, parámetros que permitieron modificar favorablemente la superficie reactiva del Mg. Los resultados mostraron que los compuestos Mg 5% MoO_3 y Mg 5% Fe_2O_3 obtuvieron los mayores rendimientos, alcanzando una conversión de hasta un 95,2% del hidrógeno teórico en solo 10 minutos, con un volumen generado de aproximadamente 888 mL/g, lo que representa una mejora considerable respecto al rendimiento del magnesio sin aditivos (27,5%).

Asimismo, se identificó que el tiempo de molienda y la cantidad de óxido influyen significativamente en la eficiencia de la reacción, estableciéndose que una hora de activación y una concentración de 5% de MoO_3 constituyen las condiciones óptimas para maximizar la producción de hidrógeno. Un aspecto relevante observado en este estudio fue la influencia del estado de valencia de los metales presentes en los óxidos utilizados: a mayor estado de oxidación, mayor fue la eficiencia catalítica registrada. Este efecto se atribuye a la formación de micro celdas galvánicas entre el magnesio y los óxidos metálicos, las cuales favorecen la ruptura de la capa pasivadora de $\text{Mg}(\text{OH})_2$ que normalmente limita la reacción. Los hallazgos obtenidos en esta investigación refuerzan la viabilidad técnica del uso de óxidos metálicos como catalizadores para potenciar la hidrólisis de magnesio, posicionando esta estrategia como una alternativa eficiente y sustentable para la generación distribuida de hidrógeno.

5.1.2.6 *Análisis final*

A partir del análisis de los estudios recopilados, se confirma que la temperatura de operación durante la etapa de hidrólisis constituye una variable crítica en la eficiencia de los procesos termoquímicos de producción de hidrógeno mediante óxidos metálicos. La evidencia reportada en la literatura indica que la reacción con vapor de agua comienza a ser efectiva a temperaturas que oscilan entre los 500 y 600 °C, consideradas como el límite inferior para activar este tipo de reacción. En cambio, las temperaturas máximas de operación varían ampliamente según el metal y las condiciones experimentales, alcanzando en algunos casos hasta los 1100 °C. Estos antecedentes permiten definir un intervalo térmico de referencia dentro del cual debería operar el equipo si se aplicara esta tecnología a partir de relaves mineros.

El contraste entre los estudios revisados muestra que los óxidos de hierro, cinc y cerio tienden a exhibir una mejor estabilidad frente a los ciclos redox y una mayor conversión del vapor de agua, mientras que otros metales, como el magnesio o el estaño, presentan una reactividad más sensible a los cambios de temperatura. Esto sugiere que la selección del metal o del óxido predominante en el relave influye directamente en la eficiencia del proceso, por lo que no basta con considerar la abundancia mineralógica, sino también su comportamiento termoquímico y capacidad de regeneración.

En este sentido, el análisis permitió comprender que el equilibrio entre temperatura, estabilidad y disponibilidad del metal será determinante para adaptar esta tecnología al contexto de los relaves chilenos. Si bien los resultados recopilados son de carácter experimental y dependen de condiciones

controladas de laboratorio, ofrecen una base técnica sólida para orientar estudios posteriores de validación a escala piloto. De este modo, esta revisión no solo permitió identificar los metales con mayor potencial catalítico, sino también reconocer las limitaciones y desafíos que deberán abordarse para avanzar hacia aplicaciones reales en procesos de hidrólisis térmica del agua.

5.1.3 Establecer los requerimientos de agua para la reacción química

Se estimó el requerimiento de agua necesario para llevar a cabo la reacción de hidrólisis de los metales seleccionados, con el objetivo de dimensionar la cantidad de vapor de agua que debe inyectarse al sistema para permitir la conversión completa de los óxidos metálicos a hidrógeno. Esta estimación se basó en la estequiometría de las reacciones químicas asociadas a cada metal, considerando dos escenarios: uno correspondiente a la relación molar exacta entre metal y agua, y otro con un 30 % de exceso de agua, lo cual permite asegurar que el metal, siendo el reactivo limitante, pueda reaccionar completamente, compensando posibles pérdidas o ineficiencias en la operación.

La información obtenida fue organizada en la Tabla 5.4 la cual presenta la reacción general de hidrólisis, la relación molar estequiométrica (mol metal/mol H₂O), la masa de agua requerida por mol de molécula según dicha relación, y el cálculo correspondiente cuando se considera un exceso del 30 % en el suministro de agua. Este enfoque permite, una vez conocida la cantidad de cada metal presente en el relave, determinar de forma directa la masa total de agua que deberá inyectarse al sistema para permitir la generación de hidrógeno.

Tal como se observa, la mayoría de los metales evaluados presentan una relación molar de 1:1 con el agua, lo que implica una demanda de 18,016 g de H₂O/mol en condiciones estequiométricas y 23,4 g/mol con exceso. En el caso del hierro, cuya reacción muestra una proporción distinta (3:1), el requerimiento de agua es de 6,005 g/mol y 7,807 g/mol, respectivamente. Estos valores servirán de base para los balances de masa en etapas posteriores del análisis técnico.

Tabla 5.4: Requerimiento de agua por mol de metal en reacción de hidrólisis.

Metal	Reacción general (hidrólisis)	Relación estequiométrica (mol metal/mol agua)	Relación estequiométrica (g H ₂ O requerida/mol molécula)	Masa (g) de agua requerida (30% de exceso) /mol de molécula
Hierro	$3\text{FeO} + \text{H}_2\text{O} \rightarrow \text{Fe}_3\text{O}_4 + \text{H}_2$	3:1	6,005	7,807
Cinc	$\text{Zn} + \text{H}_2\text{O} \rightarrow \text{ZnO} + \text{H}_2$	1:1	18,016	23,421
Magnesio	$\text{Mg} + \text{H}_2\text{O} \rightarrow \text{MgO} + \text{H}_2$	1:1	18,016	23,421
Estaño	$\text{SnO} + \text{H}_2\text{O} \rightarrow \text{SnO}_2 + \text{H}_2$	1:1	18,016	23,421
Cerio	$\text{Ce}_2\text{O}_3 + \text{H}_2\text{O} \rightarrow 2\text{CeO}_2 + \text{H}_2$	1:1	18,016	23,421

5.2 PRODUCCIÓN DE HIDRÓGENO A PARTIR DE RELAVE MINERO DE DIFERENTES ORÍGENES

5.2.1 Selección de metales más relevantes

Se realizó un análisis de las concentraciones geoquímicas de distintos metales presentes en relaves mineros, con el fin de identificar cuáles de ellos poseen un mayor potencial para ser utilizados en la producción de hidrógeno mediante procesos de termólisis del agua en la etapa de hidrólisis. Para ello, se utilizó como base la información contenida en el documento “Datos de Geoquímica de Depósitos de Relaves de Chile 2023”, elaborado por el Servicio Nacional de Geología y Minería (SERNAGEOMIN). A partir de esta base se filtraron los registros correspondientes a seis metales previamente seleccionados en la revisión bibliográfica: cerio, cadmio, estaño, cinc, hierro y magnesio. Luego, se generaron histogramas individuales por elemento utilizando el software Stata.

En la Figura 5.5 y 5.6 se presentan los histogramas correspondientes al cerio, cadmio y estaño, los cuales exhiben una clara tendencia a concentraciones bajas. En el caso del cerio, la mayoría de los registros se agrupa por debajo de los 0,5 mmol/kg, con escasos valores que superan el 1 mmol/kg. El cadmio, por su parte, presenta una distribución aún más acotada, con la mayor parte de los datos

situados cerca del límite inferior, lo que evidencia una presencia mínima en los relaves. En cuanto al estaño, si bien su distribución es levemente más dispersa, también se observa una mayor frecuencia en concentraciones inferiores a los 2 mmol/kg. En general, estos tres elementos comparten un similar comportamiento que refleja baja disponibilidad, lo cual puede representar una limitación para su uso a escala operacional.

Adicionalmente, la Figura 5.6 y 5.7 muestran los histogramas correspondientes al cinc, hierro y magnesio, metales que se encuentran en mayor concentración dentro de los depósitos de relave analizados. El cinc presenta una distribución asimétrica, con una concentración importante de valores entre 0 y 5 mmol/kg, aunque se registran algunos casos que alcanzan hasta 20 mmol/kg, lo que indica una presencia significativa pero heterogénea. El hierro muestra una distribución más extendida, con una gran cantidad de muestras concentradas entre 500 y 1.500 mmol/kg, y con valores máximos que superan incluso los 4.000 mmol/kg. Este comportamiento refleja la alta presencia de hierro en los relaves, lo que concuerda con su origen en procesos metalúrgicos asociados a la minería del cobre y hierro. Finalmente, el magnesio presenta una mayor concentración de los datos agrupados entre los 1.000–2.000 mmol/kg, lo que representa una alta disponibilidad en los relaves.

Este análisis permitió identificar con claridad los metales con mayor presencia geoquímica en relaves mineros a nivel nacional, siendo el hierro, el magnesio y el cinc los elementos con mayor potencial para ser aprovechados en procesos de producción de hidrógeno. Esta selección será utilizada como base para las siguientes etapas del estudio, particularmente para la estimación teórica de producción de H₂ por tipo de relave, en función de la concentración de cada metal y su rendimiento estequiométrico en la etapa de hidrólisis.

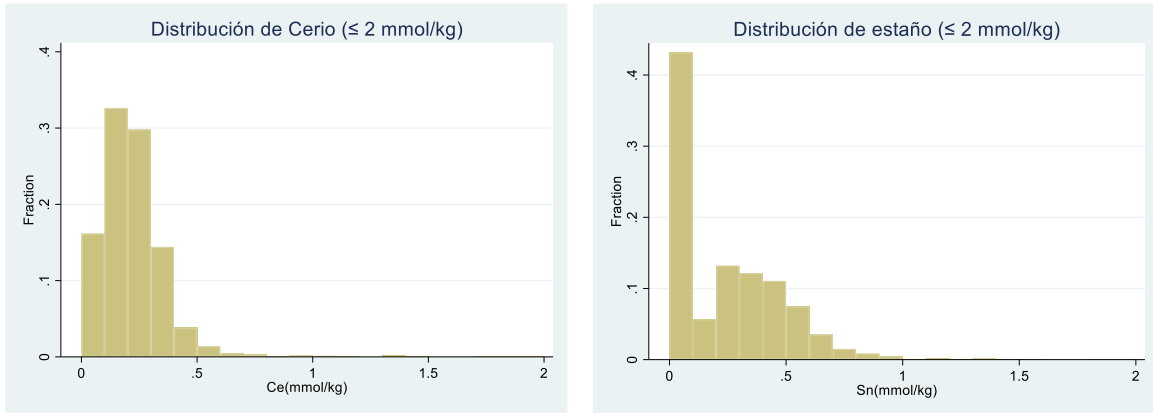


Figura 5.5: Distribución de concentraciones de cerio y estaño en relaves mineros

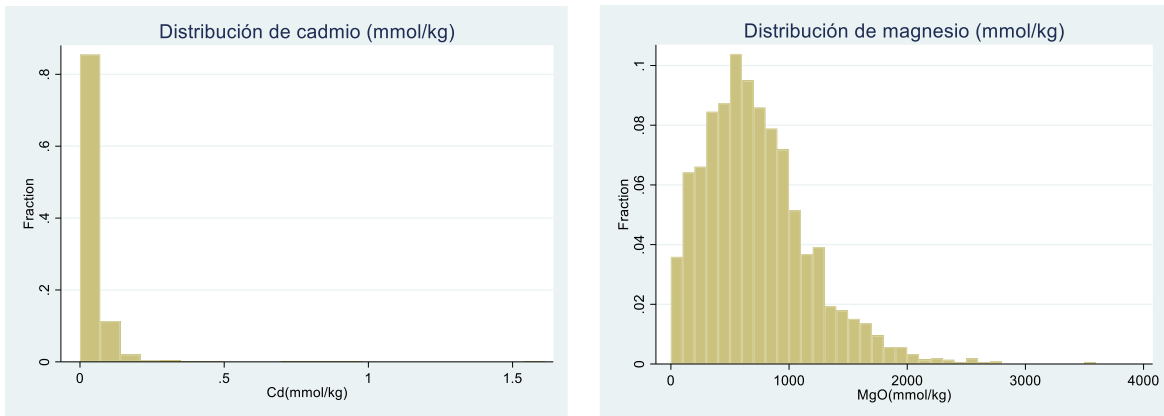


Figura 5.6: Distribución de concentraciones de cadmio y magnesio en relaves minero

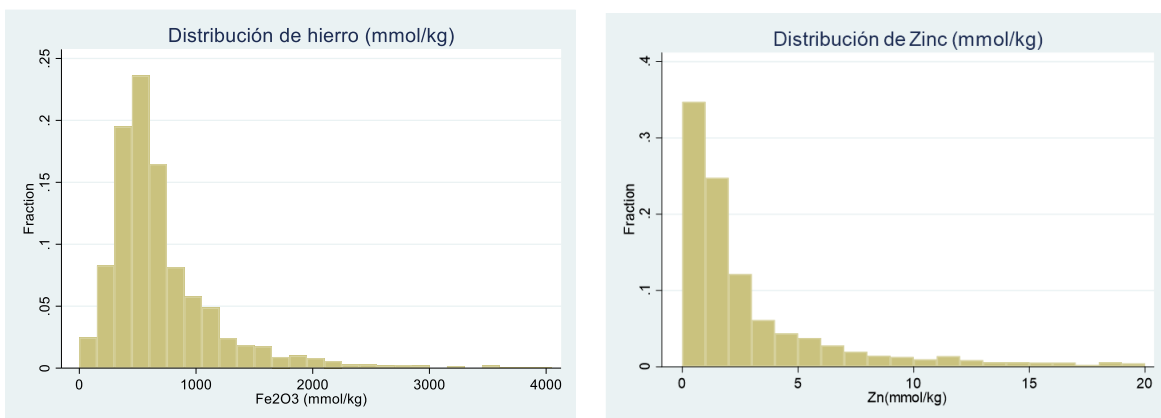


Figura 5.7: Distribución de concentraciones de hierro y cinc en relaves mineros

5.2.2 Estimación de producción de hidrógeno a partir de los relaves mineros reportados por el SERNAGEOMIN

En esta actividad se realizó la estimación de la producción teórica de hidrógeno por tipo de relave, a partir de los metales con mayor concentración identificados en la etapa anterior. El procedimiento se basó en los datos entregados por el documento Datos de Geoquímica de Depósitos de Relaves de Chile (2023), elaborado por el SERNAGEOMIN, los cuales se procesaron con el objetivo de calcular la cantidad de hidrógeno que podría generarse por kilogramo de relave.

Para llevar a cabo este análisis, se aplicó un filtro sobre la matriz de datos original, seleccionando únicamente aquellos relaves clasificados como activos, eliminando registros duplicados o sin información asociada. Posteriormente, los datos se organizaron por tipo de relave, lo que permitió agrupar los valores según su categoría mineralógica (por ejemplo, “Cobre”, “Oro y otros”, “Caolín”, etc.). El enfoque se centró en los metales seleccionados previamente, principalmente óxidos de hierro (Fe_2O_3), cinc (Zn) y magnesio (MgO), por ser los que presentaban mayores concentraciones.

El procesamiento aplicado a los datos consistió en una conversión de unidades, pasando de los valores originalmente reportados en gramos por tonelada (g/t) a gramos de hidrógeno por kilogramo de relave seco ($\text{g H}_2/\text{kg}$). Esta transformación permitió cuantificar el potencial de generación de hidrógeno por unidad de masa de relave y, posteriormente, proyectar el aporte total de hidrógeno para cada tipo de relave considerando la masa total reportada.

El resultado de este análisis se representa en la Figura 5.8, el cual muestra la producción total estimada de hidrógeno, agrupada por tipo de relave. En esta figura se observa con que los relaves asociados a la minería del cobre (en especial las categorías “Cobre” y “Cobre y otros”) presentan los mayores valores de producción teórica, con una contribución dominante del óxido de hierro, complementada en algunos casos por magnesio. En cambio, otros tipos de relave, como “Caolín”, “Cinc y otros” u “Oro”, muestran niveles de generación prácticamente nulos, debido a su bajo contenido de los metales analizados.

Este resultado confirma que, desde una perspectiva geoquímica, los relaves de cobre activos en Chile representan la fuente más prometedora para la obtención de hidrógeno, debido a la combinación de alta concentración de óxidos metálicos y la disponibilidad de grandes volúmenes de relave minero. Con base en esta información, se seleccionó la faena minera Doña Inés de Collahuasi como caso de referencia para las actividades subsiguientes, ya que cumple con los

criterios definidos y está situada en la Región de Tarapacá la que, según el Consejo Minero (s.f.), es una de las seis principales cupríferas del mundo y el segundo yacimiento más grande de Chile, respaldando así su idoneidad como sitio piloto.

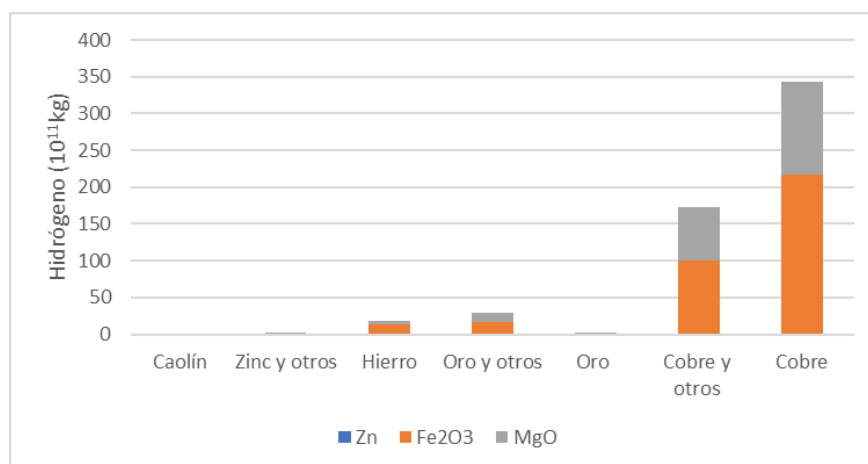


Figura 5.8: Producción total de H₂ por tipo de relave

5.2.3 Propuesta de un proceso para la obtención de hidrógeno por reprocesamiento de relaves mineros

Como punto de partida para el diseño conceptual del proceso, se consideró el proceso protegido por la patente industrial (Patente N° 71969: “Un sistema y un procedimiento para procesar relaves mineros para generar hidrógeno”), así como el equipo disponible en el Laboratorio de Biotecnología Ambiental e Ingeniería de Procesos de la Universidad de Valparaíso (Figuras 5.9 a 5.11), fabricado por la empresa KeyProcess, el cual cuenta con subequipos que se mencionan a continuación:

- Panel de control (temperatura)
- Controlador de flujo de argón
- Bomba peristáltica (flujo de agua)
- Horno y reactor
- Enfriador
- Secador

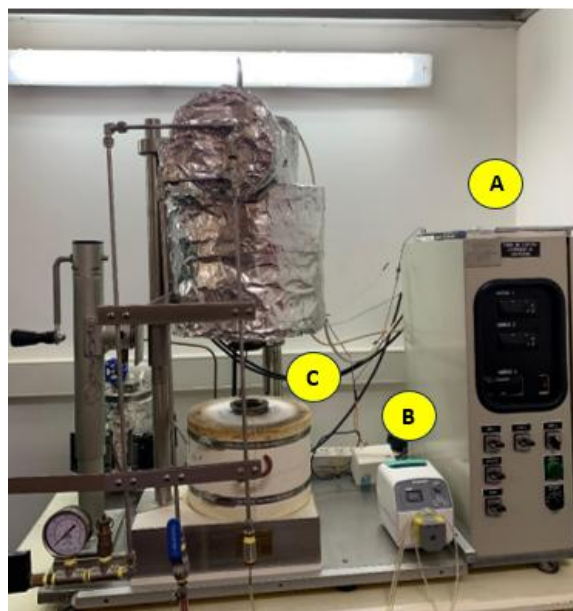


Figura 5.9: Vista general del equipo producción de hidrógeno: A, Panel de control; B, Bomba peristáltica; C, Horno y reactor.

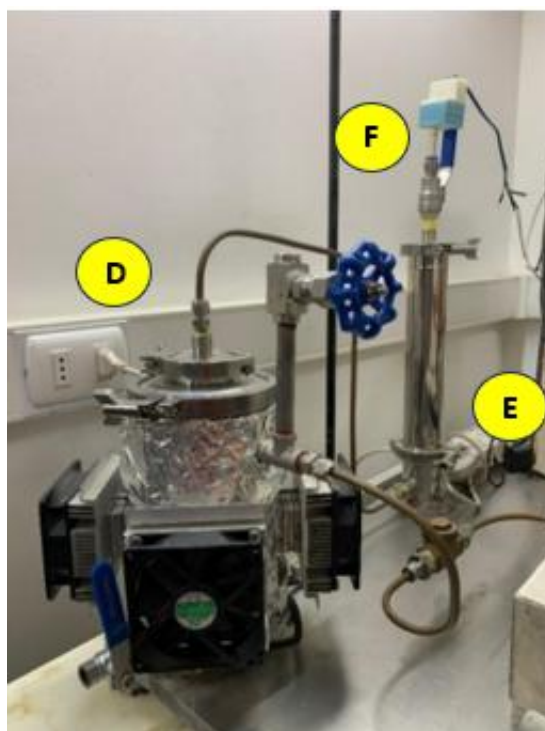


Figura 5.10: Vista del enfriador (D) de la corriente a la salida del reactor y del secador (E) para remover el agua, finalizando en el sensor de hidrógeno (F).



Figura 5.11: Vista controlador de flujo de argón (G)

Con base a lo anterior, se desarrolló un diagrama de flujo del proceso, representado en la Figura 5.12, el cual sintetiza las etapas principales del sistema propuesto, desde la recepción inicial del relave húmedo hasta la obtención final de hidrógeno gaseoso. Para la elaboración de este esquema, se tomó como referencia la secuencia operativa observada en los equipos utilizados a escala laboratorio, lo que permitió estructurar un modelo representativo que sirviera de base para su posterior escalamiento a nivel industrial.

El proceso propuesto inicia con la recepción del relave húmedo, el cual es sometido a una primera etapa de separación sólido-líquido con el objetivo de remover el exceso de agua. El material parcialmente drenado obtenido se somete posteriormente a un proceso de secado, donde se elimina su contenido de humedad mediante la circulación de un flujo de aire caliente. El aire empleado en esta etapa proviene del sistema mismo, reutilizando calor recuperado en etapas posteriores para optimizar energéticamente la operación, mediante la incorporación de un flujo de aire caliente destinado a complementar el requerimiento energético del proceso de secado del relave.

Luego del secado, el relave entra al reactor, donde se lleva a cabo la reacción de hidrólisis térmica mediante la inyección controlada de agua y un flujo de argón a una temperatura de 700°C. La

reacción química en este reactor permite obtener una mezcla gaseosa compuesta por hidrógeno (H_2), vapor de agua y argón.

La corriente gaseosa generada es enfriada progresivamente en un intercambiador de calor con el objetivo de disminuir su temperatura y recuperar parte del calor para ser reutilizado en el secado del relave. Posteriormente, esta corriente atraviesa una etapa de condensación, donde se separa el agua líquida formada como resultado del enfriamiento previo. La mezcla gaseosa restante, compuesta por hidrógeno y argón, es dirigida a una etapa de purificación a través de un separador de adsorción por cambio de presión (PSA), con el fin de obtener una corriente de hidrógeno de alta pureza como producto principal. En paralelo, el flujo de argón es recuperado y recirculado hacia el sistema para su reutilización en el proceso.

Por otra parte, el sólido remanente del reactor, denominado relave agotado, es retirado del sistema como una corriente residual, recuperando calor para ser utilizado en la etapa de secado, cuyo tratamiento o disposición final podría considerarse en etapas posteriores de estudio.

Este diagrama conceptual, además de integrar los aspectos principales del proceso, considera la recirculación interna del calor recuperado, lo que busca mejorar la eficiencia energética global del sistema. Es importante señalar que el análisis detallado del balance de masa y energía correspondiente a este esquema será abordado en la siguiente actividad.

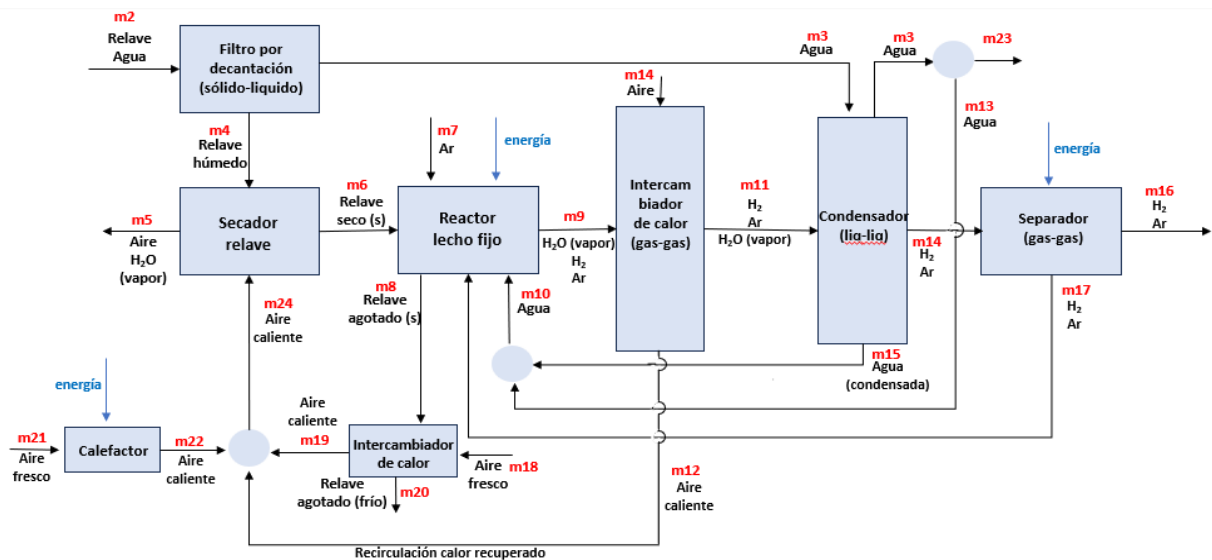


Figura 5.12: Diagrama de bloque del proceso propuesto, donde en rojo se indica la enumeración de las corrientes, en color azul las corrientes de energía (electricidad) y los círculos corresponden a los mezcladores.

5.3 ESTIMAR LOS COSTOS DE PRODUCCIÓN DE HIDRÓGENO A PARTIR DE LOS RELAVES MINEROS

5.3.1 Balance de materia y energía

En este capítulo se presentan los balances de masa y energía del proceso propuesto para la producción de hidrógeno mediante termólisis del agua (con ecuaciones en etapa de hidrólisis), utilizando relaves mineros como recurso principal. Estos balances se realizarán tomando como referencia un flujo específico de hidrógeno puro, determinado a partir de datos bibliográficos relacionados con el consumo requerido para operar un (1) camión CAEX en una minera, equipado con una celda de combustible. A partir de este flujo base y los óxidos seleccionados en la etapa anterior por presentar las mayores concentraciones, se estimó la cantidad requerida de relave así como el consumo de agua y flujo de argón requerida para la reacción.

5.3.1.1 Balance de materia

Antes de desarrollar los cálculos del balance de materia según la Figura 5.12, se establecen una serie de consideraciones:

1. Se considera un sistema de operación continua, sin incluir la etapa de puesta en marcha.
2. Se asume que el vapor de agua contenido en la corriente m11 se condensa en su totalidad en el condensador, permitiendo su remoción completa en fase líquida.
3. Se considera un exceso del 30% estequiométrico en el agua de alimentación, así como un rendimiento de reacción del 30%.
4. Se considera que el relave posee una humedad del 55% en base húmeda, correspondiente a un 45% de sólidos.
5. Se asume la operación en atmósfera inerte dentro del reactor, sin presencia de oxígeno.

En primera instancia para poder determinar la cantidad de hidrógeno puro a generar se utiliza la Ecuación 5.1, con la que se estima la cantidad requerida para alimentar a un camión CAEX.

$$\text{Hidrógeno puro} = \frac{\text{Consumo de hidrógeno (kg/h)} * \text{Consumo energético (kW)}}{\text{Celdas de combustible (kW)}} \quad (5.1)$$

Sabiendo que el consumo específico de hidrógeno es determinado a partir del estudio realizado por Gay et al. (2022), quienes establecieron una demanda de 36,1 kg/h de hidrógeno para alimentar una celda de combustible con una potencia máxima de 800 kW. Adicionalmente, según lo informado por H₂Chile (2022), Anglo American presentó en Sudáfrica el primer prototipo de camión minero impulsado por hidrógeno verde, equipado con múltiples módulos de celdas de combustible de hasta 800 kW cada uno, alcanzando una potencia total de 2 MW, por lo tanto, reemplazando los valores en la Ecuación 5.1 el flujo de hidrógeno puro requerido corresponde a:

$$\text{Hidrógeno puro} = \frac{36,1 \text{ (kg/h)} * 2000 \text{ (kW)}}{800 \text{ (kW)}} = 90 \text{ kg/h}$$

El enfoque metodológico consistió en desarrollar el sistema a partir del flujo de salida objetivo de hidrógeno puro, determinando hacia atrás los requerimientos de argón, relave y agua, a partir de las restricciones técnicas y relaciones estequiométricas de las operaciones involucradas.

Para iniciar el balance de masa del sistema, se tomó como punto de partida el separador gas-gas (purificador). En donde según el estudio desarrollado por Santos *et al.* (s.f.), este equipo requiere que la corriente de alimentación gaseosa, compuesta por hidrógeno y argón, contenga al menos un 35% molar de hidrógeno, siendo el 65% restante correspondiente a argón. El detalle del cálculo asociado a esta etapa del proceso se presenta en el Anexo 2.

En la Tabla 5.5 se presentan los flujos másicos de entrada y salida del equipo purificador de hidrogeno. Se observa que la corriente m16 corresponde a hidrógeno puro y bajas cantidades de argón, con un caudal de 90,09 kg/h, mientras que el resto del hidrógeno no purificado (22,5 kg/h) es recirculado al reactor mediante la corriente m17.

Tabla 5.5: Resultados del balance de masa al separador PSA.

Componente	m14	m16	m17
H ₂ (kg/h)	112,50	90,00	22,50
Ar (kg/h)	4173,00	0,09	4173,05
Total (kg/h)	4285,60	90,09	4195,50

Para estimar la masa de relave seco que reacciona en el sistema, se consideró como base la suma de los potenciales teóricos de producción de hidrógeno asociados a los principales compuestos metálicos seleccionados y presentes en el relave de la minera de Doña Inés de Collahuasi, específicamente Zn, Fe₃O₄ y MgO, en donde el potencial total de generación de hidrógeno es de 2,229 g H₂/kg de relave seco. Se asume además un 30 % de eficiencia de conversión respecto al total disponible. Por otro lado, una vez completada la reacción, el relave residual es considerado relave agotado, el cual contiene el relave alimentado al reactor, junto con el oxígeno contenido originalmente en el agua, y que fue removido para liberar la molécula de hidrógeno gaseoso (ver Anexo 3).

Tabla 5.6: Resultados del balance de masa con reacción, en términos del requerimiento de masa de relave seco y del agotado producido.

Componente	Entrada	Reacciona	Genera	Salida
Relave seco (kg/h)	134586	40375,9	-	135005*
Relave agotado (kg/h)	0	0	40794,8	

*Donde, una vez que solo se tiene una salida de relave, este flujo corresponde a la suma del relave seco no reaccionado y el generado por la reacción.

A partir de la masa de relave seco que reacciona en el sistema, fue posible estimar el caudal de relave húmedo que ingresa inicialmente al proceso. Este ingreso ocurre a través del filtro por decantación. Para ello, se consideró una proporción de 55 % de relave húmedo y 45 % de relave seco, junto con una cantidad adicional de agua adsorbida equivalente a 0,6 kg H₂O/kg de relave seco, valor determinado previamente en el laboratorio (dato no publicado). Bajo estos supuestos, se determinaron los flujos máscicos correspondientes a las corrientes m₂, m₃ y m₄, los cuales se presentan en la Tabla 5.7.

Tabla 5.7: Balance de masa en el filtro por decantación.

Componente	m ₂	m ₃	m ₄
Relave seco (kg/h)	134586	-	134586
Agua (kg/h)	164494	83743	80752
Total (kg/h)	299080	83743	215338

Posteriormente, el flujo de relave decantado (corriente m4) ingresa al secador de relave, etapa donde el agua contenida es separada térmicamente mediante aire caliente, generando dos flujos: uno de vapor de agua y aire (corriente m5) y otro de relave seco (corriente m6). Los valores calculados para estas corrientes se muestran en la Tabla 5.8 (el detalle del cálculo del decantador y secador se presenta en el Anexo 4).

Tabla 5.8: Balance de masa en el secador de relave.

Componente	m4	m5	m6
Relave seco (kg/h)	134586	-	134586
Agua (kg/h)	80752	80752	-
Total (kg/h)	215338	80752	134586

Por otro lado, en función de los resultados de la actividad del objetivo anterior respecto a los requerimientos de agua por mol de metal en reacción de hidrólisis y su capacidad teórica de generación de hidrógeno (ver Tabla 5.4), fue posible estimar la cantidad de agua necesaria para alimentar el sistema en cada escenario de producción. Para este cálculo se consideró una relación estequiométrica de un 30% de exceso, con el objetivo de asegurar una reacción completa del relave disponible. Los resultados se resumen en la Tabla 5.9, donde se presenta el requerimiento total en condiciones estequiométricas y con exceso.

Tabla 5.9: Estimación del requerimiento de agua en condiciones estequiométricas y con exceso.

Componente	Producción hidrógeno (g H ₂ /kg)	Relación estequiométrica (g H ₂ O/g H ₂)	Relación estequiométrica (g H ₂ O/kg relave)	Relación estequiométrica (kg H ₂ O/kg relave)	Relación en exceso (g H ₂ O/kg relave)
Zn	0,006	8,937	0,056	5,594E-05	0,0727
Fe ₃ O ₄	1,382	2,979	4,118	4,118E-03	5,3532
MgO	0,840	8,937	7,510	7,510E-03	9,7635
Total			11,684	0,011684	15,189

A partir de estos valores y de la masa de relave que reacciona, se determinó que el flujo másico de agua que debe ingresar al sistema por la corriente m10 corresponde a 2.044 kg/h. Asimismo, se

calcularon los flujos de agua de las corrientes del proceso, los cuales se presentan en la Tabla 5.10, considerando la distribución del agua a lo largo del sistema (ver Anexo 5).

Tabla 5.10: Flujo másico de agua en corrientes del proceso.

Componente	m9	m10	m13	m15
Agua (kg/h)	1572,5	2044,3	471,8	1572,5

Una vez obtenido los flujos previamente calculados de relave seco, agua y argón, en la Tabla 5.11 se presenta el resumen de las corrientes involucradas correspondiente a la etapa del reactor.

Tabla 5.11: Balance de masa en el reactor.

Componente	m6	m7	m8	m9	m10	m17
Argón (kg/h)	-	0,09	-	4173,14	-	4173,05
Relave seco (kg/h)	134586	-	135005	-	-	-
Hidrógeno (kg/h)	-	-	-	112,50	-	22,50
Agua (kg/h)	-	-	-	1572,53	2044	-
Total (kg/h)	134586	0,09	135005,2	5858,2	2044,3	4195,5

Finalmente, tanto en el intercambiador de calor (gas-gas) como en el condensador, se asume que no hay reacciones químicas ni pérdidas de masa, por lo que los flujos másicos de los componentes se mantienen constantes. En el caso del intercambiador, las corrientes de entrada y salida (m9 y m11) presentan la misma composición. Luego, en el condensador, el agua contenida en la corriente m11 se asume una condensación completa y se retira en la corriente m15, mientras que los gases hidrógeno y argón continúan en fase gaseosa a través de la corriente m14. Esto se resume en la Tabla 5.12.

Tabla 5.12: Flujos másicos de los componentes en el intercambiador de calor y condensador.

Componente	m9	m11	m14	m15
H ₂ (kg/h)	112,5	112,5	112,5	0
Ar (kg/h)	4173,0	4173,0	4173,0	0
H ₂ O (kg/h)	1572,5	1572,5	0	1572,5
Total (kg/h)	5858,2	5858,2	4285,6	1572,5

5.3.1.2 Balance de energía

Para dimensionar el requerimiento energético del sistema de producción de hidrógeno, se realizó el balance de energía a los principales equipos involucrados en el proceso. Este cálculo considera tanto la energía necesaria para evaporar completamente el agua del relave como aquella requerida para calentar las diferentes corrientes hasta sus condiciones operativas, incorporando además el aprovechamiento del calor mediante recirculaciones internas.

A continuación, se presentan los supuestos considerados para el desarrollo de este balance:

- El balance se realizó bajo régimen estacionario y sin contemplar la etapa de puesta en marcha.
- Se asume un 10% de pérdida de calor, por ineficiencias en el aislamiento de los equipos que operan a altas temperaturas (reactor, secador y calefactor).
- Se asume un 30% de rendimiento.
- En todos los equipos no se considera la presencia de bombas, compresores, turbinas u otros elementos que impliquen trabajo, solo se evalúan transferencias de calor.
- Se supone que toda el agua presente en el relave húmedo es completamente evaporada en el secador.
- Se asume que el flujo de aire precalentado (m12) alcanza la misma temperatura de salida que la corriente gaseosa caliente (m19) y que no hay pérdidas energéticas durante su traslado entre equipos.

i. Intercambiador de calor

El cálculo del balance de energía comenzó con el primer intercambiador de calor, el cual entra la corriente gaseosa m9 se va a enfriar asumiendo una temperatura de salida de 105°C, con el fin de minimizar la posibilidad de que se produzca la condensación del vapor de agua presente.

El objetivo principal en esta etapa fue determinar la temperatura de salida de la corriente m12 (aire caliente), establecida de forma que el flujo másico del aire no fuera excesivamente elevado en comparación al flujo de la corriente caliente.

Para el desarrollo del cálculo, se consideraron los datos y las temperaturas de las Tablas 5.13 y 5.14, además de las capacidades caloríficas (C_p) para el argón, el relave agotado y el hidrógeno (ver Anexo 6 para el cálculo de las demás capacidades caloríficas a utilizar en este balance). Cabe destacar que

las capacidades caloríficas de los dos primeros son constantes en el rango de este trabajo, al paso que para el hidrógeno corresponde a una ecuación que depende de la temperatura, por lo que la aplicación requiere de la integración matemática entre las temperaturas de trabajo. En el caso del vapor de agua, el intercambio de calor se abordó mediante las entalpías específicas, reportadas en tablas termodinámicas (Cengel y Boles, s.f.).

Tabla 5.13: Parámetros del intercambiador de calor (gas-gas)

Variable	Cantidad	Unidad
Flujo masico de Ar	4173	kg/h
Flujo masico de H ₂	112,5	kg/h
Flujo masico de H ₂ O	1572,5	kg/h
Masa molar H ₂	0,002016	Kg/mol
Cp Ar	20,85 (*)	J/(gmol*K)
	0,52193	kJ/(kg*K)
$\int_{700}^{105} C_{p_{H_2}} * dT$	-17950,82	J/(gmol)
ΔH vap (700°C)	3929,4	kJ/kg
ΔH vap (105°C)	2675,8	kJ/kg

(*) estimado a partir de Hwang *et al.* (2005)

Tabla 5.14: Temperaturas de corrientes del intercambiador gas-gas

Corriente	Temperatura	
m9	700°C	973,15 K
m11	105°C	378,15 K
m14	20°C	293,15 K

Para estimar el calor total transferido, se calculó el flujo energético individual de cada componente que conforma la corriente m9. A continuación, se presentan los resultados de la energía requerida en el intercambiador de calor:

- La energía del argón se calculó utilizando la Ecuación 4.1:

$$Q_{Ar} = \dot{m}_{Ar} * C_{p_{Ar}} * \Delta T$$

$$Q_{Ar} = 4.173(\text{kg/h}) * 0,52193(\text{ kJ/kg * K}) * (378,15\text{K} - 973,15\text{ K}) =$$

$$= -1.295.958 \text{ (kJ/h)}$$

Este valor refleja que, en este tramo, el argón transfiere energía al entorno del proceso, ya que su temperatura disminuye de 700 °C a 105 °C.

- Para cuantificar el requerimiento energético del hidrógeno, se aplica la siguiente ecuación:

$$Q_{H_2} = \frac{\dot{m}_{H_2} * \int_{700}^{105} C_{p_{H_2}} * \Delta T}{\frac{\text{Masa molar } H_2}{1000g}}$$

$$= -1.001.720 \text{ (kJ/h)}$$

- En el caso del agua, la corriente m9 atraviesa el intercambiador de calor enfriándose hasta alcanzar una temperatura de 105 °C, sin cambio de fase. El flujo másico de vapor de agua en la corriente es de 1572,5 kg/h y las entalpías utilizadas se presentan en la Tabla 5.13.

Por lo tanto, la energía liberada por el agua se calcula utilizando la Ecuación 4.2:

$$Q = \dot{m} * \Delta H$$

$$Q_{H_2O} = 1572,5 \text{ (kg/h)} * (2675,8 \text{ kJ/h} - 3929,4 \text{ kJ/h}) =$$

$$= -1.971.328 \text{ (kJ/h)}$$

Como:

$$Q_{Ar} + Q_{H_2} + Q_{H_2O} = Q_{Aire}$$

Entonces,

$$Q_{Aire} = -4.269.005 \text{ (kJ/h)}$$

Este resultado indica que la corriente gaseosa de proceso (m9→m11), al descender de 700 °C a 105°C, cede 4.269.005 kJ/h (≈1,19 MW) de energía térmica. Dicho calor es absorbido por el aire de recirculación (m14→m12), que se calienta de 20 °C a la temperatura deseada, alcanzando así la condición necesaria para ser recirculada al secador de relave.

En consecuencia, el flujo másico total de los tres componentes en el flujo m9 es:

$$\dot{m}_{total} = 4173 \text{ (kg/h)} + 112,5 \text{ (kg/h)} + 1572,5 \text{ (kg/h)} =$$

$$= 5.858 \text{ (kg/h)}$$

Con estos resultados, se determinó la temperatura del aire utilizando la herramienta Excel Solver. Como resultado, se obtuvo un valor aproximado a 250 °C la cual corresponde a la temperatura de la corriente m12 (el cálculo del Cp del aire se presenta en el Anexo 6).

$$\begin{aligned} \dot{m}_{\text{Aire}} (m12) &= \frac{Q_{\text{Aire}}}{C_{p_{\text{Aire}}}} = \\ &= \frac{4.269.005 \text{ (kJ/h)}}{234,92 \text{ (kJ/kg)}} = 18.172 \text{ (kg/h)} \end{aligned}$$

ii. Condensador

Para los cálculos de balance del equipo analizado se utilizan las temperaturas y datos indicados en las Tablas 5.15 y 5.16. En donde el condensador (liq–liq) recibe por m11 una mezcla gaseosa caliente (H₂O vapor + H₂ + Ar). Su función es remover el agua por condensación (sale como m15). El agua de enfriamiento (m3) es el mismo flujo a la entrada y salida del equipo (igual caudal másico), solo cambia su entalpía y temperatura, porque absorbe el calor cedido por la corriente de proceso.

Tabla 5.15: Parámetros del condensador

Variable	Cantidad	Unidad
Flujo masico Ar	4173	kg/h
Flujo masico de H ₂	112,5	kg/h
Flujo masico H ₂ O (m11)	1572,5	kg/h
Flujo masico H ₂ O (m3)	83743	kg/h
Flujo masico H ₂ O (m15)	1572,5	kg/h
Masa molar H ₂	0,002016	kg/mol
ΔH liq (20°C)	83,915	kJ/kg
ΔH liq (30°C)	125,74	kJ/kg
ΔH liq (50°C)	209,34	kJ/kg
ΔHvapor (105°C)	2675,8	kJ/kg
$\int_{105}^{50} C_{p_{H_2}} * dT$	-1607,9	J/(gmol)
Cp Ar	0,52193	kJ/(kg*K)

Tabla 5.16: Temperaturas de corrientes del condensador.

Corriente	Temperatura	
m3 fría	20°C	293,15 K
m3 caliente	30°C	303,15 K
m11	105°C	378,15 K
m13	50°C	323,15 K
m14	50°C	323,15 K
m15	50°C	323,15 K

Para determinar la energía total transferida en el condensador, se considera la energía que el flujo de proceso entrega al sistema de enfriamiento. Esta corresponde a la suma del calor cedido por el argón durante su enfriamiento y la energía liberada por el hidrógeno al bajar su temperatura. En conjunto, estos aportes representan la cantidad de calor que debe ser absorbida por el flujo de agua fría.

Calculando la energía que cede la corriente caliente:

$$Q_{H_2O} (m11 \rightarrow m15) = 1572,5 (kg/h) * (209,34 \text{ kJ/kg} - 2675,8 \text{ kJ/kg}) =$$

$$= -3.878.590 (kJ/h)$$

$$Q_{Ar} = 4173 (kg/h) * 0,5219 (kJ/(kg * K)) * (323,15K - 378,15K) =$$

$$= -119.794 (kJ/h)$$

$$Q_{H_2} = \frac{112,5 (kg/h) * -1607,9 (J/(gmol))}{\frac{0,002016 (kg/mol)}{1000g}} =$$

$$= -89.726 (kJ/h)$$

Por lo tanto, la cantidad de energía que se entrega al agua es:

$$Q_{total \text{ entregado}} = -3.878.590 (kJ/h) + (-119.794 (kJ/h)) + (-89.726 (kJ/h)) =$$

$$= -4.088.110 (kJ/h)$$

Despejando la entalpia de salida del agua para obtener la temperatura de salida de m3:

$$Q_{H_2O} (m3) = \dot{m} (m3) * (\Delta h_{salida} - \Delta h_{20^\circ C})$$

$$\frac{-4.088.110 \text{ (kJ/h)}}{83.743 \text{ (kg/h)}} + 83,915 \text{ kJ/kg} = \Delta h_{salida} \approx$$

$$\Delta h_{salida} = 132,73 \text{ (kJ/kg)}$$

La entalpía de salida del agua m3 resultó 132,73 kJ/kg, valor no tabulado en tablas termodinámicas. Para obtener la temperatura correspondiente se realizó interpolación lineal entre las entalpias de líquido saturado a 30°C (125,74 kJ/kg) y 35°C (\approx 146,64 kJ/kg), obteniéndose:

$$T_{salida\ m3} = T_1 + (h - h_1) * \frac{T_2 - T_1}{h_2 - h_1}$$

$$\begin{aligned} T_{salida\ m3} &= 30^\circ\text{C} + (132,73 \text{ kJ/kg} - 125,74 \text{ kJ/kg}) * \frac{35^\circ\text{C} - 30^\circ\text{C}}{(146,64 \text{ kJ/kg} - 125,74 \text{ kJ/kg})} = \\ &= 31,7^\circ\text{C} \end{aligned}$$

iii. Intercambiador de calor del relave agotado

A su vez es posible determinar cuanta es la energía que entrega el relave agotado suponiendo que sale a una temperatura de 700°C; y que el aire en la corriente m19 sale a la misma temperatura de la corriente m12 (flujos de aires equivalentes). En las Tablas 5.17 y 5.18 se presentan los datos utilizados para este cálculo.

Tabla 5.17: Parámetros para el intercambiador relave agotado

Variable	Cantidad	Unidad
Flujo másico relave (m8)	135005	kg/h
Cp relave	1,25 (*)	kJ/(kg*K)

(*) estimado a partir de Zhang et al. (2020)

Tabla 5.18: Temperaturas de corrientes del intercambiador relave agotado

Corriente	Temperatura	
m8	700°C	973,15 K
m18	20°C	293,15 K
m19	250°C	523,15 K
m20	30°C	303,15 K

A continuación, se determina la energía entregada por el relave agotado:

$$Q_{Relave\ agotado} = 135.005\ (kg/h) * 1,25\ (kJ/(kg * K)) * (303,15K - 973,15K) =$$

$$= -113.066.826\ (kJ/h)$$

En consecuencia, la energía que recibe el aire corresponde a 113.066.826 (kJ/h).

A partir de esto se determina el flujo másico de la corriente m18, la cual será igual a la corriente m19.

$$\dot{m}\ Aire\ (m19) = \dot{m}\ Aire\ (m18) = \frac{113.066.826\ (kJ/h)}{234,92\ (kJ/kg)} =$$

$$= 481.300\ (kg/h)$$

iv. Secador

Para el análisis de este equipo el balance de energía se realiza con los datos de las Tablas 5.19 y 5.20. Previo al ingreso al secador, las corrientes m12, m19 y m22 se unen en un mezclador de aire caliente, conformando un único flujo (m24). Las corrientes m12 y m19 provienen del intercambiador y recirculación, además presentan la misma condición de temperatura, mientras que m22 corresponde a un caudal de aire adicional necesario para completar el flujo de secado, el cual también ingresa a la misma temperatura.

Tabla 5.19: Parámetros para el secador

Variable	Cantidad	Unidad
Flujo masico relave (m4)	134586	kg/h
Flujo masico H ₂ O (m4)	80752	kg/h
Flujo masico aire (m19)	481300	kg/h
Flujo masico aire (m12)	18172	kg/h
Cp relave	1,25	kJ/(kg*K)
$\int_{250}^{105} C_{p\ aire} * dT$	-143,18	kJ/kg
$\int_{250}^{20} C_{p\ aire} * dT$	-234,92	kJ/kg
$\Delta H\ liq\ (20^{\circ}C)$	83,915	kJ/kg
$\Delta H\ vap\ (105^{\circ}C)$	2675,8	kJ/kg

Tabla 5.20: Temperaturas de corrientes del secador

Corriente	Temperatura	
m4	20°C	293,15K
m5	105°C	378,15K
m6	105°C	378,15K
m12	250°C	523,15K
m19	250°C	523,15K
m21	20°C	293,15K
m22	250°C	523,15K

En una primera etapa se evaluó el balance energético considerando solo el aire disponible en el sistema, lo que entregaba alrededor de 19.865 kW. Sin embargo, este aporte resultó insuficiente frente a los 62.111 kW requeridos para lograr la evaporación completa del agua contenida en la corriente m4 y el calentamiento del relave hasta 105 °C. Esta diferencia evidenció la necesidad de incorporar una corriente adicional de aire (m22), que también deberá ingresar a una temperatura de 250°C (para simplificar el análisis) desde un calefactor. El detalle de este requerimiento se presenta en el Anexo 15.

Primero se calcula la energía requerida en el m22, estimando la energía necesaria para calentar y evaporar el agua y calentar el relave sabiendo que:

$$Q_{Aire} = Q_{H_2O} + Q_{Relave} \quad (5.2)$$

Calculando la energía requerida para pasar de agua líquida (m4) a vapor sobrecalentado (m5) corresponde a:

$$\begin{aligned} Q_{H_2O} (m4 \rightarrow m5) &= 80.752 (kg/h) * (2675,8 (kJ/kg) - 83,915 (kJ/kg)) = \\ &= 209.299.165 (kJ/h) \end{aligned}$$

Por otro lado, la energía que se entrega al relave corresponde a:

$$Q_{Relave}(m4) = 134.586 (kg/h) * 1,25 (kJ/(kg * k)) * (378,15K - 293,15K) =$$

$$= 14.299.783 \text{ (kJ/h)}$$

Para determinar la energía del aire se utiliza la Ecuación 5.3:

$$Q_{\text{Aire}} = (\dot{m}_{\text{Aire}} (m12) + \dot{m}_{\text{Aire}} (m19) + \dot{m}_{\text{Aire}} (m22)) * C_p \text{ aire} \quad (5.3)$$

En donde, se sustituye la Ecuación 5.2 en la 5.3 (demanda térmica del secador con el calor suministrado por el aire), y conociendo los caudales de m12 y m19, se despeja el flujo másico adicional requerido (m22).

$$Q_{H_2O} + Q_{\text{Relave}} = (\dot{m}_{\text{Aire}} (m12) + \dot{m}_{\text{Aire}} (m19) + \dot{m}_{\text{Aire}} (m22)) * C_p \text{ aire}$$

$$\dot{m}_{\text{Aire}} (m22) = \frac{Q_{H_2O} + Q_{\text{Relave}}}{C_p \text{ aire}} - \dot{m}_{\text{Aire}} (m12) - \dot{m}_{\text{Aire}} (m19)$$

$$\begin{aligned} \dot{m}_{\text{Aire}} (m22) &= \frac{209.299.165 \text{ (kJ/h)} + 14.299.783 \text{ (kJ/h)}}{143,18 \text{ (kJ/kg)}} - 18.172 \text{ (kg/h)} - 481.300 \text{ (kg/h)} \\ &= 1.062.211 \text{ (kg/h)} \end{aligned}$$

Por lo tanto, utilizando la Ecuación 5.3 se obtiene la energía del aire:

$$\begin{aligned} Q_{\text{Aire}} &= (18.172 \text{ (kg/h)} + 481.300 \text{ (kg/h)} + 1.062.211 \text{ (kg/h)}) * 143,18 \text{ (kJ/kg)} = \\ &= 223.598.948 \text{ (kJ/h)} \end{aligned}$$

Adicionalmente se estima una pérdida energética del 10 % dentro del sistema de secado del relave:

$$Q_{\text{Aire}} = \frac{223.598.948 \text{ (kJ/h)}}{0.9} = 248.443.276 \text{ (kJ/h)}$$

Posteriormente, se realizó la conversión de este valor a kW:

$$\begin{aligned} Q_{\text{Aire}} &= \frac{248.443.276 \text{ (kJ/h)} * 1 \text{ kW}}{3600 \text{ (kJ/h)}} \\ &= 69.012 \text{ kW} \end{aligned}$$

Finalmente, el flujo másico total de aire extra (m24) que debe ingresar al secador corresponde a:

$$\begin{aligned} \dot{m}_{\text{Aire}} (m24) &= \dot{m}_{\text{Aire}} (m12) + \dot{m}_{\text{Aire}} (m19) + \dot{m}_{\text{Aire}} (m22) \\ \dot{m}_{\text{Aire}} (m24) &= 18172 \text{ (kg/h)} + 481300 \text{ (kg/h)} + 719326 \text{ (kg/h)} = \\ &= 1.561.683 \text{ (kg/h)} \end{aligned}$$

v. Reactor

Para realizar el balance de energía en el reactor, se utilizan los datos presentados en las Tablas 5.21 y 5.22.

Tabla 5.21: Parámetros para el reactor

Variable	Cantidad	Unidad
Flujo masico relave (m6)	134586,19	kg/h
Flujo masico Ar (m7)	0,09	kg/h
Flujo masico relave agotado (m8)	135005	kg/h
Flujo masico Ar (m9)	4173,14	kg/h
Flujo masico H ₂ O (m10)	2044,29	kg/h
Flujo masico H ₂ (m17)	22,5	kg/h
$\int_{700}^{80} C_{p_{H_2}} * dT$	-8904,18	kJ/kg
Cp Ar	0,52193	kJ/(kg*K)
Cp relave	1,25	kJ/(kg*K)
$\int_{250}^{20} C_{p_{aire}} * dT$	-243,9	kJ/kg
ΔH liq sat (m10)	314,03	kJ/kg
ΔH vapor sobrecalentado (m9)	3929,4	kJ/kg

Tabla 5.22: Temperaturas de corrientes del reactor

Corriente	Temperatura	
m6	105°C	378,15 K
m7	20°C	293,15 K
m8	700°C	973,15 K
m9	700°C	973,15 K
m15	90°C	363,15 K
m17	80°C	353,15 K

Como primer paso, se calcula la temperatura de ingreso de la corriente m10 mediante:

$$\begin{aligned} \text{Temperatura (m10)} &= \frac{(471,76 * 20 + 1.573 * 90)}{(471,76 + 1.573)} = \\ &= 73,85^{\circ}\text{C} \end{aligned}$$

A continuación, se desarrolla el balance energético para cada uno de los componentes involucrados en el reactor.

Para el relave seco (m6) se calcula el calor necesario para elevar su temperatura desde la condición inicial hasta la temperatura de operación del reactor (700 °C):

$$\begin{aligned} Q_{Relave}(m6 \rightarrow m8) &= 134.586 \text{ (kg/h)} * 1,25 \text{ (kJ/(kg * K))} * (973,15K - 378,15K) = \\ &= 100.098.483 \text{ (kJ/h)} \end{aligned}$$

Se determina la energía requerida para calentar el flujo de argón con la Ecuación 5.4:

$$Q_{Ar\ total} = Q_{Ar}(m7) + Q_{Ar}(m17) \quad (5.4)$$

$$\begin{aligned} Q_{Ar}(m7 \rightarrow m9) &= 0,09 \text{ (kg/h)} * 0,52193 \text{ (kJ/(kg * K))} * (973,15K - 293,15K) = \\ &= 31,97 \text{ (kJ/h)} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} Q_{Ar}(m17 \rightarrow m9) &= 4173,05 \text{ (kg/h)} * 0,52193 \text{ (kJ/(kg * K))} * (973,15K - 353,15K) = \\ &= 1.350.381 \text{ (kJ/h)} \end{aligned}$$

Entonces:

$$Q_{Ar\ total} = 1.350.413 \text{ (kJ/h)}$$

Para el hidrógeno recirculado (m17):

$$\begin{aligned} Q_{H_2}(m17 \rightarrow m9) &= 22,5 \text{ (kg/h)} * 8904,18 \text{ (kJ/kg)} = \\ &= -200343,99 \text{ (kJ/h)} \end{aligned}$$

Por último, se calculó el aporte energético del agua en m10:

$$\begin{aligned} Q_{H_2O} &= 2044,3 \text{ (kg/h)} * (3929,4 \text{ (kJ/kg)} - 314,03 \text{ (kJ/kg)}) = \\ &= 7.390.876 \text{ (kJ/h)} \end{aligned}$$

En consecuencia, se requiere un total de:

$$\begin{aligned} Q\ total &= Q_{Relave}(m6) + Q_{Ar\ total} + Q_{H_2} + Q_{H_2O} = \\ &= 108.639.428 \text{ (kJ/h)} \end{aligned}$$

Finalmente, para considerar las pérdidas térmicas asociadas al funcionamiento del reactor, se aplicó un 10 % sobre la energía requerida. Esta corrección se realizó utilizando

$$Q_{total} = \frac{109.040.116 \text{ (kJ/h)}}{0,9} =$$

$$= 120.710.475 \text{ (kJ/h)}$$

Por lo tanto, este valor representa la energía requerida por el reactor a través de la resistencia térmica eléctrica, la cual debe ser abastecida mediante el sistema fotovoltaico.

Adicionalmente, tal como se detalla en el Anexo 20, se estimó la energía liberada por la reacción química, obteniéndose un valor de de $1,83 \times 10^6$ kJ/h. A partir de estos resultados, se estimó que dicho aporte corresponde a aproximadamente un 2% de la energía total requerida por el reactor. Debido a su baja magnitud, este término se consideró no significativo dentro del balance global, por lo que se asumió que su efecto no altera de manera relevante el requerimiento térmico final del equipo.

vi. Calefactor

Por otro lado, se determina el requerimiento energético adicional que debe suministrarse a la corriente m22, la cual ingresa a temperatura ambiente (20 °C) y debe alcanzar los 250 °C. Además, se asume una eficiencia del 100% en los calefactores, considerando que toda la energía eléctrica entregada se transforma directamente a la energía calorífica requerida. Las pérdidas energéticas ya se encuentran contempladas en el 10% previamente establecido.

$$Q_{Aire} (m21 \rightarrow m22) = \dot{m}_{Aire} (m22) * C_p \text{ aire} (20^\circ\text{C} - 250^\circ\text{C})$$

$$Q_{Aire} (m21 \rightarrow m22) = 1.062.211 \text{ (kg/h)} * 234,92 \text{ (kJ/kg)} =$$

$$= 249.534.143 \text{ (kJ/h)}$$

5.3.2 Dimensionamiento del sistema fotovoltaico

Con el objetivo de garantizar un suministro eléctrico constante para el sistema propuesto, se dimensionó una planta fotovoltaica autónoma (off-grid) con almacenamiento en baterías. Esta decisión responde tanto a la ubicación piloto del proyecto, emplazado en la Minera Doña Inés de Collahuasi, Región de Tarapacá, como a la necesidad de asegurar operación continua las 24 horas

del día. A continuación, se detallan los parámetros, los equipos seleccionados y sus respectivos cálculos asociados al dimensionamiento del sistema.

Del balance energético del sistema, principalmente de los equipos que requieren de energía como reactor y calefactor se determinó una demanda energética continua de 370.244.618 kJ/h. Este valor equivale a:

$$Potencia\ requerida = \frac{370.244.618\ (kJ/h)}{3600\ (s/h)} = 102.846\ (kW)$$

En el diagrama propuesto se consideran distintos equipos que forman parte del sistema, entre ellos el reactor y el calefactor, cuya demanda energética fue determinada a partir del balance de energía desarrollado previamente. Dentro de los equipos seleccionados, el calefactor incorpora un ventilador con una potencia de 3 kW, mientras que el separador PSA presenta un requerimiento de 1 kW durante su funcionamiento (las especificaciones técnicas de ambos equipos se detallan en el Anexo 11 y 13). La inclusión de estos consumos eléctricos resulta esencial para la estimación del sistema fotovoltaico, ya que deben integrarse en el balance energético global. Por lo tanto, la potencia total requerida asociada a estos equipos corresponde a

$$Energía\ diaria\ requerida = (102.846\ (kW) + 3(kW) + 1(kW)) * 24\ h/día =$$

Por lo tanto, la cantidad de energía que se necesita en un día corresponde a:

$$= 2.468.393\ (kWh/día)$$

Este valor representa la energía que debe ser suministrada de manera continua durante un día, lo que obliga al sistema a generar y almacenar energía en horas de alta irradiación para compensar las horas sin producción solar.

5.3.2.1 Dimensionamientos inversores eléctricos

Con el fin de transformar la energía almacenada desde corriente continua (CC) a corriente alterna (CA), adecuada para la operación de los equipos del sistema, se seleccionó el inversor Victron Quattro 48/15000/200-100/100. Este modelo se eligió debido a su alta eficiencia de conversión, su

compatibilidad con bancos de baterías de 48 V y su robustez para aplicaciones industriales de gran demanda energética. Las características técnicas del inversor se pueden ver en la Tabla 5.23.

Tabla 5.23: Características técnicas inversor

Tensión nominal de batería	48 V
Potencia cont. de salida a 25°C	15000 W
Pico de potencia (W)	25000
Eficiencia máxima	96%
Frecuencia	50Hz ± 0,1%

Para este cálculo se consideró la demanda energética diaria del sistema y la irradiación disponible en el plano inclinado de los módulos. A partir de la plataforma Explorador Solar del Ministerio de Energía de Chile se obtuvo la hora sol pico (HSP) de 7,7 kWh/(kWp*día) correspondiente a la irradiación global en un ángulo de 20°, el cual se empleó como base de cálculo. De esta forma, la potencia pico requerida del campo fotovoltaico se determinó mediante la Ecuación 5.5.

$$Potencia\ instalada\ (DC) = \frac{Energía\ requerida}{HSP} \quad (5.5)$$

Para determinar la energía requerida, se incorpora la corrección correspondiente a las pérdidas de los inversores.

$$Energía\ requerida = \frac{2.468.393\ (kWh/día)}{0,96} = 2.571.243\ (kWh/día)$$

Por lo tanto, utilizando la Ecuación 5.5

$$\begin{aligned} Potencia\ instalada\ (DC) &= \frac{2.571.243\ (kWh/día)}{7,7\ (kWh/kWp * día)} = \\ &= 333.928\ (kWp) \end{aligned}$$

Este valor corresponde a la potencia máxima de generación en condiciones estándar de prueba (STC), necesaria para cubrir la demanda establecida.

No obstante, la potencia del campo en corriente continua no puede trasladarse de manera directa a la capacidad nominal de los inversores, ya que la práctica habitual de diseño considera un sobredimensionamiento del generador fotovoltaico respecto de la potencia AC instalada. Este criterio, denominado relación DC/AC o *inverter loading ratio* (ILR), fue adoptado con un valor de 1,20, según el Electric Power Research Institute (EPRI, 2018).

La potencia equivalente en el lado AC se determinó mediante:

$$\begin{aligned} \text{Potencia AC} &= \frac{\text{Potencia instalada (DC)}}{\text{Relación DC/AC}} = \\ &= \frac{333.928 \text{ (kWp)}}{1,2} = \\ &= 278.273 \text{ (kW}_{AC}) \end{aligned}$$

De esta manera se obtiene la potencia que debe ser cubierta por el conjunto de inversores.

Finalmente, para determinar el número de inversores se utilizó la Ecuación 5.6.

$$\begin{aligned} N^{\circ} \text{ de inversores} &= \frac{\text{Potencia AC}}{\text{Potencia nominal del inversor}} = & (5.6) \\ &= \frac{278.273 \text{ (kW}_{AC})}{15 \text{ kW/inversor}} = \\ &= 18.552 \text{ inversores} \end{aligned}$$

5.3.2.2 Dimensionamiento paneles fotovoltaicos

Para el dimensionamiento se utilizarán paneles solares de alta calidad con una gran capacidad, de tecnología cristalina. Como modo de ejemplo se propone el modelo JKM 330-PP (Anexo 9), el cual posee las características indicadas en la Tabla 5.24.

Tabla 5.24: Características mecánicas del panel solar (Ficha técnica JKM 330-PP)

Tipo de celda	Poli-cristalino 156 × 156 mm (6 pulgadas)
N° de células	72 (6x12)
Dimensiones	1956 × 992 × 40 mm (77,01 × 39,06 × 1,57 pulgadas)
Peso	27 kg
Vidrio frontal	Transmisión de 4,0 mm, Alto, Bajo hierro, Cristal templado
Material	Aleación de aluminio anodizado
Caja de conexiones	Clasificación IP67
Cables de salida	TÜV 1 x 4,0 mm ² , Largo: 900 mm

Para determinar el número de paneles necesarios en el sistema se aplicó un procedimiento basado en la relación directa entre la energía requerida por el proceso en corriente alterna y la energía que deben suministrar los módulos en corriente continua. La corrección se realiza considerando la eficiencia de conversión de los inversores, de manera que la potencia entregada por los paneles sea suficiente para compensar dichas pérdidas.

En primer lugar, se definió la energía útil demandada por el sistema correspondiente a la energía diaria requerida en corriente alterna para la operación del proceso. A partir de este valor, la energía que debe entregar el campo fotovoltaico en corriente continua se obtuvo aplicando la siguiente expresión:

$$Q_{panel} = \text{Energía requerida} = 2.571.243 \text{ (kWh/día)}$$

Este resultado representa la energía que deben captar los módulos fotovoltaicos para garantizar que, luego de la conversión a corriente alterna, se cumpla con la demanda del sistema.

Posteriormente, se calculó la potencia pico en corriente continua del campo fotovoltaico mediante la relación con las Horas Sol Pico (HSP) en el plano inclinado (Ecuación 5.4). Para el sitio de estudio, se utilizó un valor de 7,7 kWh/kWp*día. Así, la potencia instalada se obtuvo como:

$$\begin{aligned} \text{Potencia instalada} &= \frac{2.571.243 \text{ (kWh/día)}}{7,7 \text{ (kWh/(kWp * día))}} = \\ &= 333.928 \text{ (kWp)} \end{aligned}$$

Conocida la potencia requerida, el número total de paneles se calculó a partir de la potencia nominal de los módulos seleccionados a partir de la siguiente ecuación.

$$\begin{aligned} \text{Número de paneles} &= \frac{\text{Potencia instalada} * 1000 \text{ (Wp/kWp)}}{\text{Potencia panel}} \\ &= \frac{333.928 \text{ (kWp)} * 1000 \text{ (Wp/kWp)}}{330 \text{ (Wp/panel)}} \approx 1.011.902 \text{ paneles} \end{aligned}$$

Este valor refleja el número mínimo de módulos necesarios para asegurar la cobertura completa de la demanda energética diaria, incluso durante el mes de menor radiación solar.

5.3.2.3 Selección de baterías de respaldo

Dado que el sistema fotovoltaico continuo operará en condición off-grid, es decir, sin conexión a la red eléctrica, resulta indispensable garantizar el suministro energético durante los periodos sin radiación solar, especialmente durante la noche. Para ello, se dimensionó un banco de baterías que permita almacenar la energía excedente generada durante el día y suministrarla de manera estable cuando la producción fotovoltaica es insuficiente.

Para el almacenamiento energético del sistema fotovoltaico, se optó por la utilización de baterías de gel ciclo profundo, dado que este tipo de acumuladores corresponde a una de las alternativas más eficientes dentro de los sistemas de respaldo eléctrico en configuraciones off-grid. Actualmente, existen múltiples tipos de baterías en el mercado, sin embargo, las más utilizadas para este tipo de aplicaciones son aquellas de ciclo profundo, caracterizadas por su capacidad de entregar una gran cantidad de energía durante periodos prolongados.

Para este proyecto, se seleccionó una batería modelo Nimac de GEL Ciclo Profundo con capacidad nominal de 250 Ah y una tensión de 12 V (Figura 5.13), es decir, 3kWh. Por otra parte, para mantener el funcionamiento de la planta las 24 horas, es necesario almacenar la misma energía que requieren los paneles, por lo tanto, el número de baterías corresponde a:

$$\text{Nº de baterías} = \frac{2.468.393 \text{ (kWh)}}{3 \text{ (kWh)}} =$$

= 822.798 baterías

Las 822.798 baterías de respaldo permitirán asegurar el funcionamiento continuo de la planta durante las 24 horas del día, ya que almacenarán la energía generada en exceso durante el día, cuando la radiación solar está disponible, para ser utilizada durante la noche o en períodos sin radiación, manteniendo una carga remanente, con la intención de que no sean completamente descargadas y así reducir la degradación de estas.



Figura 5.13: Batería de Gel Ciclo Profundo (RBR Energy, s.f.)

5.4 ESTIMACIÓN DE REDUCCIÓN HUELLA DE CARBONO

En esta sección se presentan los resultados obtenidos a partir de la estimación de las emisiones anuales de CO₂ equivalente (CO₂eq) generadas por el consumo de diésel en la operación de la planta de camiones CAEX pertenecientes a la empresa Doña Inés de Collahuasi, ubicada en la Región de Tarapacá, Chile. La selección de esta planta como caso de estudio se fundamenta en los resultados obtenidos en el capítulo anterior de este trabajo. Considerando que Collahuasi opera sobre yacimientos de cobre y mantiene una de las flotas CAEX más grandes de la región, se consideró pertinente aplicar el análisis de reducción de huella de carbono en dicha instalación. La cantidad de camiones en operación (80 unidades), así como los datos de capacidad (300 t) y cantidad que mueven diaria (760kt/día) de cada camión fueron obtenidos mediante comunicación directa con personal de la propia planta. Para fines de estimación, se consideró una operación continua de 20horas diarias durante los 365 días del año, además según el Cat Performance Handbook (datos

telemétricos VisionLink de Caterpillar, actualizado de Caterpillar Inc., 2022), el consumo de combustible para el camión CAEX modelo Cat 793F es de 196 L/h.

Para la estimación de reducción de la huella de carbono, en primer lugar, se estimó el consumo anual de diésel por cada camión, utilizando la siguiente ecuación:

$$\begin{aligned} \text{Consumo anual de diesel (L/año)} &= 196\text{L/h/camión} \times 20\text{h/día} \times 365\text{días/año} = \\ &= 1.430.800 \text{ L/año/camión} \end{aligned}$$

Como el factor de emisión disponible para el diésel se encuentra expresado en términos energéticos (74.132 kg CO₂eq/TJ), (Anexo 1), fue necesario convertir este valor a una base volumétrica para utilizarlo directamente con los datos de consumo en litros. Para ello, se utilizó un poder calorífico inferior (PCI) del diésel de 35,8 MJ/L.

$$\text{Factor de conversión} = 74.132 \frac{\text{kg CO}_2\text{eq}}{\text{TJ}} * 35,8 \frac{\text{MJ}}{\text{L}} * \frac{1\text{TJ}}{1.000.000\text{MJ}} = 2,6539 \frac{\text{kg CO}_2\text{eq}}{\text{L}}$$

Aplicando este nuevo factor, se procedió a estimar las emisiones generadas por cada camión en un año:

$$\begin{aligned} \text{Emisiones anuales por camión} &= 2,65 \frac{\text{kg CO}_2\text{eq}}{\text{L}} \times \frac{1.430.800 \text{ L}}{\text{año} * \text{camión}} = \\ &= 3.791.620 \frac{\text{kg CO}_2\text{eq}}{\text{año} * \text{camión}} \end{aligned}$$

Posteriormente, al considerar las 80 unidades que componen la flota total, se obtuvo una emisión agregada de:

$$\begin{aligned} \text{Emisiones totales} &= 3.791.620 \frac{\text{kg CO}_2\text{eq}}{\text{año} * \text{camión}} \times 80 \text{ camiones} \\ \text{Emisiones totales} &= 303.329.600 \frac{\text{kg CO}_2\text{eq}}{\text{año}} \end{aligned}$$

Finalmente, para estimar la reducción potencial de la huella de carbono, se aplicó la siguiente ecuación:

$$\begin{aligned} \text{Consumo de diésel desplazado} &= 1.430.800 \frac{\text{L}}{\text{año} * \text{camión}} \times 80 = \\ &= 114.464.000 \text{ L}/(\text{año} * \text{camión}) \end{aligned}$$

$$Reduccion CO_2 \left(\frac{kg CO_2eq}{año} \right) = 114.464.000 \frac{L}{año * camión} \times 2,65 \left(\frac{kg CO_2eq}{L} \right)$$

$$Reduccion CO_2eq = 303.329.600 \left(\frac{kg CO_2eq}{año} \right) \approx 303.329 \frac{t CO_2eq}{año}$$

Este valor representa la reducción teórica de emisiones que podría lograrse mediante la sustitución completa del diésel por hidrógeno verde en la flota CAEX de la planta seleccionada, bajo las condiciones de operación consideradas. Esta estimación cuantifica el potencial de descarbonización directa del transporte minero en un escenario tecnológicamente viable y alineado con las metas de reducción de emisiones en la minería.

Al analizar el inventario de emisiones de gases de efecto invernadero reportado por la minera para el año 2019 (Compañía Minera Doña Inés de Collahuasi SCM. 2020), se observa que el transporte de mineral mediante camiones de extracción (CAEX) alcanzó un total de 605.211 tCO₂eq, representando un 32% de la huella de carbono total de la empresa. Por esta razón, la implementación de hidrógeno como combustible permitiría reducir aproximadamente el 50% de las emisiones asociadas a esta minera, lo que se traduce en una disminución potencial cercana a 304 mil toneladas anuales de CO₂eq. Esta reducción equivale al 16% de la huella de carbono total de la empresa valor significativo cuando se considera la cantidad involucrada.

Por último, la reducción obtenida en este estudio no alcanzó el 100 % de las emisiones debido a tres factores asociados a la información utilizada. En primer lugar, la estimación se realizó con la cantidad de camiones actualmente operativos, informada por contacto directo, la cual no necesariamente coincide con la flota del año 2020, donde podría haber existido un número mayor de camiones en funcionamiento. En segundo lugar, se utilizó un consumo promedio de 196 L/h por camión, correspondiente al modelo reportado, aunque este valor puede variar entre equipos y según las condiciones de operación, ya que el consumo difiere en subida, en plano o según la marca, y en este caso se asumieron condiciones ideales sin considerar carga ni pendiente. Finalmente, las emisiones reales también incluyen el gasto energético asociado a servicios de apoyo, como la mantención y operación de equipos auxiliares, los cuales no fueron incorporados en el cálculo.

5.5 ESTIMAR LA PREFACTIBILIDAD ECONÓMICA DE PRODUCCIÓN DE HIDRÓGENO A PARTIR DE LOS RELAVES MINEROS

5.5.1 Estimación de las dimensiones de los principales equipos

En esta sección se presentan los resultados asociados al dimensionamiento preliminar de los principales equipos considerados en el sistema propuesto para la obtención de hidrógeno. Para ello, se utilizaron como base los resultados de los balances de masa y energía, aplicando ecuaciones típicas de diseño industrial que permiten estimar superficies de transferencia de calor, longitudes, diámetros u otras dimensiones características según el caso.

En algunos casos, se definió el área requerida del equipo y, a partir de esta, se estimaron sus dimensiones tomando como referencia valores reales disponibles en fichas técnicas de equipos comerciales que operan bajo condiciones similares a las del presente proceso. A modo complementario, también se recurrió a bibliografía técnica especializada, con el fin de respaldar los criterios de diseño y validar los rangos operacionales seleccionados. Cabe mencionar que este análisis se centró exclusivamente en los equipos principales, sin incluir componentes como bombas, válvulas y tuberías, cuya estimación requiere un estudio más específico que escapa del alcance de este trabajo.

A continuación, se detalla el dimensionamiento de los principales equipos del proceso, el cual se presenta en los subcapítulos siguientes de forma individual y específica según su función en el sistema.

5.5.1.1 *Secador rotatorio*

El secador rotatorio corresponde a una de las unidades fundamentales del proceso, ya que permite la reducción de humedad del relave proveniente de la etapa de alimentación. Para su dimensionamiento, se consideraron las condiciones térmicas y de flujo, obtenidas a partir de los balances de masa y energía previamente desarrollados cuyos valores se pueden ver en la Tabla 5.25.

En primera instancia, se determinó el área transversal del secador (Ecuación 5.6) a partir del diámetro del equipo seleccionado (Anexo 7), con el propósito de mantener la velocidad del aire dentro del rango operativo recomendado para secadores rotatorios, el cual varía entre 2000 y 25000 kg/(m²*h). Este criterio se estableció según lo descrito por McCabe *at al.* (2010), quienes proporcionan parámetros de diseño para este tipo de equipos en función de la carga superficial y las características del flujo de gas.

Tabla 5.25: Dimensiones de operación secador rotatorio

Parámetros de diseño	Valor
Flujo másico aire	1.561.683 kg/h
Calor transferido	223.598.948 kJ/h
Diámetro del secador propuesto	4 m
Velocidad másica (G)	2.000 kg/(m ² *h)

$$A = \frac{\pi * D^2}{4} = \quad (5.6)$$

$$= \frac{\pi * 4^2}{4} = 12,57 \text{ m}^2$$

Cada secador opera con un flujo individual dado por la Ecuación 5.7.

$$\begin{aligned} \text{Flujo másico} &= G * A = \quad (5.7) \\ &= 2000 \text{ (kg/m}^2 * \text{h)} * 12,57 \text{ m}^2 = \\ &= 25.133 \text{ (kg/h)} \end{aligned}$$

Por lo tanto, el número de equipos que puede operar utilizando la Ecuación 5.8 con ese flujo corresponde a:

$$\begin{aligned} \text{N}^\circ \text{ de secadores} &= \frac{\text{Flujo masico total}}{\text{Flujo masico por equipo}} = \quad (5.8) \\ &= \frac{1.561.683 \text{ (kg/h)}}{25.133 \text{ (kg/h)}} = \\ &= 62,14 \approx 62 \text{ secadores en paralelo} \end{aligned}$$

Distribuyendo el requerimiento energético total entre los 62 equipos:

$$\begin{aligned} \text{Requerimiento energético} &= \frac{223.598.948 \text{ (kJ/h)}}{62 \text{ secadores}} = \\ &= 3.606.435 \text{ (kJ/h)} \end{aligned}$$

Para determinar la longitud del secador, se utilizó la Ecuación 5.9 para estimar la longitud de cada equipo:

$$L = \frac{q_T}{0,125 * \pi * D * G^{0,67} * \overline{\Delta T}} \quad (5.9)$$

Donde,

q_T : transferencia de calor

L: longitud del secador

ΔT : diferencia de temperatura logarítmica media

G: velocidad másica

D: diámetro del secador

La diferencia de temperatura media logarítmica entre las corrientes de aire y relave se obtiene a partir de la Ecuación 5.10.

$$\Delta T_{lm} = \frac{(T1 - t2) - (T2 - t1)}{\ln\left(\frac{T1 - t2}{T2 - t1}\right)} \quad (5.10)$$

Donde,

T1: Temperatura de entrada del fluido caliente

T2: Temperatura de salida del fluido caliente

t1: Temperatura de entrada del fluido frío

t2: Temperatura de salida del fluido frío

Por lo tanto, reemplazando los valores la temperatura media logarítmica corresponde a:

$$\Delta T_{lm} = \frac{(250 - 105 - (105 - 20))}{\ln\left(\frac{250 - 105}{105 - 20}\right)} =$$

$$= 112,34 \text{ }^{\circ}\text{C}$$

Reemplazando en la Ecuación 5.9,

$$L = \frac{3.635.528 \text{ (kJ/h)}}{0,125 * \pi * 4m * (2000 \text{ kg/(m}^2 * \text{h)})^{0,67} * 112,34^{\circ}\text{C}} =$$

$$= 125,52 \text{ m}$$

En donde, según datos de los parámetros técnicos para este secador rotatorio la longitud es de 10m.

$$N^{\circ} \text{ de módulos por secador} = \frac{125,52 \text{ m}}{10\text{m}} = 12,55 \approx 13 \text{ módulos}$$

Lo cual indica que son 13 módulos en serie por equipo.

Finalmente, el total de equipos que hay que comprar equivale a:

$$\text{Requerimiento total de secadores} = 13 * 62 = 806 \text{ secadores rotatorios}$$

5.5.1.2 Intercambiador de calor relave agotado

El sistema considera un segundo equipo cuya función es transferir calor del relave caliente al aire de entrada. Este equipo no cumple la función de secado, sino que opera como un intercambiador indirecto aire-sólido, permitiendo recuperar parte del calor del relave previamente calentado en el reactor.

Para su diseño, se empleó la misma metodología utilizada en el dimensionamiento del secador rotatorio, debido a que ambos equipos presentan características operacionales similares. El procedimiento se basó en los parámetros recopilados en la Tabla 5.26.

Tabla 5.26: Dimensiones de operación intercambiador de calor (relave agotado)

Parámetros de diseño	Valor
Área	12,57 m ²
Flujo másico aire	481.300 kg/h
Calor transferido (q)	113.066.826 kJ/h
Diámetro del secador propuesto	4 m
Longitud secador propuesto	10 m
Velocidad másica (G)	2.000 kg/(m ² *h)
T1	450°C
T2	10°C

A partir del área previamente calculada para el equipo, se procedió con la estimación del flujo másico de aire que puede ser procesado por un solo secador. Para ello, se utilizó la Ecuación 5.7 obteniéndose un flujo unitario de:

$$\begin{aligned} \text{Flujo másico} &= 12,57 \text{ m}^2 * 2000 \text{ (kg/(m}^2 * \text{h))} \\ &= 25.133 \text{ (kg/h)} \end{aligned}$$

A partir de esto, se estimó el número de equipos necesarios para procesar el flujo total de aire involucrado en el sistema.

$$\begin{aligned} \text{N}^\circ \text{ intercambiadores} &= \frac{481.300 \text{ (kg/h)}}{25132,74 \text{ (kg/h)}} = \\ &= 19,15 \approx 19 \text{ intercambiadores} \end{aligned}$$

Distribuyendo el requerimiento energético total entre los 19 equipos:

$$\begin{aligned} \text{Requerimiento energético} &= \frac{113.066.826 \text{ (kJ/h)}}{19} = \\ &= 5.950.886 \text{ (kJ/h)} \end{aligned}$$

Finalmente, se procedió al cálculo de la longitud del equipo mediante la Ecuación 5.9.

$$\Delta T_{lm} = \frac{(450 - 10)}{\ln\left(\frac{450}{10}\right)} =$$

$$= 115,59 \text{ } ^\circ\text{C}$$

$$L = \frac{5950885,58 \text{ (kJ/h)}}{0,125 * \pi * 4m * (2000 \text{ kg/(m}^2 * \text{h)})^{0,67} * 115,59^\circ\text{C}} =$$

$$= 201,31 \text{ m}$$

En donde, según datos de los parámetros técnicos para este secador, la longitud es de 10m.

$$N^\circ \text{ de módulos por secador} = \frac{201,31m}{10m} = 20,13 \approx 21 \text{ módulos}$$

Lo cual indica que son 21 módulos en serie.

Finalmente, el total de equipos que hay que comprar equivale a:

$$\text{Requerimiento total de intercambiadores} = 19 * 21 =$$

$$= 399 \text{ intercambiadores}$$

5.5.1.3 Intercambiador de calor (condensador)

En esta sección se presenta el dimensionamiento del intercambiador de calor tipo carcasa y tubos, utilizado como condensador del vapor generado en el proceso. El diseño considera una configuración en contracorriente. El área de intercambio térmico fue estimada aplicando la ecuación de transferencia de calor:

$$Q = U * A * \Delta T_{lm} \quad (5.11)$$

donde Q corresponde al flujo de calor transferido (W), U es el coeficiente global de transferencia de calor (W/(m²*°C)), A es el área de intercambio y ΔT_{lm} es la diferencia de temperatura media logarítmica entre ambas corrientes.

Para este caso, se dimensionó un intercambiador de calor, considerando como fluido caliente con vapor de agua y como fluido frío el agua líquida a temperatura ambiente (Tabla 5.27). El valor del coeficiente global de transferencia de calor (U) fue estimado en 1391,17 W/(m²*°C), correspondiente al promedio del rango recomendado para intercambiadores de agua caliente con

agua fría (150 a 340 Btu/(h*ft²*°F)), según Branam (2002). Este valor fue convertido a unidades del Sistema Internacional.

Tabla 5.27: Temperaturas de operación del fluido caliente y frío en intercambiador de calor (L-L)

	Entrada	Salida
T° agua, fría (°C)	20	50
T° vapor de agua, caliente (°C)	105	50

El primer paso para el dimensionamiento del intercambiador de calor consistió en calcular la temperatura media logarítmica utilizando la Ecuación 5.10.

$$\Delta T_{lm} = \frac{(30 - 55)}{\ln\left(\frac{30}{55}\right)} =$$

$$= 41,24^{\circ}\text{C}$$

Posteriormente, se realizó la conversión de la energía térmica transferida por el intercambiador (Q) a Watts (W).

$$Q = \frac{4.088.110 \text{ (kJ/h)} * 1000 \text{ (J/kJ)}}{3600 \text{ (s/h)}} =$$

$$= 1.135.586 \text{ W}$$

Despejando el área en la Ecuación 5.9 se obtiene:

$$A = \frac{1.135.586 \text{ W}}{1391,17 \text{ (W/(m}^2 * ^{\circ}\text{C}))} * 41,24^{\circ}\text{C}} =$$

$$= 19,79 \text{ m}^2$$

Para el diseño del intercambiador de calor, se seleccionaron tubos de acero inoxidable de 1 pulgada de diámetro exterior y espesor correspondiente a 18 BWG (Anexo 8), los cuales presentan una adecuada resistencia mecánica y compatibilidad térmica para el servicio considerado (agua-agua sin cambio de fase). La elección de este diámetro se fundamenta bajo criterios de eficiencia térmica y optimización del área de transferencia de calor.

La longitud de 4,8 metros fue seleccionada atendiendo a la necesidad de alcanzar el área de intercambio requerida con una cantidad razonable de tubos, evitando sobredimensionamiento del equipo y facilitando la fabricación y mantenimiento. Esta longitud se encuentra dentro de los rangos típicamente utilizados en intercambiadores industriales, tal como se indica en la bibliografía especializada (Kern, 1965).

5.5.1.4 Intercambiador de calor

Para el diseño del intercambiador de calor gas-gas se siguió una metodología análoga al intercambiador de calor previamente descrito, adecuando las variables y parámetros técnicos a las condiciones propias de esta etapa del proceso. En este caso, el fluido caliente corresponde a una mezcla gaseosa, mientras que el fluido frío es aire fresco (Tabla 5.28). Debido a que ambos fluidos permanecen en fase gaseosa durante el intercambio térmico, se utilizó un valor del coeficiente global de transferencia de calor U promedio de $10 \text{ Btu}/(\text{h}\cdot\text{ft}^2\cdot^\circ\text{F})$, lo cual corresponde a $56,78(\text{W}/(\text{m}^2\cdot^\circ\text{C}))$, según lo reportado por Branam (2002).

Tabla 5.28: Temperaturas de operación en intercambiador de calor (g-g)

	Entrada	Salida
T° aire frío (°C)	20	250
T° gas caliente (°C)	700	105

Para iniciar el dimensionamiento del intercambiador de calor gas-gas, el primer paso fue calcular la temperatura media logarítmica (ΔT_{lm}), utilizando las temperaturas de entrada y salida de ambos gases a partir de la Ecuación 5.10.

$$\Delta T_{lm} = \frac{(85 - 450)}{\ln\left(\frac{85}{450}\right)} =$$

$$= 219,01^\circ\text{C}$$

Haciendo la conversión de unidades:

$$Q = \frac{4.269.005 \text{ (kJ/h)} * 1000 \text{ (J/kJ)}}{3600 \text{ (s/h)}} =$$

$$= 1.185.835 \text{ W}$$

Despejando el área en la Ecuación 5.9 se obtiene:

$$A = \frac{1.185.835 \text{ W}}{56,78 \text{ (W/(m}^2 \cdot \text{°C)}) * 219,01\text{°C}} =$$
$$= 95,36 \text{ m}^2$$

Posteriormente, se calculó el área específica de cada tubo a utilizar. Para este diseño, se seleccionaron tubos de 1 pulgada de diámetro exterior (0,0254 m) y 4,8 metros de longitud.

5.5.1.5 Reactor

El dimensionamiento del reactor no se basó en el cálculo directo del número total de unidades, sino que se estimó a partir de la capacidad de la celda de reacción utilizada en laboratorio. Esta celda presenta una geometría cilíndrica, con un diámetro de 4 cm y una altura de 5,1 cm, lo que equivale a un volumen aproximado de 64,1 cm³ y una masa de relave de 43 g. Para efectos de escalamiento, se asumió que el reactor industrial mantendrá dimensiones proporcionales a las de esta celda, considerando su desempeño experimental como referencia válida para el diseño a mayor escala.

Durante los ensayos de laboratorio, se observó que el tiempo promedio requerido para completar la reacción de producción de hidrógeno fue de 20 minutos. En ese contexto, se asume que en una operación continua el sistema completo debe procesar una masa total de relave equivalente a una hora de flujo (valor obtenido en el balance de masa). Sin embargo, dado que la reacción se completa en solo 20 minutos, basta con que el volumen del reactor sea equivalente a un tercio del flujo másico horario para asegurar que, transcurrida una hora, se haya procesado la totalidad del relave requerido. En otras palabras, por cada ciclo de 20 minutos, se introduce un tercio de la masa total, de modo que, al completar tres ciclos en una hora, se logra la conversión completa de la carga estimada. Por lo tanto, la capacidad instalada del reactor debe estar diseñada para contener un volumen de masa equivalente a un tercio del flujo horario, garantizando así el tiempo de residencia necesario para la conversión deseada.

Esta estimación permite definir un volumen total de operación para el equipo, el cual puede materializarse en uno o más reactores según el diseño final adoptado. Considerando un flujo másico horario de relave seco de 134.586 kg/h y el tiempo de residencia de 20 minutos, el reactor debe procesar un tercio de dicha alimentación, equivalente a 44.862 kg por ciclo. Esta masa representa la capacidad instalada requerida y constituye la base de referencia que se utilizará posteriormente para la estimación de los costos de inversión del reactor.

5.5.2 Costos de inversión (CAPEX)

A continuación, se presenta la estimación del costo de los equipos que fueron previamente dimensionados en función de los requerimientos operacionales del sistema propuesto.

5.5.2.1 Estimación costo secador rotatorio e intercambiador de calor (relave agotado)

Para la estimación del costo del secador rotatorio, se consideró el modelo de mayor capacidad disponible en el portal Alibaba, el cual presenta características técnicas compatibles con las condiciones de operación definidas en el dimensionamiento previo. En la Tabla 5.29 se presentan los datos técnicos de referencia del equipo seleccionado. De acuerdo con el flujo másico de aire requerido por el sistema, se determinó la necesidad de adquirir un total de 806 unidades de este modelo. El precio unitario informado para dicho equipo asciende a 16.880 USD, valor utilizado como base para la estimación del costo total de esta etapa.

Por otra parte, el equipo identificado como intercambiador de calor del relave agotado fue dimensionado bajo la misma metodología empleada para el secador rotatorio, dado que estructuralmente cumple una función térmica similar, aunque su finalidad específica en el proceso corresponde a la recuperación de calor proveniente del relave agotado. Debido a la similitud en diseño y principio operativo, se utilizó el mismo valor unitario del secador rotatorio como referencia económica. Según el flujo masico de aire involucrado en esta etapa, se estimó la necesidad de adquirir 399 unidades para cubrir los requerimientos del sistema.

Tabla 5.29: Parámetros técnicos secador rotatorio

Parámetro	Valor
Modelo	4,0*10 m
Diámetro del cilindro exterior (m)	4
Longitud del cilindro exterior (m)	10
Volumen del tambor (m ³)	125,60
Velocidad de rotación (r/min)	4-10
Temperatura máxima del flujo de aire (°C)	700-750
Capacidad de producción (t/h)	70-100

5.5.2.2 Estimación costo intercambiadores de calor

El costo de los intercambiadores de calor vapor-líquido y gas-gas fue estimado utilizando la gráfica de la Figura 5.14, presente en Peters *et al.* (2002), considerando intercambiadores de tubos y carcasas fabricados en acero inoxidable. La estimación se realizó en función del área de cada intercambiador y presión de operación de 100 psia (o 690 kPa), correspondiente a la curva inferior del gráfico.

Para el intercambiador líquido-líquido, cuya área es de 19,79 m², se ubicó dicho valor en el eje horizontal y se identificó el costo base según la curva correspondiente, además para ambas áreas se multiplica por un factor de corrección, por su construcción en acero inoxidable y no en acero al carbón:

$$\begin{aligned} \text{Costo intercambiador de calor (L - L)} &= \text{costo} * \text{factor de corrección} \\ &= 6000 * 3,0 = \\ &= 18000 \text{ USD} \end{aligned}$$

En el caso del intercambiador gas-gas, con un área de 95,36 m², el procedimiento fue idéntico, obteniendo un valor base de aproximadamente de:

$$\begin{aligned} \text{Costo intercambiador de calor (g - g)} &= 11000 * 3,0 = \\ &= 33000 \text{ USD} \end{aligned}$$

Cabe señalar que los valores obtenidos corresponden al año 2002, por lo que es necesario actualizarlos al año 2024 utilizando el índice de costos químicos CEPCI (Chemical Engineering Plant Cost Index). Se actualiza al año 2024 dado que es el valor del índice más reciente que se tiene acceso. Esta actualización permite reflejar de forma más realista el valor actual de inversión en equipos, considerando la variación de precios en el tiempo. Así, el costo ajustado al año 2024 se calcula mediante los datos de la Tabla 5.30.

$$\text{Costo actualizado} = \frac{\text{Costo 2002}}{\text{CEPCI 2002}} * \text{CEPCI 2024} = \quad (5.13)$$

$$\text{Costo actualizado intercambiador de calor (l - l)} = \frac{18000 \text{ USD}_{2002}}{390,4} * 795,4 =$$

$$= 36673 \text{ USD}_{2024}$$

$$\text{Costo actualizado intercambiador de calor } (g - g) = \frac{33000 \text{ USD}_{2002}}{390,4} * 795,4$$

$$= 67234 \text{ USD}_{2024}$$

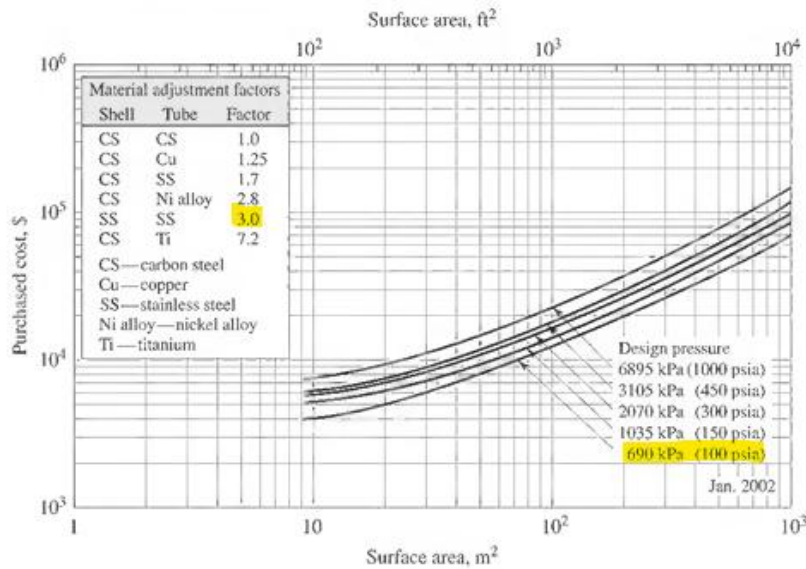


Figura 5.14: Coste de compra de intercambiadores de calor de cabeza flotante con tubos de 0,019 m de diámetro exterior x 0,025 m (1/2-pulgadas de diámetro exterior x 1 pulgada) de paso cuadrado y 4,88 m (16 pies) de paquetes de acero al carbono construcción.

Tabla 5.30: Índice de Costos de Plantas de Ingeniería Química (actualizado de Maxwell, 2025)

Año	CEPCI
2024	795,4
1987	320
2002	390,4

Por otro lado, se presentan los resultados correspondientes a los equipos cuyo costo de inversión fue estimado aplicando la Ecuación 5.12 de escalamiento basada en capacidad. Esta metodología se fundamenta en un costo de referencia obtenido desde la plataforma Alibaba, asociado a equipos que operan bajo condiciones similares a las del sistema propuesto, tales como temperatura y consumo energéticos. A partir de este valor base, el costo se ajusta proporcionalmente en función

de la capacidad necesaria para este trabajo, considerando además el factor de escala correspondiente para cada caso (ver Anexo 10).

5.5.2.3 *Calefactor*

El costo de este equipo se estimó a partir de un modelo seleccionado desde la plataforma Alibaba que opera a 380 V trifásico y permite alcanzar una temperatura de salida de hasta 350 °C, cumpliendo con los requerimientos del sistema propuesto, el cual trabaja con aire a 250 °C y una capacidad de 5268 m³/min. Las especificaciones técnicas adicionales se presentan en el Anexo 11.

Por lo tanto, el costo estimado de un calefactor industrial dimensionado para operar bajo las condiciones, de este sistema corresponde:

$$\text{Costo calefactor} = 5000 \text{ USD}$$

Dado que en el sistema propuesto se requiere un flujo de aire de 719.326 kg/h. Considerando que, bajo condiciones normales de operación (20 °C) y en la ubicación piloto de la investigación, la densidad del aire es de 1,2044 kg/m³ (Anexo 15), se determinó que la cantidad de equipos necesarios para satisfacer dicho requerimiento corresponde a dos unidades.

5.5.2.4 *Decantador*

El costo del decantador fue estimado a partir de un modelo de referencia identificado en la plataforma Alibaba, específicamente el modelo LW450-2000, el cual presenta una potencia de 30/7,5 kW. Las especificaciones técnicas relevantes se detallan en el Anexo 12, mientras que los parámetros utilizados en el cálculo se presentan en la Tabla 5.31.

Cabe mencionar que la densidad del agua fue obtenida a partir de una tabla referencial incluida en el Anexo 8, mientras que la densidad del relave se determinó a partir de antecedentes bibliográficos reportados por Abbadi y Mucsi, (2024). Considerando ambos valores, se calculó el flujo volumétrico total de entrada al decantador como la suma de los flujos máxicos del agua y del relave, obteniéndose un caudal combinado de 216,54 m³/h.

Tabla 5.31: Datos utilizados para la estimación del costo del decantador mediante escalamiento de capacidad

Variable	Valor
Capacidad equipo a	299080 kg/h
Flujo másico agua	164494 kg/h
	164,77 m ³ /h
Flujo másico relave	134586 kg/h
	51,76 m ³ /h
Capacidad equipo b	25 m ³ /h
Costo equipo b	6000 USD
Densidad relave seco	2600 kg/m ³
Densidad agua (20°C)	998,29 kg/m ³

Por lo tanto, el costo final estimado para su implementación corresponde a:

$$\begin{aligned} \text{Costo del equipo a} &= 6000 \text{ USD} * \left(\frac{216,54 \text{ (m}^3\text{/h)}}{25 \text{ (m}^3\text{/h)}} \right)^{0,6} = \\ &= 21913 \text{ USD} \end{aligned}$$

5.5.2.5 Reactor

En el caso del reactor, la estimación de su costo de inversión se realizó a partir de la celda de reacción utilizada en el laboratorio. Esta capacidad total de la celda del equipo presente en el laboratorio sirvió como base para aplicar la metodología de escalamiento por capacidad, ajustando el costo de un equipo de referencia a las condiciones del sistema propuesto. Los antecedentes técnicos considerados para esta estimación se presentan en la Tabla 5.32.

Además, para efectos del cálculo del costo de inversión, se tomó como base el dimensionamiento previamente desarrollado, en el cual se estableció que la capacidad útil del equipo debía corresponder a un tercio del flujo másico horario de relave. Esta proporción se justifica en función del tiempo de residencia observado durante los ensayos experimentales en laboratorio, donde la

reacción de producción de hidrógeno se completó en un intervalo de 20 minutos. De este modo, se garantiza que, en una operación continua, con tres ciclos por hora, se procese la totalidad del flujo previsto, asegurando así la eficiencia del sistema sin sobredimensionar el volumen del equipo.

Tabla 5.32: Datos utilizados para la estimación del costo del reactor mediante escalamiento de capacidad

Variable	Valor
Capacidad equipo a	134.586 kg/h
Capacidad equipo b	0,0427 kg
Costo equipo b	26.656 USD

Para el caso del flujo másico del relave se divide por tres en esta estimación debido a que, según el dimensionamiento realizado, el tiempo de residencia necesario para completar la reacción es de 20 minutos. Por lo tanto, el reactor solo requiere una capacidad equivalente a un tercio del flujo horario total para operar eficientemente en régimen continuo. Esta consideración permite ajustar correctamente la capacidad base utilizada en la ecuación de escalamiento.

Por lo tanto, el costo final estimado para su implementación corresponde a:

$$\begin{aligned} \text{Costo del equipo a} &= 26.656 \text{ USD} * \left(\frac{\frac{134586(\text{kg/h})}{3}}{0,0427 \text{ kg}} \right)^{0,56} = \\ &= 62.778.041 \text{ USD} \end{aligned}$$

5.5.2.6 Separador PSA

Para estimar el costo del sistema de separación por Adsorción por Oscilación de Presión (PSA), se seleccionó el modelo G3 H3200, disponible en la plataforma Alibaba. En este caso, la corriente de entrada al separador corresponde a una mezcla de hidrógeno y argón a una temperatura de aproximadamente 50°C, la cual coincide con el equipo seleccionado.

Para determinar el volumen de gas tratado por el equipo, se calculó el flujo volumétrico de la mezcla utilizando la Ecuación 5.14 de los gases ideales, en función del flujo másico y las condiciones de operación.

$$\begin{aligned}
 \text{Volumen} &= \frac{n * R * T}{P} & (5.14) \\
 &= \frac{160,68 \text{ (kmol/h)} * 0,082057 \text{ (atm * m}^3\text{/kmol * K)} * 323,15 \text{ K}}{1 \text{ atm}} = \\
 &= 4260,72 \text{ (m}^3\text{/h)}
 \end{aligned}$$

En este caso, debido a que la capacidad del proceso es inferior al doble de la ofrecida por los equipos comerciales (3000 m³/h, ver Anexo 13), se determinó que la alternativa más adecuada consiste en la adquisición de dos unidades, sin requerir ajustes adicionales en el cálculo de costos.

De este modo, el costo final estimado para su implementación corresponde a:

$$\begin{aligned}
 \text{Costo del equipo a} &= 2800 \text{ USD} * 2 = \\
 &= 5600 \text{ USD}
 \end{aligned}$$

5.5.2.7 Costo total de los equipos considerados

Finalmente, se presenta en la Tabla 5.33 un resumen de los costos de inversión estimados para los principales equipos del sistema propuesto. Esta tabla distingue el tipo de estimación aplicada (ya sea basada en equipos comerciales o en escalamiento por capacidad), el costo unitario en dólares estadounidenses, la cantidad requerida de unidades para cada equipo y el costo total asociado.

Este resumen permite visualizar de forma clara y ordenada el desglose de los elementos que conforman la inversión inicial del proyecto. Tal como se observa, el equipo que representa el mayor aporte al CAPEX corresponde al reactor, cuyo costo fue determinado a partir de una metodología de escalamiento, considerando su gran capacidad de procesamiento. Le siguen en importancia los intercambiadores de calor y el secador rotatorio, seleccionados desde plataformas comerciales en función de su adecuación técnica al proceso.

En conjunto, la suma total de los costos de inversión asciende a USD 83.259.861, valor que representa una estimación preliminar.

Tabla 5.33: Resumen de los costos de inversión preliminares del sistema propuesto

Equipo	Estimación	Costo unitario (US)	N° de unidades	Costo final (USD)
Secador rotatorio	Equipo	16.880	806	13.605.280
Intercambiador de calor relave agotado	Equipo	16.880	399	6.735.120
Intercambiador de calor (g-g)	Equipo	67.234	1	67.234
Intercambiador de calor (l-l)	Equipo	36.673	1	36.673
Decantador	Capacidad	21.913	1	21.913
Separador PSA	Equipo	2.800	2	5.600
Calefactor	Equipo	5.000	2	10.000
Reactor	Capacidad	62.778.041	1	62.778.041
Total				83.259.861

5.5.3 Costos de operación (OPEX)

Una vez dimensionados los equipos principales y estimado el costo de inversión inicial, se procede a evaluar los costos de operación asociados al funcionamiento continuo del sistema. Esta estimación considera los consumos energéticos, uso de insumos como el argón y los recursos humanos asociado a la cantidad de trabajadores. Además, se contemplan aspectos como el mantenimiento y la reposición periódica de componentes de los principales equipos. El objetivo de esta etapa es proyectar, de manera preliminar, los gastos recurrentes vinculados al sistema propuesto, permitiendo así complementar el análisis económico preliminar.

5.5.3.1 Consumo energético

El consumo de energía eléctrica constituye uno de los componentes más relevantes dentro de los costos de operación, dado que la producción de hidrógeno mediante el sistema propuesto implica el funcionamiento permanente de equipos de alto requerimiento energético.

Para esta evaluación se consideraron dos escenarios operativos:

- A. Escenario on-grid: la planta se abastece directamente desde el Sistema Eléctrico Nacional, comprando la energía a un proveedor externo sin necesidad de inversión en infraestructura de generación eléctrica.

- B. Escenario off-grid: la energía se suministra mediante un sistema fotovoltaico aislado, diseñado para cubrir la demanda total de la planta, implicando una inversión inicial más alta, pero reduciendo el gasto energético directo.

En el escenario conectado a la red (*on-grid*), el costo de la electricidad se estimó a partir de los resultados de la licitación de suministro eléctrico 2022/01, publicados por la Comisión Nacional de Energía (CNE) de Chile. Dentro de este proceso, la empresa FRV Development Chile SpA adjudicó un bloque de energía proveniente de generación fotovoltaica con un precio de 37,19 USD/MWh ¹.

Este valor se considerará como referencia para el cálculo de los costos energéticos anuales bajo el escenario *on-grid*, al ser representativo de contratos reales de suministro de energía renovable en el país.

Utilizando la Ecuación 5.15 se puede estimar el gasto energético anual expresada como:

$$\text{Costo energetico anual} = \text{Demanda energetica}(kWh) * 37,19 \left(\frac{USD}{MWh} \right) * \frac{1 (MWh)}{1000 (kWh)} \quad (5.15)$$

En el caso del escenario off-grid, el análisis del costo se encuentra incluido en la inversión inicial (CAPEX), ya que la energía es autogenerada mediante el sistema fotovoltaico, y los gastos operacionales se limitan principalmente al mantenimiento y reposición de componentes (paneles, baterías e inversores) de los cuales el costo de cada uno se puede ver en la Tabla 5.34.

Tabla 5.34: Costos estimados de los principales componentes del sistema fotovoltaico (escenario off-grid)

Equipo	Estimación	Costo unitario (US)	N° de unidades	Costo final (USD)
Panel solar	Equipo	91,67	1.01.902	92.761.056
Inversor	Equipo	6840,65	18.552	126.907.739
Batería	Equipo	357,82	822.798	294.413.580
Total				514.082.376

¹ https://www.cne.cl/wp-content/uploads/2022/08/Acta-de-Adjudicacion-Licitacion-2022-01_29072022.pdf

5.5.3.2 Costo argón

Para la estimación del costo operativo asociado al uso de argón en el sistema propuesto, se consideró como referencia el valor de mercado observado a escala laboratorio. En particular, se tomó como base el precio de un cilindro de 20 m³ de argón, cuyo valor asciende a \$296.000 CLP sin incluir el impuesto al valor agregado (IVA). Este precio corresponde al año 2021 y fue obtenido directamente de proveedores nacionales especializados en gases industriales.

Dado que el proceso propuesto requiere inyectar 0,09 kg/h de argón al reactor, fue necesario convertir esta masa a volumen para estimar el número de cilindros requeridos por hora. Para ello, se utilizó la densidad del argón a temperatura ambiente (1,784 kg/m³), lo que permite calcular el volumen requerido:

$$\begin{aligned} \text{Volumen requerido} &= \frac{0,09 \text{ (kg/h)}}{1,784 \text{ (kg/m}^3\text{)}} = \\ &= 0,051 \text{ (m}^3\text{/h)} \end{aligned}$$

Posteriormente, se estimó el número de cilindros de 20 m³ necesarios:

$$\begin{aligned} \text{N}^\circ \text{ de cilindros} &= \frac{0,051 \text{ (m}^3\text{/h)}}{20 \text{ m}^3} * 24 \left(\frac{\text{h}}{\text{día}} \right) * 30 \text{ días} * 12 \text{ meses} = 22,03 \text{ cilindro/año} \approx \\ &\approx 23 \text{ cilindros/año} \end{aligned}$$

El precio base por cilindro debe ser ajustado incluyendo el IVA (19%), lo que entrega un valor total unitario actualizado:

$$\text{Precio por cilindro con IVA} = 296000 * 1,19 = 352.240 \text{ CLP}$$

Además, como este precio corresponde al año 2021, se procedió a su actualización al año 2025 utilizando el valor de la Unidad de Fomento (UF), como índice de corrección monetaria. Para esto se consideraron los siguientes valores:

- UF 01/08/2021: 29.758 CLP
- UF 01/08/2025: 39.173 CLP

$$\begin{aligned} \text{Precio actualizado} &= \frac{352.240}{29.758} * 39.173 = \\ &= 463.684 \text{ CLP por cilindro} \end{aligned}$$

Finalmente, se estimó el costo total del consumo de argón, considerando la cantidad de cilindros necesarios:

$$\begin{aligned} \text{Costo argón} &= 463.684 * 23 = \\ &= 10.664.732 \text{ (CLP/año)} \approx 11091,32 \text{ (USD/año)} \end{aligned}$$

Este valor representa el gasto anual asociado a la reposición del argón perdido en el sistema.

Adicionalmente, considerando el argón recirculado en el proceso, es necesario realizar una compra inicial durante el primer año de operación para llenar el volumen de los equipos. Dado que no se conoce el tiempo real de relleno (ni, por tanto, el volumen interno), se asume como referencia que dicho llenado equivale a una hora de operación del sistema con un flujo de 4.173 kg de argón en el reactor. Este gasto se realiza solo una vez, y su valor se determina aplicando el mismo procedimiento de cálculo descrito previamente.

$$\begin{aligned} \text{Volumen requerido} &= \frac{4173 \text{ (kg)}}{1,784 \text{ (kg/m}^3\text{)}} = \\ &= 2339,12 \text{ (m}^3\text{)} \\ \text{N}^\circ \text{ de cilindros} &= \frac{2339,12 \text{ (m}^3\text{)}}{20 \text{ m}^3} \\ &\approx 117 \text{ cilindros} \end{aligned}$$

Finalmente, se estimó el costo total del consumo de argón, considerando la cantidad de cilindros necesarios:

$$\begin{aligned} \text{Costo argón} &= 463.684 * 117 = \\ &= 54.251.028 \text{ (CLP)} \approx 56421,07 \text{ (USD)} \end{aligned}$$

De este modo, la compra inicial de argón durante el primer día de operación alcanza un valor aproximado de 56421,07 USD, el cual corresponde un desembolso único que no debe ser proyectado de manera anual.

5.5.3.3 Estimación de trabajadores y sueldos asociados

Para estimar la cantidad de trabajadores requeridos en la operación continua del sistema, se utilizó como base la cantidad de producto generado por día. Considerando una producción de 90 kg/h de hidrógeno, el valor diario asciende a:

$$\dot{m} H_2 = 90 \text{ kg/h} * 24 \text{ h/día} = 2160 \text{ (kg/día)}$$

Este valor de capacidad de planta (2.160 kg/día) fue utilizado como referencia en la Figura 5.15 (Peters *et al.*, 2003), la cual relaciona la capacidad de planta con el número de horas-hombre requeridas. Según la curva B, correspondiente a condiciones promedio de automatización y operación, se determinó que el sistema requerirá un total aproximado de 20 trabajadores.

Este número de trabajadores corresponde exclusivamente al personal de operación directa, conformado por operadores de planta. Adicionalmente, se contempla la incorporación de dos profesionales en el cargo de ingeniería de procesos.

Para estimar el costo asociado a este personal, se consideraron los sueldos promedio obtenidos de la plataforma Chile trabajos, correspondiente al año 2025. Se identificaron los siguientes valores:

- Operadores de planta: sueldo promedio mensual estimado en \$680.000 CLP.
- Ingenieros de procesos: sueldo promedio mensual estimado en \$1.800.000 CLP.

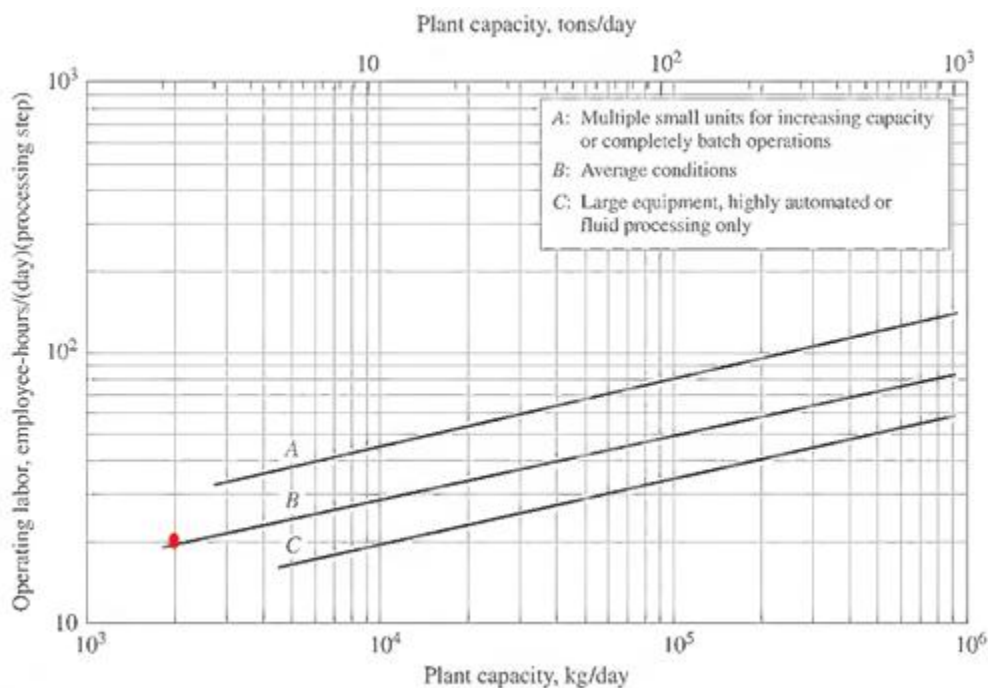


Figura 5.15: Requerimientos de mano de obra operativa en la industria de procesos químicos (Peters *et al.*, 2003), donde el punto rojo corresponde a la capacidad de la planta de este trabajo.

5.5.4 Estimación del costo de producción del hidrógeno

En esta etapa se busca evaluar preliminarmente la viabilidad económica y los factores que influyen de manera más significativa en el costo de producción de hidrógeno en el sistema propuesto. Para ello se elaboró un flujo de caja anual, con un tiempo de vida de 20 años, basado en los lineamientos de Peters *et al.* (1991), el cual establece una metodología estándar para estimaciones financieras en plantas químicas.

En primera instancia, el valor de inversión inicial considera el costo total de adquisición de los equipos previamente estimado, al cual se le suma un 10 % adicional. Este porcentaje corresponde a los costos asociados al transporte, instalación, puesta en marcha, seguros y otros gastos indirectos inherentes a la implementación de la planta, tal como lo propone el mencionado texto de referencia. El monto total de inversión se incorpora en el año cero del flujo de caja, incluyendo también un ingreso inicial teórico sugerido por el mismo libro, correspondiente a posibles activos disponibles o ajustes contables previos a la operación.

Cabe señalar que no se consideran impuestos en este análisis, debido a que la planta será implementada para una minera ya existente, en modalidad interna. De igual modo, no se contemplan utilidades ni depreciación, ya que el objetivo del análisis es entregar una estimación preliminar del comportamiento financiero del proyecto a largo plazo, sin entrar en criterios contables específicos que podrían variar según la empresa.

El flujo de caja contempla además una tasa de inflación anual, que impacta tanto en los costos de operación como en la reposición de equipos de vida útil limitada. Por otro lado, se estima que será necesario volver a comprar las baterías al año 15 y los inversores al año 10 (Arancibia, 2023) de lo cual se refleja como gastos puntuales en los respectivos años. Estas reposiciones se realizan utilizando el mismo valor base de adquisición, ajustado por la inflación acumulada hasta ese momento.

Finalmente, con la estructura del flujo de caja definida y considerando los valores previamente calculados para el CAPEX y OPEX, se procede a realizar un análisis comparativo que permita identificar los factores con mayor incidencia en el costo de producción del hidrógeno. Para ello, se plantean cuatro alternativas de minimizar el costo del hidrógeno, cada uno enfocado en una variable clave del sistema, como el rendimiento del proceso, la producción mínima necesaria para alcanzar costos viables y el esquema de suministro energético.

Como referencia para los resultados, y según lo expuesto previamente en la revisión bibliográfica, el costo de producción del hidrógeno verde a partir de energías renovables se ubica actualmente en un rango de 3,0 a 7,5 USD/kg (García, 2021). Este rango se utilizará únicamente como marco comparativo para ubicar los valores estimados en el presente trabajo de investigación.

5.5.4.1 Simulación de dos escenarios de rendimiento Off-Grid

Con el fin de evaluar la influencia del rendimiento de reacción en el costo final de producción de hidrógeno, se analizaron dos escenarios: el primero con un valor del 30 %, utilizado como base en el dimensionamiento y balances del presente trabajo, y el segundo considerando un rendimiento ideal del 100 %, asociado a una reacción completa del mineral disponible en el relave. Esta comparación permite identificar el impacto directo que tendría una mejora en la eficiencia de conversión sobre el consumo de materia prima, la capacidad de los equipos y, en consecuencia, sobre los costos de inversión y operación.

- Escenario 1 – Rendimiento del 30%

Este rendimiento del 30% se adoptó para garantizar que el relave procesado reaccione completamente bajo las condiciones de operación definidas. Este valor implica procesar un mayor volumen de relave, lo que a su vez incrementa las capacidades de diseño de los equipos principales. Dado que el dimensionamiento de los equipos está directamente relacionado con los flujos de entrada, este rendimiento genera una inversión inicial más elevada y un mayor costo unitario de producción de hidrógeno.

En la Tabla 5.35 se presentan los valores del dimensionamiento de los principales equipos para este escenario. Y en la figura 5.16 la proporción que cada uno de ellos representa en el total de inversión a realizar.

Tabla 5.35: Comparativa de dimensionamiento y costos de equipos en escenario 1

Equipo	Estimación	Costo unitario (US)	Nº de unidades	Costo final (USD)
Panel solar	Equipo	91,67	1.011.902	92.761.056
Inversor	Equipo	6.841	18.552	126.907.739
Baterías	Equipo	358	822.798	294.413.580
Secador rotatorio	Equipo	16.880	806	13.605.280
Intercambiador de calor relave agotado	Equipo	16.880	399	6.735.120
Intercambiador de calor (g-g)	Equipo	67.234	1	67.234
Intercambiador de calor (l-l)	Equipo	36.673	1	36.673
Decantador	Capacidad	21.913	1	21.913
Separador PSA	Equipo	2.800	2	5.600
Calefactor	Equipo	5.000	2	10.000
Reactor	Capacidad	62.778.041	1	62.778.041
Total				597.342.237

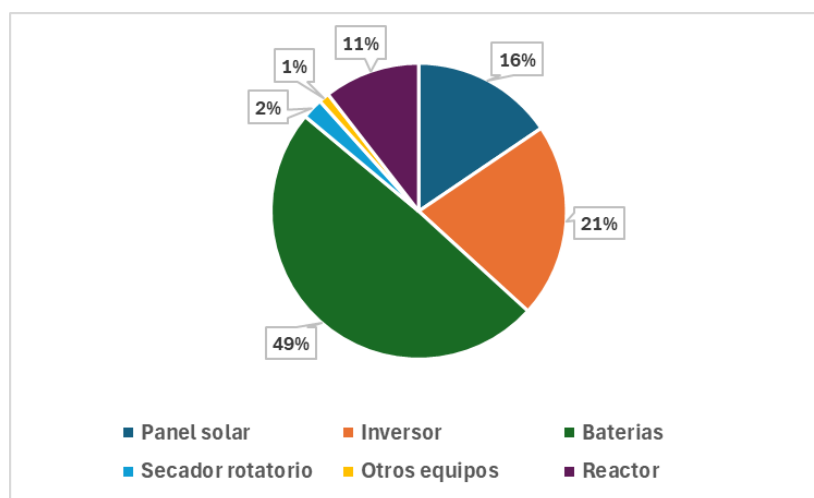


Figura 5.16: Distribución relativa de los costos de inversión por tipo de equipo para el escenario de 30 % de rendimiento del sistema.

- Escenario 2 – Rendimiento del 100%

El segundo escenario asume un rendimiento del 100 %, correspondiente a una utilización total del mineral presente en el relave. Bajo este supuesto, la cantidad de relave a procesar se reduce de

forma significativa, lo que implica un menor dimensionamiento de los equipos y en la reducción de los costos de inversión.

En la Tabla 5.36 se presenta la comparación del número de equipos requeridos respecto al escenario anterior. Se observa que la variación se concentra exclusivamente en los equipos que procesan relave (decantador, secadores rotatorios reactor e intercambiador de calor para el relave agotado) y los equipos asociados al dimensionamiento fotovoltaico, mientras que el resto de los equipos mantiene las mismas especificaciones y cantidades en ambos casos. En la figura 5.17 la proporción que cada uno de ellos representa en el total de inversión a realizar.

Tabla 5.36: Comparativa de dimensionamiento y costos de equipos en escenario 2

Equipo	Estimación	Costo unitario (US)	N° de unidades	Costo final (USD)
Panel solar	Equipo	92	305.146	27.972.698
Inversor	Equipo	6841	5.371	36.738.140
Baterías	Equipo	358	248.120	88.782.298
Secador rotatorio	Equipo	16880	234	3.949.920
Intercambiador de calor relave agotado	Equipo	16880	120	2.025.600
Intercambiador de calor (g-g)	Equipo	67234	1	67.234
Intercambiador de calor (l-l)	Equipo	36673	1	36.673
Decantador	Capacidad	10,641	1	10.641
Separador PSA	Equipo	2,800	2	5.600
Calefactor	Equipo	5,000	2	10.000
Reactor	Capacidad	31.988.631	1	31.988.631
Total				191.587.437

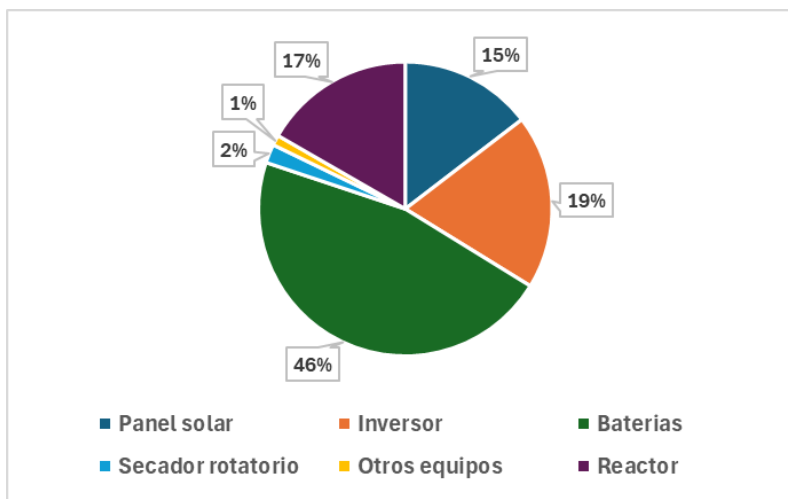


Figura 5.17: Distribución relativa de los costos de inversión por tipo de equipo para el escenario de 100 % de rendimiento del sistema.

Finalmente, con los valores de inversión total obtenidos para ambos casos, que reflejan las diferencias en el dimensionamiento y la cantidad de equipos, estos se incorporaran como inversión inicial en el flujo de caja del proyecto. Dicho flujo para ambos escenarios se presenta en el Anexo 16, el cual resume de forma clara los ingresos y egresos anuales durante todo el periodo de evaluación.

Para estimar el precio mínimo de venta del hidrógeno en cada situación, se empleó la herramienta Solver de Microsoft Excel, ajustando de manera iterativa este valor hasta que el Valor Actual Neto (VAN) fuera igual a cero. Con este procedimiento fue posible determinar el punto de equilibrio económico del proyecto, es decir, el valor a partir del cual la planta cubriría sus costos y comenzaría a generar beneficios.

Los resultados obtenidos se presentan en la Tabla 5.37, el cual servirá como base para analizar comparativamente ambos casos, evaluando cuál se acerca más a un escenario económicamente viable.

Tabla 5.37: Precio del hidrógeno en función del rendimiento de reacción

	Precio del hidrógeno (USD/kg)
30% de rendimiento	340,65
100% de rendimiento	111,47

Al comparar ambos escenarios, se observa que aumentar el rendimiento del 30 % al 100 % genera una disminución significativa en el costo unitario del hidrógeno. Esta reducción se explica principalmente por la menor cantidad de relave requerida y la consiguiente disminución en el dimensionamiento de ciertos equipos. Estos resultados evidencian que optimizar la eficiencia de conversión no solo mejora el aprovechamiento del mineral disponible, sino que también tiene un impacto directo y positivo en la viabilidad económica del sistema.

5.5.4.2 Sistema On-Grid

En esta alternativa se plantea comprar toda la energía necesaria a un proveedor externo de energía renovable. Esto significa que la planta no instalaría paneles solares, baterías ni inversores, sino que recibiría directamente la energía lista para usar, ya con la infraestructura resuelta por la empresa proveedora.

En la práctica, el esquema funciona de tal manera que, durante el día, la empresa externa genera e inyecta energía a la red y durante las 24h se utiliza una cantidad equivalente al que se aportó durante el día. Así, se asegura el suministro permanente sin que la planta deba asumir la inversión y el mantenimiento de un sistema fotovoltaico propio, desarrollando el flujo de caja se obtuvieron los resultados de la Tabla 5.38.

Tabla 5.38: Precio estimado del hidrógeno con sistema On-Grid

	Precio del hidrógeno (USD/kg)
On-Grid con el 30% de rendimiento	173,60
On-Grid con el 100% de rendimiento	60,51

5.5.4.3 Sistema con compra de energía

Por otro lado, se analiza la compra de toda la energía requerida a un tercero cuya principal ventaja es que se reduce de forma considerable la inversión inicial y se evita la construcción de un sistema de generación, transformando este suministro en un costo anual. Sin embargo, este enfoque también implica depender por completo de un tercero para el suministro, lo que hace que la viabilidad económica dependa directamente de las tarifas y condiciones que se acuerden. De acuerdo con la Ecuación 5.15, el costo anual se determina a partir de la demanda energética del

sistema y del valor de adquisición de la energía eléctrica adjudicado a la planta fotovoltaica FRV Development Chile SpA, equivalente a 37,190 USD/MWh (CNE, 2022). Dado que este valor corresponde a enero de 2022, se actualizó a precios de enero de 2025 aplicando el índice CPI del *Bureau of Labor Statistics*, obteniéndose un valor corregido el cual se incorporará en la ecuación para proyectar el gasto energético anual considerado en la evaluación económica preliminar del proyecto.

Para esto se consideraron los siguientes valores²:

- CPI 01/01/2022: 281,148
- CPI 01/01/2025: 317,671

$$\text{Factor de actualización} = \frac{317,671}{281,148} \approx 1,1299$$

$$\text{Precio corregido} = 37,190 * 1,1299 = 42,02 \text{ (USD/MWh)}$$

Por lo tanto, sustituyendo los valores en la Ecuación 5.15 se obtiene:

$$\begin{aligned} \text{Costo energetico anual} &= \frac{2.468.393 \text{ (kWh/dia)}}{1000 \text{ (kWh/MWh)}} * 365 \text{ dias/año} * 42,02 \left(\frac{\text{USD}}{\text{MWh}} \right) = \\ &= 37.858.484 \text{ (USD/año)} \end{aligned}$$

En este escenario, al externalizar por completo el suministro energético y eliminar de la inversión inicial los costos asociados a las baterías, inversores y paneles el precio de producción del hidrógeno se reduce de manera considerable en comparación con las alternativas anteriores, tal como se presenta en la Tabla 5.39 (el flujo de caja elaborado para el sistema On-grid, considerando los escenarios de 30% y 100% de rendimiento, se encuentra disponible en el Anexo 17).

² https://www.bls.gov/regions/mid-atlantic/data/consumerpriceindexhistorical_us_table.htm

Tabla 5.39: Precio estimado del hidrógeno con energía externalizada

	Precio del hidrógeno (USD/kg)
Compra de energía con el 30% de rendimiento	96,34
Compra de energía con el 100% de rendimiento	37,28

5.5.4.4 Análisis de incidencia de costos en el precio estimado del hidrógeno

El análisis de incidencia de costos permite identificar qué componentes de la inversión inicial y operación tienen mayor influencia en el precio final del hidrógeno. Para ello, se tomó como referencia el precio base de 340,76 USD/kg y se realizaron escenarios de exclusión de equipos y materias primas, de manera de observar cómo varía el costo al eliminar cada uno de ellos. La diferencia entre el precio base y el precio ajustado se interpretó como la incidencia relativa de dicho equipo en el resultado económico, cuyos resultados se observa en la Figura 5.18.

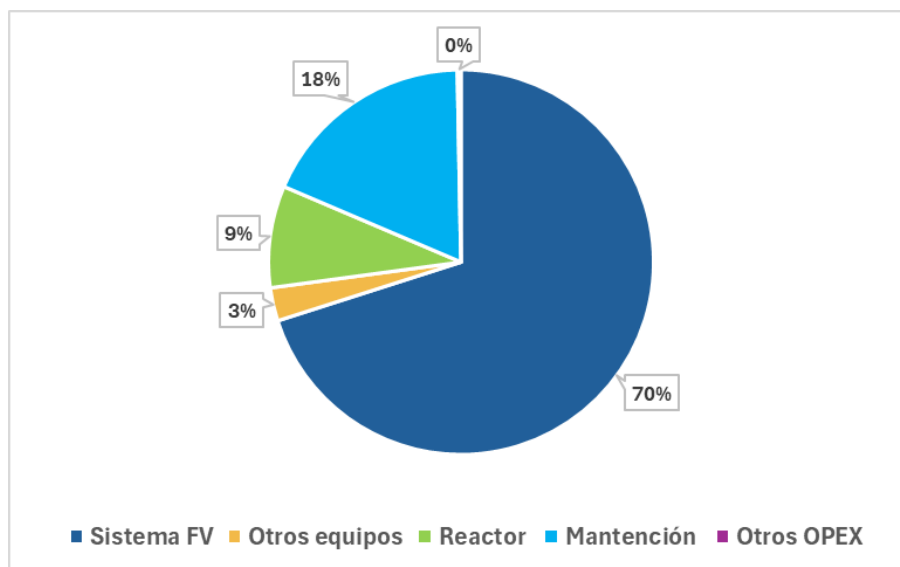


Figura 5.18: Incidencia conjunta de CAPEX y OPEX en el costo del hidrógeno. El sistema FV corresponde a los paneles fotovoltaicos, inversores y baterías; otros equipos hacen referencia a intercambiadores, secadores, PSA, decantador y calefactor; y otros OPEX hace referencia a los costos asociados a la mano de obra y a la compra de argón.

A partir de los resultados obtenidos en las figuras, se observa que el sistema de generación fotovoltaica (incluyendo paneles, inversores y baterías) representa el componente de mayor incidencia en el costo del hidrógeno. Esto confirma que gran parte del valor final del hidrógeno está asociado a la infraestructura necesaria para garantizar el suministro energético en un sistema autónomo (off-grid). Si bien esta alternativa permite independencia de la red eléctrica, también implica un alto costo inicial, lo que sugiere que cualquier mejora en eficiencia o reducción en los costos del sistema fotovoltaico podría tener un impacto significativo en la disminución del precio del hidrógeno.

Por otro lado, la mantención aparece como el segundo ítem más relevante, lo cual refleja la importancia de una buena planificación operativa a lo largo del tiempo. Es por esto que, adoptar estrategias de mantenimiento preventivo o ajustado a la criticidad de los equipos podría ser una medida efectiva para reducir gastos recurrentes y mejorar la disponibilidad del sistema.

En cuanto al reactor, su impacto económico es considerablemente menor en comparación con la generación eléctrica. Por otro lado, los demás equipos del proceso aunque son fundamentales para la producción de hidrógeno, individualmente son igual o menores al 1% de influencia por lo que el precio final es más acotado. Finalmente, tanto la mano de obra como la compra de argón (inicial y reciclado) presentan valores cercanos a 0%, lo que indica que su influencia en este escenario es insignificante.

5.5.4.5 Otras alternativas para la reducción del costo del hidrógeno

Además de las alternativas anteriores, se identificaron otras posibilidades que podrían contribuir a disminuir el costo de producción del hidrógeno en el sistema propuesto.

Una primera alternativa consiste en analizar la viabilidad del uso de energía termosolar como fuente de alimentación del proceso. Este tipo de tecnología permite aprovechar la energía calórica del sol, pero su operación está limitada a un número reducido de horas diarias, lo que implicaría aumentar la cantidad de equipos para mantener la misma producción de hidrógeno. Esto incrementaría la inversión inicial y, aunque se podría optimizar el aprovechamiento térmico, el rendimiento real de conversión es incierto, por lo que se requeriría un análisis técnico-económico más detallado antes de su implementación.

Otra alternativa de análisis consiste en determinar la cantidad mínima de hidrógeno que debería producirse para que el proyecto sea viable. Para ello, se fijó el precio de venta del hidrógeno en

7,5USD/kg, valor de referencia y se utilizó la hoja de cálculo financiera del proyecto. A través del método de optimización se ajustó la producción de H₂ hasta que el Valor Actual Neto (VAN) alcanzó el valor de cero.

Los resultados obtenidos muestran que, para alcanzar la condición mínima de rentabilidad económica, el proceso genera 33.138.228 kgH₂/año, equivalente a 3.780 kgH₂/h. Al relacionar esta producción con el flujo de relave seco alimentado al proceso (134.586 kg/h), se obtuvo una conversión mínima de 28 gH₂/kg relave. Por otro lado, el rendimiento real del proceso, determinado a partir del balance de masa, corresponde a 0,67 gH₂/kg relave, valor obtenido de la razón entre el hidrógeno generado en el sistema (90 kgH₂/h) y el flujo de relave de entrada (134.586 kg/h). Esto indica que la producción actual de hidrógeno es aproximadamente 42 veces menor a la requerida para alcanzar el umbral económico, lo que evidencia una brecha significativa entre la capacidad técnica del proceso y su viabilidad comercial.

Con el propósito de estimar una estrategia que permita reducir dicha brecha, se evaluó la incorporación de residuos de hierro metálico como complemento para la producción de hidrógeno verde, tomando como referencia el rendimiento experimental reportado por Harikrishna *et al.* (2024), correspondiente al 94% del valor teórico estequiométrico. A partir de este análisis, cuyo desarrollo detallado se presenta en el Anexo 18, se determinó que una mezcla compuesta por aproximadamente 61% de hierro y 39% de relave permitiría alcanzar la relación mínima de 28 gH₂/kg mezcla, requerida para que el proceso resulte económicamente viable. En otras palabras, este porcentaje representa el mínimo contenido de residuo de hierro que debería incorporarse al relave para lograr la producción de hidrógeno necesaria.

Si bien agregar hierro metálico al relave permitiría aumentar la conversión global del proceso, esta alternativa también cambiaría su composición original y podría generar impactos ambientales adicionales. Por eso, antes de aplicar una estrategia de este tipo, sería necesario analizar con mayor detalle sus implicancias tanto técnicas como ambientales. Además, estos resultados demuestran que la viabilidad económica del sistema no depende solo de la infraestructura instalada, sino también de las características propias del relave, que son las que finalmente determinan su capacidad para producir hidrógeno en cantidades competitivas. En este sentido, la relación H₂/relave no solo permite estimar el punto de equilibrio económico del proyecto, sino que también refleja la necesidad de seguir buscando formas de mejorar la eficiencia de conversión o de optimizar el material de alimentación, manteniendo siempre el enfoque de valorización sostenible del residuo.

Finalmente, queda claro que el proceso establecido en este trabajo no resulta ser económicamente atractivo, no obstante, se identifican varias formas de bajar el costo de producción del hidrógeno en el sistema que se propone. Algunas opciones se enfocan en reducir la inversión inicial, como eliminar ciertos equipos (sistemas fotovoltaicos) mientras que otras apuntan a cambiar el uso o la forma de obtener la energía, e incluso a modificar las características del relave.

Sin embargo, las decisiones deben evaluarse no solo en función del precio final, sino que cada alternativa trae consigo implicancias en la eficiencia del proceso, la estabilidad de la operación y el impacto ambiental. Por eso lo que se necesita es combinar varias medidas de forma coherente, de manera que en conjunto se logre un hidrógeno más competitivo en precio, sin dejar de lado la viabilidad técnica y la sostenibilidad ambiental del proyecto.

6. CONCLUSIONES

En el presente trabajo de investigación se establecieron las condiciones de operación para la producción de hidrógeno mediante *thermal water splitting* utilizando relaves mineros como fuente de óxidos metálicos. A partir de la revisión de literatura se determinó que el rango de temperatura más adecuado para la etapa de hidrólisis se encuentra entre 600 °C y 700 °C, mientras que el flujo de agua requerido depende directamente de la cantidad y tipo de óxido metálico presente en el relave, no existiendo un valor único aplicable.

El análisis de los relaves indicó que las operaciones mineras de cobre concentran el mayor potencial para la producción de hidrógeno, lo que permitió seleccionar un caso base y comprender de manera integrada su viabilidad como recurso para un proceso termoquímico. A partir de esta elección y utilizando el equipo disponible en el laboratorio, fue posible definir las condiciones operacionales y caracterizar el comportamiento del sistema, así como los requerimientos de hidrógeno, relave, argón, agua y energía. Además, el dimensionamiento del sistema fotovoltaico permitió visualizar la magnitud de la demanda energética asociada a esta alternativa. En conjunto, este objetivo entregó una base técnica sólida para evaluar la factibilidad del proceso y reconocer los desafíos que deberán abordarse en etapas posteriores de investigación y en una eventual aplicación industrial.

En relación con la reducción de la huella de carbono, el uso de hidrógeno producido mediante este proceso presenta un potencial significativo para disminuir las emisiones de gases de efecto invernadero. Los resultados obtenidos son consistentes con el cuerpo actual de conocimiento, mostrando que la sustitución del 100% del diésel por hidrógeno podría reducir significativamente las emisiones de gases de efecto invernadero en camiones mineros (CAEX), confirmando su alineación con los objetivos nacionales de descarbonización.

Finalmente, la evaluación de la prefactibilidad económica del proceso propuesto consideró distintas alternativas de producción y abastecimiento energético, explorando cada una con el fin de reducir

el costo específico del hidrógeno y acercarlo a valores competitivos en el mercado. Si bien los resultados indican que, en el escenario base, el proyecto no es viable y se encuentra lejos de alcanzar la rentabilidad deseada, considerando que el precio actual del hidrógeno verde es de aproximadamente 7,5 USD/kg, las simulaciones realizadas permitieron identificar configuraciones más eficientes y estrategias de optimización que podrían mejorar de forma significativa su viabilidad, tales como el uso de energías renovables de alta temperatura y la priorización de relaves con mayor contenido metálico reactivo.

7. BIBLIOGRAFÍA

Abanades, S. (2012). CO₂ and H₂O reduction by solar thermochemical looping using SnO₂/SnO redox reactions: Thermogravimetric analysis. *International Journal of Hydrogen Energy*, 37(10), 8223–8231. <https://doi.org/10.1016/J.IJHYDENE.2012.02.158>

Abanades, S. (2019). Óxidos metálicos aplicados a la descomposición termoquímica del agua para la producción de hidrógeno mediante energía solar concentrada. *ChemEngineering*, 3 (3), 63. <https://doi.org/10.3390/chemengineering3030063>

Abanades, S., & Flamant, G. (2006). Thermochemical hydrogen production from a two-step solar-driven water-splitting cycle based on cerium oxides. *Solar Energy*, 80(12), 1611–1623. <https://doi.org/10.1016/J.SOLENER.2005.12.005>

Abanades, S., Charvin, P., Flamant, G., & Neveu, P. (2006). Screening of water-splitting thermochemical cycles potentially attractive for hydrogen production by concentrated solar energy. *Energy*, 31(14), 2805–2822. <https://doi.org/10.1016/J.ENERGY.2005.11.002>

Abanades, S., Charvin, P., Lemont, F., & Flamant, G. (2008). Novel two-step SnO₂/SnO water-splitting cycle for solar thermochemical production of hydrogen. *International Journal of Hydrogen Energy*, 33(21), 6021–6030. <https://doi.org/10.1016/J.IJHYDENE.2008.05.042>

Abbadi, A., & Mucsi, G. (2024). A review on complex utilization of mine tailings: Recovery of rare earth elements and residue valorization. *Journal of Environmental Chemical Engineering*, 12(3), 113118. <https://doi.org/10.1016/J.JECE.2024.113118>

Agencia Internacional de Energías Renovables (IRENA). (2018). *Flexibilidad del sistema eléctrico para la transición energética: Parte I*.

Agrafiotis, C., Roeb, M., Konstandopoulos, A. G., Nalbandian, L., Zaspalis, V. T., Sattler, C., Stobbe, P., & Steele, A. M. (2005). Solar water splitting for hydrogen production with monolithic reactors. *Solar Energy*, 79(4), 409–421. <https://doi.org/10.1016/J.SOLENER.2005.02.026>

Ambiental, S. d. (2022). CRITERIO DE EVALUACIÓN EN EL SEIA: INTRODUCCIÓN A PROYECTOS DE HIDRÓGENO VERDE. Santiago.

Anglo American Chile. 2022. *Anglo American presentó el primer camión minero propulsado por Hidrógeno Verde, marcando un hito en el camino hacia la carbono neutralidad* [Artículo en línea]. Anglo American Chile. 6 de mayo de 2022. <https://chile.angloamerican.com/medios/press-releases/pr-2022/2022-05-06.aspx> [Consultado: 27 de noviembre de 2024].

Arancibia Gnecco, R. (2023). Análisis de factibilidad de implementación de una planta desaladora de alta mar, para la comuna de Valparaíso “Buque Tanque” [Tesis de magíster, Universidad de Valparaíso].

Araya, N., Kraslawski, A., & Cisternas, L. A. (2020). Towards mine tailings valorization: Recovery of critical materials from Chilean mine tailings. *Journal of Cleaner Production*, 263, 121555. <https://doi.org/10.1016/J.JCLEPRO.2020.121555>

B. G. Kyle, Chemical and Process Thermodynamics, Englewood Cliffs, Nueva Jersey, Prentice Hall, 1984.

Baykara, S. Z. (2004). Experimental solar water thermolysis. *International Journal of Hydrogen Energy*, 29(14), 1459–1469. <https://doi.org/10.1016/J.IJHYDENE.2004.02.011>

Biblioteca del Congreso Nacional de Chile. (2021). Matriz energética y eléctrica en Chile. Asesoría Técnica Parlamentaria. https://obtienearchivo.bcn.cl/obtienearchivo?id=repositorio/10221/32492/1/BCN_Matriz_energetica_electrica_en_Chile.pdf

BP. (2023). *BP Energy Outlook: 2023 edition* (Actualización de julio de 2023). BP. Disponible en <https://www.bp.com>

Branan, C. R. 2002. *Soluciones prácticas para el ingeniero químico*. 2ª ed. Ciudad de México, México, McGraw-Hill. pp. 31–36.

Budama, V. K., Rincon Duarte, J. P., Roeb, M., & Sattler, C. (2023). Potential of solar thermochemical water-splitting cycles: A review. *Solar Energy*, 249, 353–366. <https://doi.org/10.1016/J.SOLENER.2022.11.001>

Buttner, W. J., Post, M. B., Burgess, R., & Rivkin, C. (2011). An overview of hydrogen safety sensors and requirements. *International Journal of Hydrogen Energy*, 36(3), 2462–2470. <https://doi.org/10.1016/J.IJHYDENE.2010.04.176>

Cámara de diputadas y diputados. (2022). Estable el deber de la industria minera de utilizar vehículos menores e industriales cero emisiones al año 2030. Boletín N° 14938-08. <https://www.camara.cl/verDoc.aspx?prmTipo=SIAL&prmID=67540&formato=pdf#:~:text=El%20hidr%C3%B3geno%20es%20un%20medio,electricidad%2C%20calor%20y%20diversos%20compuestos4>

Campos et al. (2023). What do we investigate when we research on mine tailings in Chile? An interpretative approach. *The Extractive Industries and Society*, Volume 15,, 101318. Obtenido de <https://www-sciencedirect-com.bibliotecadigital.uv.cl/science/article/pii/S2214790X23001089>

Campos-Medina, F., Ojeda-Pereira, I., Guzmán, J., Aspillaga, V. R., & Ferreira, J. S. (2023). What do we investigate when we research on mine tailings in Chile? An interpretative approach. *The Extractive Industries and Society*, 15, 101318. <https://doi.org/10.1016/J.EXIS.2023.101318>

Canavesio, C., Nassini, H. E., & Bohé, A. E. (2015). Evaluation of an iron-chlorine thermochemical cycle for hydrogen production. *International Journal of Hydrogen Energy*, 40(28), 8620–8632. <https://doi.org/10.1016/J.IJHYDENE.2015.04.158>

Carbon Trust. (2012). Carbon footprinting. London.

Caterpillar Inc. (2022). *Caterpillar Performance Handbook* (Ed. 50, Versión 2022, p. 15). Caterpillar Inc.

Carcassi, M. N., & Fineschi, F. (2005). Deflagrations of H₂–air and CH₄–air lean mixtures in a vented multi-compartment environment. *Energy*, 30(8), 1439–1451. <https://doi.org/10.1016/J.ENERGY.2004.02.012>

Cengel, Y. A. y Boles, M. A. (2015). *Termodinámica*. 8.ª ed. México, McGraw-Hill Education. pp. 897-911.

Cengel, Y. A., & Boles, M. A. (2015). *Tablas de propiedades, figuras y diagramas (Unidades SI)*. En *Termodinámica* (Apéndice, Tablas A-1 a A-34). McGraw-Hill.

CENGEL, Yunus A. y John M. CIMBALA, “Mecánica de fluidos: Fundamentos y aplicaciones”, 1ª edición, McGraw-Hill, 2006. Tabla A-9.

Charvin, P., Abanades, S., Flamant, G., & Lemort, F. (2007). Two-step water splitting thermochemical cycle based on iron oxide redox pair for solar hydrogen production. *Energy*, 32(7), 1124–1133. <https://doi.org/10.1016/J.ENERGY.2006.07.023>

Charvin, P., Stéphane, A., Florent, L., & Gilles, F. (2008a). Analysis of solar chemical processes for hydrogen production from water splitting thermochemical cycles. *Energy Conversion and Management*, 49(6), 1547–1556. <https://doi.org/10.1016/J.ENCONMAN.2007.12.011>

Charvin, P., Stéphane, A., Florent, L., & Gilles, F. (2008b). Analysis of solar chemical processes for hydrogen production from water splitting thermochemical cycles. *Energy Conversion and Management*, 49(6), 1547–1556. <https://doi.org/10.1016/J.ENCONMAN.2007.12.011>

COCHILCO. (2019). Mejores prácticas de gobernanza. Obtenido de <https://www.cochilco.cl/Listado%20Temtico/Mejores%20practicas%20de%20gobernanza%20en%20materia%20de%20relaves.pdf>

CODELCO EDUCA. (s.f.). Todo sobre la minería del cobre. Obtenido de Glosario: <https://www.codelcoeduca.cl/codelcoeduca/site/edic/base/port/glosario.html>

Comisión Chilena de Cobre. (2022). Descarbonización e Hidrógeno Verde en la minería chilena: estado del arte y principales desafíos.

Comisión Nacional de Energía. (2023). *Informe de costos de tecnologías de generación: Informe anual, mayo 2023*. Comisión Nacional de Energía.

Comisión Nacional de Energía. (2023). Licitación de suministro eléctrico para clientes regulados 2023/01. <https://www.cne.cl/nuestros-servicios/licitaciones-y-suministros/>

Compañía Minera Doña Inés de Collahuasi SCM. (2020). Informe: *Inventario de emisiones de gases de efecto invernadero: Huella de carbono – Año 2019*. <https://www.collahuasi.cl>

Consejo Minero. (s.f.). *Collahuasi*. <https://consejominero.cl/nosotros/socios/collahuasi/>

Díaz, F. (2007). Gasificación de carbón en Chile, para obtención de hidrógeno y electricidad en planta de ciclo combinado. Santiago, Chile: Universidad de Chile, Departamento de Ingeniería Química y biotecnología.

Earthscan. (2010). Planning and Installing Solar Thermal Systems.

Ehrhart, B. D., Muhich, C. L., Al-Shankiti, I., & Weimer, A. W. (2016). System efficiency for two-step metal oxide solar thermochemical hydrogen production – Part 1: Thermodynamic model and impact of oxidation kinetics. *International Journal of Hydrogen Energy*, 41(44), 19881–19893. <https://doi.org/10.1016/j.ijhydene.2016.07.109>

Electric Power Research Institute. (2018). Renewables insights: The impact of solar photovoltaics (PV) DC:AC ratio. EPRI. <https://www.epri.com>

Energía, M. d. (2020). Estrategia Nacional de Hidrógeno Verde - Chile. Gobierno de Chile. Obtenido de https://energia.gob.cl/sites/default/files/estrategia_nacional_de_hidrogeno_verde_-_chile.pdf

EsadeGeo. (2020). *Tecnologías para la transición energética: El hidrógeno de bajas emisiones o de cero emisiones de carbono*. Fundación Esade. Disponible en: <https://www.esade.edu>

European Industrial Gases Association AISBL. (2011). Methodology to establish a "product carbon footprint". Brussels.

FCH JU. (2020). *Hydrogen in the Mining Industry: Fuel Cells and Hydrogen Joint Undertaking*

Fredy Guzmán Martínez; Julio César Arranz González; Lionel Fidel Smoll; Luis Collahuazo; Edmundo Marcelo Calderón; Olvin Otero. (2020). *PASIVOS AMBIENTALES MINEROS MANUAL PARA EL INVENTARIO DE MINAS ABANDONADAS O PARALIZADAS*. www.asgmi.org

Fundación Chile. (2018). Avances y retos para la gestión de los depósitos de relaves en Chile. Santiago.

Fundación Chile. (s.f.). Programa tranque. Obtenido de ¿Qué desafíos enfrentamos?: <https://fch.cl/iniciativa/programa-tranque/>

Fúnez Guerra, C., & Reyes-Bozo, L. (2019). El hidrógeno como vector energético: Pieza clave en la descontaminación de la economía chilena (1.a ed.). <https://repositorio.uaautonoma.cl/bitstream/handle/20.500.12728/3191/Hidrogeno.pdf?sequence=1&isAllowed=y>

Gálvez, M. E., Frei, A., Albisetti, G., Lunardi, G., & Steinfeld, A. (2008). Solar hydrogen production via a two-step thermochemical process based on MgO/Mg redox reactions—Thermodynamic and kinetic analyses. *International Journal of Hydrogen Energy*, 33(12), 2880–2890. <https://doi.org/10.1016/J.IJHYDENE.2008.04.007>

García Bernal, N., Torres M., R., & Vivanco F., E. (2020). *Desarrollo del mercado de hidrógeno verde en Chile: Oportunidades*. Biblioteca del Congreso Nacional de Chile, Asesoría Técnica Parlamentaria. <https://www.bcn.cl>

García, N. (2020). Matriz energética y eléctrica en Chile. Obtenido de Asesoría Técnica Parlamentaria, BCN: https://obtienearchivo.bcn.cl/obtienearchivo?id=repositorio/10221/32492/1/BCN_Matriz_energetica_electrica_en_Chile.pdf

Gay, M., Pourrahmani, H., & van herle, J. (2022). Fuel cell and battery technologies for a 800 kW ferry: two optimized scenarios. *Science Talks*, 3, 100039. <https://doi.org/10.1016/J.SCTALK.2022.100039>

Gerarda, D. (2012). El Cambio Climático. Ciencia y Sociedad, Volumen XXXVII, Número 2. Obtenido de <https://www.redalyc.org/pdf/870/87024179004.pdf>

GIZ, WSP. (2021). Guía del usuario: Herramienta de estimación de reducción de emisiones de GEI de proyectos de hidrógeno verde. Obtenido de <https://4echile.cl/wp-content/uploads/2021/11/Guia-del-usuario.pdf>

GIZ; E2BIZ. (2022). Manual del usuario: Herramienta para evaluar proyectos de hidrógeno verde. Energía Renovable – Hidrógeno verde - Financiamiento. José Fuster Justiniano. Obtenido de https://4echile.cl/wp-content/uploads/2022/10/Manual-del-usuario_Herramienta-proyectos-de-H2V.pdf

Goikoetxea, N. B., Gómez-Mancebo, M. B., Fernández-Saavedra, R., Borlaf, F., García-Pérez, F., Jiménez, J. A., Llorente, I., Rucandio, I., & Quejido, A. J. (2019). Understanding water-splitting thermochemical cycles based on nickel and cobalt ferrites for hydrogen production. *International Journal of Hydrogen Energy*, 44(33), 17578–17585. <https://doi.org/10.1016/J.IJHYDENE.2019.05.003>

González-Díaz, E., García, S., Soto, F., Navarro, F., Townley, B., & Caraballo, M. A. (2022). Geochemical, mineralogical and geostatistical modelling of an IOCG tailings deposit (El Buitre, Chile): Implications for environmental safety and economic potential. *Journal of Geochemical Exploration*, 239, 106997. <https://doi.org/10.1016/J.GEXPLO.2022.106997>

Gunawan, T. A., & Monaghan, R. F. D. (2022). Techno-econo-environmental comparisons of zero- and low-emission heavy-duty trucks. *Applied Energy*, 308, 118327. <https://doi.org/10.1016/J.APENERGY.2021.118327>

H2 Chile. (2021). Hidrógeno verde en minería. Obtenido de https://h2chile.cl/wp-content/uploads/2021/11/20211118_H2V_Mineria-4-1.pdf

H2 Chile. (2021, noviembre). *Hidrógeno verde en minería: Aplicaciones y desafíos* [Informe técnico en línea]. H2 Chile. https://h2chile.cl/wp-content/uploads/2021/10/20210802_H2_forklifts.pdf

H2Chile. (2022, 17 de mayo). *Primer camión minero a hidrógeno verde es presentado en Sudáfrica por AngloAmerican*.

Haeussler, A., Julbe, A., & Abanades, S. (2022). Investigation of reactive perovskite materials for solar fuel production via two-step redox cycles: Thermochemical activity, thermodynamic properties and reduction kinetics. *Materials Chemistry and Physics*, 276, 125358. <https://doi.org/10.1016/J.MATCHEMPHYS.2021.125358>

Han, S. B., Kang, T. B., Joo, O. S., & Jung, K. D. (2007). Water splitting for hydrogen production with ferrites. *Solar Energy*, 81(5), 623–628. <https://doi.org/10.1016/J.SOLENER.2006.08.012>

Harikrishna, R. B., Deka, H., Sundararajan, T., & Rao, G. R. (2024). Green hydrogen production by water splitting using scrap metals at high temperature. *International Journal of Hydrogen Energy*, 49, 1133–1138. <https://doi.org/10.1016/J.IJHYDENE.2023.08.366>

Hassan, Q., Algburi, S., Sameen, A. Z., Salman, H. M., & Jaszczur, M. (2025). RETRACTED: Green hydrogen: A pathway to a sustainable energy future. *International Journal of Hydrogen Energy*, 137, 651. <https://doi.org/10.1016/J.IJHYDENE.2025.05.078>

Herrera, M. (2022). Informe Técnico Relaves: ¿En qué se trabaja en Chile para reaprovecharlos? *Revista Minera Chilena*, 64–65.

Huang, M., Ouyang, L., Chen, Z., Peng, C., Zhu, X., & Zhu, M. (2017). Hydrogen production via hydrolysis of Mg-oxide composites. *International Journal of Hydrogen Energy*, 42(35), 22305–22311. <https://doi.org/10.1016/J.IJHYDENE.2016.12.099>

Hwang, S.-C., Lein, R. D., & Morgan, D. A. (2005). Noble gases. En Kirk-Othmer Encyclopedia of Chemical Technology (Vol. 17, pp. 343-383). John Wiley & Sons, Inc. <https://doi.org/10.1002/0471238961.1413201819011819.a01.pub2>

IRENA (2020), Renewable Power Generation Costs in 2019, International Renewable Energy Agency, Abu Dhabi.

Jiménez Sáez, F. L. 2020. *Evaluación técnica y económica del uso de hidrógeno verde en aplicaciones para la industria y desplazamiento de combustible fósil*. Memoria de Ingeniero Civil Eléctrico. Santiago, Universidad de Chile, Facultad de Ciencias Físicas y Matemáticas, Departamento de Ingeniería Eléctrica.

Koepf, E., Alxneit, I., Wieckert, C., & Meier, A. (2017). A review of high temperature solar driven reactor technology: 25 years of experience in research and development at the Paul Scherrer Institute. *Applied Energy*, 188, 620–651. <https://doi.org/10.1016/J.APENERGY.2016.11.088>

Koepf, E., Villasmil, W., & Meier, A. (2016). Pilot-scale solar reactor operation and characterization for fuel production via the Zn/ZnO thermochemical cycle. *Applied Energy*, 165, 1004–1023. <https://doi.org/10.1016/J.APENERGY.2015.12.106>

Kotthoff Cáceres, K. (2020). MINERALOGÍA DE DEPÓSITOS DE RELAVE EN CHILE Y. Santiago, Chile: Universidad de Chile. Obtenido de <https://repositorio.uchile.cl/bitstream/handle/2250/175220/Mineralogia-de-depositos-de-relave-en-Chile-y-relacion-con-yacimientos.pdf?sequence=3>

Lázaro Legarre, A. J. 2011. *Producción de hidrógeno mediante descomposición catalítica de metano en lecho fluidizado a partir de catalizadores basados en hierro*. Proyecto Final de Carrera (Ingeniería Técnica Industrial). Zaragoza, Escuela Universitaria de Ingeniería Técnica Industrial de Zaragoza, Instituto de Carboquímica, Departamento de Energía y Medioambiente.

Lee, J. E., Shafiq, I., Hussain, M., Lam, S. S., Rhee, G. H., & Park, Y. K. (2022). A review on integrated thermochemical hydrogen production from water. *International Journal of Hydrogen Energy*, 47(7), 4346–4356. <https://doi.org/10.1016/J.IJHYDENE.2021.11.065>

Li, X., Sun, X., Song, Q., Yang, Z., Wang, H., & Duan, Y. (2022). A critical review on integrated system design of solar thermochemical water-splitting cycle for hydrogen production. *International Journal of Hydrogen Energy*, 47(79), 33619–33642. <https://doi.org/10.1016/J.IJHYDENE.2022.07.249>

Madridsolar. (2006). *Guía de la Energía Solar*. Madrid, España.

Maxwell, C. (2025). Cost Indices. Towering Skills. <https://toweringskills.com/financial-analysis/cost-indices/>

McCabe, W. L., Smith, J. C., & Harriott, P. (2010). *Operaciones unitarias en ingeniería química* (7.ª ed.). McGraw-Hill Interamericana.

Menéndez, J., & Muñoz, S. (2021). CONTAMINACIÓN DEL AGUA Y SUELO POR LOS RELAVES MINEROS. *Paideia XXI*, 11(1), 141–154. <https://doi.org/10.31381/paideia.v11i1.3622>

Ministerio de Energía de Chile. (s.f.). *Explorador solar: Recursos solares para el desarrollo de proyectos fotovoltaicos*.

Ministerio de Energía. (2020). *Estrategia Nacional Hidrógeno Verde*. Santiago, Chile. https://energia.gob.cl/sites/default/files/estrategia_nacional_de_hidrogeno_verde_-_chile.pdf

Ministerio de Energía. (2020). *Hidrógeno*. <https://energia.gob.cl/electromovilidad/img/16.Hidr%C3%B3geno.pdf>

Ministerio de Energía. (2022). *Informe balance nacional de energía 2020*. Santiago, Chile. Obtenido de https://energia.gob.cl/sites/default/files/documentos/2022_informe_anual_bne_2020.pdf

Ministerio de Energía. (2024). *Reporte público 2024: Avances en sistemas de gestión energética de grandes consumidores* (Informe energético 2023).

Ministerio de Energía. (s,f). *Hidrógeno (H2) Verde*. Plataforma de electromovilidad. [Recuperado el 20-09-2023]. <https://energia.gob.cl/electromovilidad/hidrogeno-verde>

Ministerio de Medio Ambiente. (2022). Anexo 4: Ficha técnica sistema fotovoltaico off grid. Obtenido de <https://fondos.mma.gob.cl/wp-content/uploads/2021/08/Anexo-04-Ficha-Tecnica-Sistema-Fotovoltaico-Off-Grid.pdf>

Ministerio de Medio Ambiente. (2022). Inventario Nacional de Gases de Efecto Invernadero, 1990-2020: Resumen de Puntos clave. División de Cambio Climático. https://mma.gob.cl/wp-content/uploads/2022/11/2022_Puntosclave_INGEI.pdf

Ministerio de Minería. (2007). Reglamento para la aprobación de proyectos de diseño, construcción operación y cierre de los depósitos de relaves. Obtenido de https://www.sernageomin.cl/wp-content/uploads/2023/07/DS248_Reglamento_DepositosRelave.pdf

Ministerio del Medio Ambiente. (2022). Anexo 3: Ficha técnica sistema fotovoltaico on grid. Obtenido de <https://fondos.mma.gob.cl/wp-content/uploads/2021/08/Anexo-03-Ficha-Tecnica-Sistema-Fotovoltaico-On-Grid.pdf>

Ministerio del Medio Ambiente. (2023). Informe del Inventario Nacional de Chile 2022: Inventario nacional de gases de efecto invernadero y otros contaminantes climáticos 1990-2020. División de Cambio Climático. Santiago, Chile. https://snichile.mma.gob.cl/wp-content/uploads/2023/04/2022_IIN_CL.pdf

Ministerio del Medio Ambiente. (s.f.). Huella de carbono. Recuperado el octubre de 2023, de <https://mma.gob.cl/cambio-climatico/cc-02-7-huella-de-carbono/>

Ministerio para la Transición Ecológica y el Reto Demográfico (MITECO). (2020). *Hoja de ruta del hidrógeno: Una apuesta por el hidrógeno renovable*. Gobierno de España.

Ministerio para la Transición Ecológica. (s.f.). Guía para el cálculo de la huella de carbono y para la elaboración de un plan de mejora de una organización. España: Gobierno de España.

Murmura, M. A., & Vilardi, G. (2021). Energy and exergy analysis of the cinc/cinc oxide thermochemical cycle for hydrogen production and fuel cell power generation. *Energy Conversion and Management*, 247, 114761. <https://doi.org/10.1016/J.ENCONMAN.2021.114761>

Na, H., Eom, Y., Yoo, K., & Diaz Alorro, R. (2024). A review on the reprocessing of sulfide tailings for resource recovery and AMD prevention using mineral processing methods. *Minerals Engineering*, 218, 109025. <https://doi.org/10.1016/J.MINENG.2024.109025>

Naciones Unidas. (1992). Convención Marco de las Naciones Unidas sobre el Cambio Climático. Obtenido de <https://www.acnur.org/fileadmin/Documentos/BDL/2009/6907.pdf>

National Programme on Technology Enhanced Learning (NPTEL). 2012. *Chemical Engineering Design II: Process Design of Heat Exchangers*. Chennai, India, NPTEL. p. 8

O'Connell, A., Pavlenko, N., Bieker, G., & Searle, S. (2023). *Comparación de las emisiones de gases de efecto invernadero durante el ciclo de vida de los vehículos pesados y los combustibles europeos*. International Council on Clean Transportation. <https://theicct.org/publication/lca-ghg-emissions-hdv-fuels-europe-feb23>

Olabi, A. G., bahri, A. saleh, Abdelghafar, A. A., Baroutaji, A., Sayed, E. T., Alami, A. H., Rezk, H., & Abdelkareem, M. A. (2021). Large-vs-scale hydrogen production and storage technologies: Current status and future directions. *International Journal of Hydrogen Energy*, 46(45), 23498–23528. <https://doi.org/10.1016/J.IJHYDENE.2020.10.110>

Paillao, J. (2022). EVALUACIÓN TECNO-ECONÓMICA DE UNA PLANTA SOLAR HÍBRIDA PV+CSP PARA PRODUCCIÓN DE HIDRÓGENO VERDE. Santiago. Chile: Universidad de Chile, Facultad de ciencias físicas y matemáticas, Departamento de ingeniería mecánica.

Panel Intergubernamental sobre Cambio Climático (IPCC). (2006). *Directrices del IPCC para los inventarios nacionales de gases de efecto invernadero: Volumen 2: Energía - Capítulo 3: Combustión móvil*. IPCC.

Paniagua Fuentes, L. P. 2021. *Estudio de prefactibilidad técnica y económica de una planta solar de producción de hidrógeno con un ciclo termoquímico cobre-cloro*. Memoria de Ingeniero Mecánico Industrial. Valparaíso, Universidad Técnica Federico Santa María, Departamento de Mecánica. 141 p.

Pérez, J. (s.f.). *Plantas de concentración solar: materiales, recubrimientos y fluidos de almacenamiento-nuevos diseños*. Universidad Complutense de Madrid.

Perpiñán, O. (2018). *Energía Solar Fotovoltaica*.

Peters, M. S., Timmerhaus, K. D., & West, R. E. (2002). *Plant design and economics for chemical engineers* (5.ª ed.). New York: McGraw-Hill. p. 243.

Plant design and economics: Comprehensive theory with solved examples and practice questions. 2022. New Delhi, MADE EASY Publications Pvt. Ltd. p. 2.

Pregger, T., Graf, D., Krewitt, W., Sattler, C., Roeb, M., & Möller, S. (2009). Prospects of solar thermal hydrogen production processes. *International Journal of Hydrogen Energy*, 34(10), 4256–4267. <https://doi.org/10.1016/J.IJHYDENE.2009.03.025>

Rafael Torres Muñoz. 2020. Relaves Mineros. Legislación Comparada. Asesoría Técnica Parlamentaria. Biblioteca del Congreso Nacional de Chile. https://obtienearchivo.bcn.cl/obtienearchivo?id=repositorio/10221/29390/1/Relaves_Mineros._Legislacion_comparada.pdf

Review Energy. 2023. *Los camiones eléctricos de batería emiten un 63% menos de gases efecto invernadero que los diésel* [Artículo en línea]. *Review Energy*. 9 de febrero, 2023. <<https://www.review-energy.com/movilidad/los-camiones-electricos-de-bateria-emiten-un-63-menos-de-gases-efecto-invernadero-que-los-diesel>> [Consulta: 6 de noviembre 2024].

RIGK. (2020). Informe 1 Alternativas de tratamiento de módulos fotovoltaicos luego de su. Obtenido de <https://economiacircular.mma.gob.cl/wp-content/uploads/2021/06/1-Informe-1.pdf>

Richter, C., Teske, S., & Short, R. (2009). *Energía solar térmica de concentración: Perspectiva mundial 2009*. Greenpeace International; SolarPACES; ESTELA. https://www.solarpaces.org/wp-content/uploads/csp_2009_spanish.pdf

Robés, D. (2020). Sensores resistivos de nanofibras de dióxido de estaño para la detección de ozono. Madrid: Universidad Politécnica de Madrid. Obtenido de https://oa.upm.es/65018/1/TFG_DIEGO_ROBES_YSAART.pdf

Romero, F. M., Armienta, M. A., Gutiérrez, M. E., & Villaseñor, G. (2008). FACTORES GEOLÓGICOS Y CLIMÁTICOS QUE DETERMINAN LA PELIGROSIDAD Y EL IMPACTO AMBIENTAL DE JALES MINEROS. In *Rev. Int. Contam. Ambient* (Vol. 24, Issue 2).

Romeu Gómez, P. (2021). *Simulación computacional del proceso de reducción y oxidación de water splitting para la obtención de hidrógeno a partir de óxidos de cinc como catalizador* (Tesis de pregrado). Universidad Técnica Federico Santa María, Valparaíso, Chile. Disponible en <https://hdl.handle.net/11673/52835>

Ruiz, J. (2017, January 31). *Manejo Sustentable de Relaves: El gran desafío de la Minería Chilena*.

Sáez, J., & Ladislao, F. (2020). EVALUACIÓN TÉCNICA Y ECONÓMICA DEL USO DE HIDRÓGENO VERDE EN APLICACIONES PARA LA INDUSTRIA Y DESPLAZAMIENTO DE COMBUSTIBLE FOSIL. Universidad de Chile.

Safari, F., & Dincer, I. (2020). A review and comparative evaluation of thermochemical water splitting cycles for hydrogen production. *Energy Conversion and Management*, 205, 112182. <https://doi.org/10.1016/J.ENCONMAN.2019.112182>

Salvador Cobo, J. A. (2022). *Hidrógeno verde, energía solar y su implementación en el transporte en minería a cielo abierto chilena* [Memoria de titulación, Universidad Técnica Federico Santa María]. Repositorio Digital USM. <https://hdl.handle.net/11673/55316>

Sanchez, M. G. J. R. M. (n.d.). Durabilidad de materiales usados en ciclos termoquímicos para producción de hidrógeno y combustibles solares. *Energy*, 339–347.

Santos, J. C., Ribeiro, A. M., & Rodrigues, A. E. (s.f.). *Pressure swing adsorption: Case study – Hydrogen purification* [Presentación de PowerPoint]. Faculdade de Engenharia da Universidade do Porto.

Sanz Montero, I. (2019). Preparación de sensores de gases basados en grafeno para la detección de contaminantes atmosféricos. Madrid: Universidad Politécnica de Madrid. Obtenido de https://oa.upm.es/65777/1/TFG_Irene_Sanz_montero.pdf

Scheffe, J. R., & Steinfeld, A. (2012). *Thermodynamic analysis of cerium-based oxides for solar thermochemical fuel production*. *Energy & Fuels*, 26(3), 1928–1936. <https://pubs-acsc-org.bibliotecadigital.uv.cl/doi/10.1021/ef201875v>

Selectiva, O. de, & por, P. (n.d.). *TESIS DOCTORAL IISTITUTO DE TECNOLOGÍA QUÍMICA (UPV-CSIC) Prof. JOSÉ MAUUEL LÓPEZ IETO*.

SERNAGEOMIN. (2018). *Estudios de normativas internacionales de diseño, construcción, operación, cierre y post cierre de depósitos de relaves*. Servicio Nacional de Geología y Minería. <http://www.sernageomin.cl>.

SERNAGEOMIN. (2023). Datos públicos depósito de relaves. Obtenido de <https://www.sernageomin.cl/datos-publicos-deposito-de-relaves/>

Servicio nacional de geología y minería. (s.f.). Depósitos de relaves. Preguntas frecuentes sobre relaves. Obtenido de <https://www.sernageomin.cl/preguntas-frecuentes-sobre-relaves/#:~:text=Seg%C3%BAn%20c%C3%A1lculo%20del%20Sernageomin%2C%20en,operaci%C3%B3n%20de%20los%20dep%C3%B3sitos%20activos.>

Shafiee, R. T., & Schrag, D. P. (2024). Carbon abatement costs of green hydrogen across end-use sectors. *Joule*, 8(12), 3281–3289. <https://doi.org/10.1016/J.JOULE.2024.09.003>

Shahabuddin, M., Alim, M. A., Alam, T., Mofijur, M., Ahmed, S. F., & Perkins, G. (2021). A critical review on the development and challenges of concentrated solar power technologies. *Sustainable Energy Technologies and Assessments*, 47, 101434. <https://doi.org/10.1016/J.SETA.2021.101434>

Shiva Kumar, S.; Himabindu, V. Producción de hidrógeno mediante electrólisis de agua PEM: una revisión. *Mater. Sci. Energy Technol.* **2019** , 2 , 442–454.

Sirvent, A. J. (2006). De los Hidrocarburos al Hidrógeno. Obtenido de <http://www.fundacionenergia.es/pdfs/Retos%20Tecnol%C3%B3gicos%202006/De%20los%20Hidrocarburos%20al%20Hidr%C3%B3geno.pdf>

STATISTA. (2023). Fossil fuel consumption worldwide from 1965 to 2020. Obtenido de <https://www.statista.com/statistics/1302754/fossil-fuel-energy-consumption-worldwide/>

Steinfeld, A. (2002). Solar hydrogen production via a two-step water-splitting thermochemical cycle based on Zn/ZnO redox reactions. *International Journal of Hydrogen Energy*, 27(6), 611–619. [https://doi.org/10.1016/S0360-3199\(01\)00177-X](https://doi.org/10.1016/S0360-3199(01)00177-X)

Steinfeld, A. (2005). Solar thermochemical production of hydrogen—a review. *Solar Energy*, 78(5), 603–615. <https://doi.org/10.1016/J.SOLENER.2003.12.012>

Steinfeld, A., Kuhn, P., Reller, A., Palumbo, R., Murray, J., & Tamaura, Y. (1998). Solar-processed metals as clean energy carriers and water-splitters. *International Journal of Hydrogen Energy*, 23(9), 767–774. [https://doi.org/10.1016/S0360-3199\(97\)00135-3](https://doi.org/10.1016/S0360-3199(97)00135-3)

Steinfeld, A., Sanders, S., & Palumbo, R. (1999). DESIGN ASPECTS OF SOLAR THERMOCHEMICAL ENGINEERING—A CASE STUDY: TWO-STEP WATER-SPLITTING CYCLE USING THE Fe₃O₄/FeO REDOX SYSTEM. *Solar Energy*, 65(1), 43–53. [https://doi.org/10.1016/S0038-092X\(98\)00092-9](https://doi.org/10.1016/S0038-092X(98)00092-9)

Suarez, Y. (2021). *APROVECHAMIENTO DE RELAVES MINEROS 1 Alternativas Tecnológicas de Recuperación y Aprovechamiento de Relaves Mineros: Revisión del Estado de Arte.*

Subsecretaría de Energías Renovables y Eficiencia Energética. (2019). Energía solar concentrada. Argentina. Obtenido de https://www.argentina.gob.ar/sites/default/files/energia_solar_concentrada_-_agosto_2019.pdf

Tahir, M., Amin, N. A. S., & Ullah, K. (2018). Cobalt-based catalysts for sustainable hydrogen production. *International Journal of Hydrogen Energy*, 43(36), 17209-17239.

Tang, D., Tan, G. L., Li, G. W., Liang, J. G., Ahmad, S. M., Bahadur, A., Humayun, M., Ullah, H., Khan, A., & Bououdina, M. (2023). State-of-the-art hydrogen generation techniques and storage methods: A critical review. *Journal of Energy Storage*, 64, 107196. <https://doi.org/10.1016/J.EST.2023.107196>

Tapia, E. (2012). *Estudio de Alternativas para la Producción de Hidrógeno mediante Ciclos Termoquímicos con Energía Solar de Alta Temperatura.*

Thomas Pregger, Daniela Graf, Wolfram Krewitt, Christian Sattler, Martin Roeb, Stephan Möller. (2009). Prospects of solar thermal hydrogen production processes. *International Journal of Hydrogen Energy*. Volume 34, Issue 10, may 2009, pages 4256-4267.

Tong, Y., Ma, H., Xiao, F., Bohm, S., Fu, H., & Luo, Y. (2023). Precision engineering of precious metal catalysts for enhanced hydrogen production efficiency. *Process Safety and Environmental Protection*, 178, 559–579. <https://doi.org/10.1016/J.PSEP.2023.08.066>

Torres, R. (2020). Relaves Mineros. Obtenido de Asesoría Técnica Parlamentaria BCN: https://obtienearchivo.bcn.cl/obtienearchivo?id=repositorio/10221/29390/1/Relaves_Mineros._Legislacion_comparada.pdf

U.S. Department of Energy. (2001). Propiedades del hidrógeno. En: *Hydrogen Fuel Cell Engines and Related Technologies.*

Vishnevetsky, I., & Epstein, M. (2007). Production of hydrogen from solar cinc in steam atmosphere. *International Journal of Hydrogen Energy*, 32(14), 2791–2802. <https://doi.org/10.1016/J.IJHYDENE.2007.04.004>

Wang, P., Wei, R. K., & Vafai, K. (2022). A dual-scale transport model of the porous ceria based on solar thermochemical cycle water splitting hydrogen production. *Energy Conversion and Management*, 272, 116363. <https://doi.org/10.1016/J.ENCONMAN.2022.116363>

Wegner, K., Ly, H. C., Weiss, R. J., Pratsinis, S. E., & Steinfeld, A. (2006). In situ formation and hydrolysis of Zn nanoparticles for H₂ production by the 2-step ZnO/Zn water-splitting thermochemical cycle. *International Journal of Hydrogen Energy*, 31(1), 55–61. <https://doi.org/10.1016/J.IJHYDENE.2005.03.006>

Weidenkaff, A., Reller, A. W., Wokaun, A., & Steinfeld, A. (2000). Thermogravimetric analysis of the ZnO/Zn water splitting cycle. *Thermochimica Acta*, 359(1), 69–75. [https://doi.org/10.1016/S0040-6031\(00\)00508-6](https://doi.org/10.1016/S0040-6031(00)00508-6)

Weidenkaff, A., Steinfeld, A., Wokaun, A., Auer, P. O., Eichler, B., & Reller, A. (1999). DIRECT SOLAR THERMAL DISSOCIATION OF ZINC OXIDE: CONDENSATION AND CRYSTALLISATION OF ZINC IN THE PRESENCE OF OXYGEN. *Solar Energy*, 65(1), 59–69. [https://doi.org/10.1016/S0038-092X\(98\)00088-7](https://doi.org/10.1016/S0038-092X(98)00088-7)

Yadav, D., & Banerjee, R. (2016a). A review of solar thermochemical processes. *Renewable and Sustainable Energy Reviews*, 54, 497–532. <https://doi.org/10.1016/J.RSER.2015.10.026>

Yalçın, S. (1989). A review of nuclear hydrogen production. *International Journal of Hydrogen Energy*, 14(8), 551–561. [https://doi.org/10.1016/0360-3199\(89\)90113-4](https://doi.org/10.1016/0360-3199(89)90113-4)

Zainal, B. S., Ker, P. J., Mohamed, H., Ong, H. C., Fattah, I. M. R., Rahman, S. M. A., Nghiem, L. D., & Mahlia, T. M. I. (2024). Recent advancement and assessment of green hydrogen production technologies. *Renewable and Sustainable Energy Reviews*, 189, 113941. <https://doi.org/10.1016/J.RSER.2023.113941>

Zayed, M., Ghanem, M. A., Taha, M., Elsayed, H. A., Mehaneq, A., Shaban, M., Mohammed, K. M. H., & Ahmed, A. M. (2023). Enhancing the hydrogen photo-production using zinc oxide films doped with iron, tin, and aluminum. *Journal of Saudi Chemical Society*, 27(6), 101750. <https://doi.org/10.1016/J.JSCS.2023.101750>

Zhang, X., Xu, M., Liu, L., Huan, C., Zhao, Y., Qi, C., & Song, K. il. (2020). Experimental study on thermal and mechanical properties of cemented paste backfill with phase change material. *Journal of Materials Research and Technology*, 9(2), 2164–2175. <https://doi.org/10.1016/J.JMRT.2019.12.047>

Zhengzhou Winsen Electronics Technology Co., LTD. (s.f.). Technical data MQ-8 Gas sensor.

ANEXOS

ANEXO 1. FACTOR DE EMISIÓN*Tabla 7.1: Factor de emisión del diésel según gas de efecto invernadero (adaptado de IPCC, 2006)*

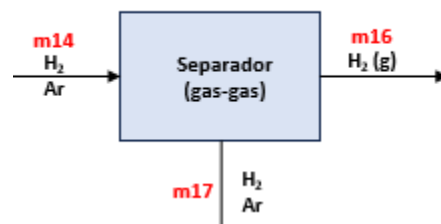
GEI	CO ₂	CH ₄	N ₂ O	CO ₂ eq. total
FE (kg/TJ)	74.100	4,15	28,6	74.132
FE (kg/kWh)	0,267	0,00001493	0,000103	0,2671

ANEXO 2. CÁLCULO BALANCE DE MASA DEL SEPARADOR PSA

La corriente de entrada al equipo (corriente m14) corresponde al 100 % del flujo alimentado, el cual presenta una composición molar de 35 % H₂ y 65 % Ar. Esta mezcla es sometida a un proceso de adsorción en donde el hidrógeno es purificado.

A la salida del separador se generan dos corrientes:

- Corriente 16, que representa el 80 % del flujo total y corresponde al producto principal. Su composición molar es de 99,9 % H₂ y 0,1 % Ar.
- Corriente 17, que representa el 20 % del flujo total, está compuesta mayoritariamente por argón y una pequeña fracción de hidrógeno, y será recirculada al reactor.



Para determinar la cantidad de hidrogeno en las corrientes m14 y m17 se utilizan las siguientes ecuaciones:

$$H_2 \text{ total generado } m14 = \frac{90(\text{kg/h})}{0,8} = 112,5 (\text{kg/h})$$

$$H_2 \text{ en } m17 = 112,5(\text{kg/h}) * 0,2 = 22,5 (\text{kg/h})$$

Para determinar la masa del argón:

$$\text{Moles Ar } m14 = \frac{\text{Moles } H_2 \text{ } m14 * \% \text{ molar de Ar}}{\% \text{ molar de } H_2}$$

$$\text{Moles Ar } m14 = \frac{56,25(\text{kmol/h})}{0,35 * 0,65} = 104,46(\text{kmol/h})$$

$$\text{Masa de Ar en } m14 = 104,46(\text{kmol/h}) * 39,948 (\text{g/mol}) = 4.173(\text{kg/h})$$

$$\text{Masa Ar en } m16 = \frac{90(\text{kg/h}) * 0,001}{0,999} = 0,09(\text{kg/h})$$

$$\text{Masa Ar en } m17 = 4173(\text{kg/h}) - 0,09(\text{kg/h}) = 4173,05(\text{kg/h})$$

ANEXO 3. CÁLCULO DEL REQUERIMIENTO DE RELAVE

Se consideró el rendimiento teórico de producción de hidrógeno a partir de los óxidos metálicos presentes en el relave (Zn, Fe₃O₄ y MgO), obteniendo un valor total de 2,229 g H₂/kg de relave seco (Tabla 7.2). Asumiendo un rendimiento del 30 %, se utilizó el siguiente cálculo para estimar la masa de relave necesaria:

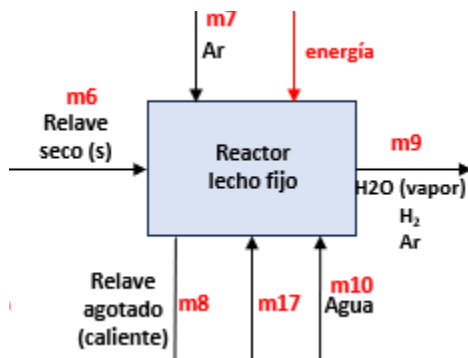


Tabla 7.2: Principales metales presentes en el relave de la minera Doña Inés de Collahuasi.

Zn (g H ₂ /kg)	Fe ₃ O ₄ (g H ₂ /kg)	MgO (g H ₂ /kg)	Total (g H ₂ /kg)
0,006260	1,382378	0,840417	2,229

Por lo tanto, para estimar la masa de relave se utilizan las siguientes ecuaciones:

$$\text{Cantidad de relave que reacciona} = \frac{90(\text{kg/h}) * 1000\text{g}}{2,229 (\text{g/kg})} = 40375,9 (\text{kg/h})$$

$$\text{Cantidad de relave que entra} = 40375,9 (\text{kg/h}) * 0,3 = 134586(\text{kg/h})$$

La cantidad de oxígeno incorporado al relave se determina con las siguientes ecuaciones:

$$\text{Fracción másica de } O_2 \text{ en el agua} = \frac{\text{masa molar } O_2 (\text{g/mol})}{\text{masa molar } H_2O (\text{g/mol})}$$

$$\text{Fracción másica de } O_2 \text{ en el agua} = \frac{16 (\text{g/mol})}{18,016 (\text{g/mol})} = 0,888$$

$$\text{Masa de } O_2 \text{ capturado} = \text{Fracción másica de } O_2 \text{ en el agua} * \text{Masa de agua que reacciona}$$

$$\text{Masa de } O_2 \text{ capturado} = 0,888 * 471,8(\text{kg/h}) = 418,97 (\text{kg/h})$$

Por lo tanto, la masa de relave oxidado que se genera es:

$$\text{Masa relave oxidado generado} = 418,97(\text{kg/h}) + 40375,9(\text{kg/h}) = 40794,83(\text{kg/h})$$

$$\text{Masa relave a la salida} = 40794(\text{kg/h}) + (134586(\text{kg/h}) - 40375,9(\text{kg/h})) = 135005(\text{kg/h})$$

ANEXO 4. BALANCE DE MASA EQUIPO DECANTACIÓN Y SECADOR RELAVE

El siguiente cálculo corresponde a la etapa inicial del proceso, en la cual se define el flujo másico del relave húmedo que ingresa al sistema (m_2) y su posterior separación en agua (m_3) y relave con humedad residual (m_4). Para ello, se utilizó una relación de contenido de humedad del 55 % y un 45 % de sólidos (relación m/m), además de considerar una adsorción de agua de 0,6 kg H₂O/kg de relave seco. Con estos valores, se aplicó un balance masa cuyas ecuaciones utilizadas son las siguientes:

$$\text{Masa de agua contenida en relave } (m_2) = \frac{134.586 \text{ (kg/h)} * 0,55}{0,45} = 164.494 \text{ (kg/h)}$$

$$\text{Masa de agua en } m_4 = 134.586 \text{ (kg/h)} * 0,6 \text{ (kg H}_2\text{O/kg relave)} = 80.752 \text{ (kg/h)}$$

$$\text{Masa de agua en } m_3 = 164.494 \text{ (kg/h)} - 80.752 \text{ (kg/h)} = 83.743 \text{ (kg/h)}$$

A continuación, para el balance del secador del relave se consideró como entrada el flujo de relave con humedad residual proveniente del equipo anterior (corriente 4), el cual contiene tanto relave seco como agua adsorbida. A partir de esta corriente, se realizó un balance másico para estimar las salidas del sistema, consistentes en la corriente de relave seco (m_6) y la corriente de agua evaporada (m_5), asumiendo que la totalidad del agua contenida en el relave es eliminada durante el secado. La información base utilizada corresponde a los resultados previos del filtro por decantación.

ANEXO 5. CÁLCULO DEL REQUERIMIENTO DE AGUA

El requerimiento de agua para la hidrólisis fue determinado a partir de las relaciones estequiométricas de cada metal involucrado (Zn, Fe₃O₄ y MgO) y su respectiva capacidad de generación de hidrógeno (gH₂/kg relave).

Para cada metal se aplicó la relación molar metal: H₂O, convirtiendo los moles a gramos en base a las masas molares. Posteriormente, se estimó la masa de agua necesaria por cada gramo de H₂ producido, en dos escenarios:

- Condiciones estequiométricas
- Con un 30 % de exceso de agua

Tabla 7.3: Estimación del requerimiento de agua en condiciones estequiométricas y con exceso.

Componente	g H ₂ /kg	g H ₂ O/gH ₂ (esteq)	g H ₂ O/kg relave (esteq)	kg H ₂ O/kg relave (esteq)	g H ₂ O/kg relave (exc)
Zn	0,006	8,937	0,056	5,594E-05	0,0727
Fe ₃ O ₄	1,382	2,979	4,118	4,118E-03	5,3532
MgO	0,840	8,937	7,510	7,510E-03	9,7635
Suma total			11,684	0,011684	15,189

De acuerdo con los resultados obtenidos se indica que se requiere:

- 11,684 g H₂O/kg relave bajo condiciones estequiométricas
- 15,189 g H₂O/kg relave considerando el exceso del 30 %

Este valor representa el caudal de agua (corriente m10) que debe ser alimentado al reactor de lecho fijo para asegurar la conversión parcial del relave.

Por lo tanto, el cálculo del requerimiento de agua que ingresa, sale y reacciona del reactor está dado por las siguientes ecuaciones:

$$\text{Masa de agua a la entrada} = \frac{134586 \text{ (kg/h)} * 15,189 \text{ gH}_2\text{O/kg relave}}{1000\text{g}} = 2044 \text{ (kg/h)}$$

$$\text{Masa de agua que reacciona} = \frac{40375,9 \text{ (kg/h)} * 11,684 \text{ gH}_2\text{O/kg relave}}{1000\text{g}} = 471,8 \text{ (kg/h)}$$

$$\text{Masa de agua a la salida} = 2044 \text{ (kg/h)} - 471,8 \text{ (kg/h)} = 1572,5 \text{ (kg/h)}$$

ANEXO 6. CAPACIDADES CALORÍFICAS

Los valores de capacidad calorífica específica (C_p) utilizados en este estudio fueron obtenidos a partir de tablas termodinámicas. Para elementos con C_p constante, como el argón y el relave, se emplearon directamente los valores. En cambio, para el aire y el hidrógeno, cuya capacidad calorífica varía con la temperatura, se realizó un cálculo específico en función de sus respectivas ecuaciones basadas en temperatura y sus constantes. A continuación, se presenta la base de cálculo empleada para determinar el C_p del aire y del hidrógeno:

$$C_p H_2(T, ^\circ C) = 28,84 + 7,65E - 5 * T + 3,288E - 6 * T^2 - 8,698E - 10 * T^3 \text{ (J/gmol * K)}$$

$$\int C_p * dT = 28,84 * (T_f - T_i) + 7,66E - 5 / 2 * (T_f^2 - T_i^2) + 3,288E - 6 / 3 * (T_f^3 - T_i^3) - 8,698E - 10 / 4 * (T_f^4 - T_i^4)$$

Utilizando la ecuación anterior se obtiene la energía del hidrogeno entre sus diferentes rangos de temperatura.

$$C_p H_2(105 - 700^\circ C) = 28,84 * (105 - 700) + 7,66E - 5 / 2 * (105^2 - 700^2) + 3,288E - 6 / 3 * (105^3 - 700^3) - 8,698E - 10 / 4 * (105^4 - 700^4) =$$

$$= 17950,82 \text{ (J/gmol)}$$

Por otro lado, calculando el C_p del aire de $20^\circ C$ a $250^\circ C$ y con sus respectivos valores de constantes, que se obtuvieron en la Tabla 7.4, se pudo obtener la energía del aire de la siguiente manera:

$$\text{Energía del aire} = 28,11 * (523,15 - 293,15) + 0,001967 / 2 * (523,15^2 - 293,15^2) + 0,000004802 / 3 * (523,15^3 - 293,15^3) - 0,000000001966 / 4 * (523,15^4 - 293,15^4)$$

$$\text{Energía del aire (} 20^\circ C \rightarrow 250^\circ C) = 6806,6 \text{ (kJ/kmol)}$$

Realizando la conversión de unidades, considerando un peso molecular del aire de $28,97 \text{ kg/kmol}$ se obtiene:

$$= \frac{6806,6 \text{ (kJ/kmol)}}{28,97 \text{ (kg/kmol)}}$$

$$C_p \text{ aire (} 20^\circ C \rightarrow 250^\circ C) = 234,9 \text{ (kJ/kg)}$$

Tabla 7.4: Capacidades caloríficas consideradas en el balance de energía

Compuesto	Capacidad calorífica	Unidad
Argón	20,85	J/(gmol*K)
	0,52193	kJ/(kg*K)
Relave	1,25	kJ/(kg*K)
$\int_{250}^{20} C_{p_{Aire}} * dT$	234,9	kJ/kg
$\int_{250}^{105} C_{p_{Aire}} * dT$	143,18	kJ/kg
$-\int_{105}^{50} C_{p_{H_2}} * dT$	1607,9	J/(gmol)
$\int_{700}^{80} C_{p_{H_2}} * dT$	8904,18	kJ/kg
$\int_{700}^{105} C_{p_{H_2}} * dT$	-17950,4	J/(gmol)

Tabla 7.5: Capacidad calorífica de varios gases comunes en función de la temperatura (Cengel y Boles, 2015)

$\bar{c}_p = a + bT + cT^2 + dT^3$ (T en K, c_p en kJ/kmol · K)							
Sustancia	Fórmula	a	b	c	d	Rango de temp., K	% de error Máx. Prom.
Acetileno	C ₂ H ₂	21.8	9.2143 × 10 ⁻²	-6.527 × 10 ⁻⁵	18.21 × 10 ⁻⁹	273-1500	1.46 0.59
Aire		28.11	0.1967 × 10 ⁻²	0.4802 × 10 ⁻⁵	-1.966 × 10 ⁻⁹	273-1800	0.72 0.33

ANEXO 7. PARÁMETROS DIMENSIONAMIENTO

Secador rotatorio de arena, máquina secadora de arcilla, equipo de secado de arena, planta de secado de lodos, secador de tres tambores rotatorios

Aún no hay reseñas · 20064290 · certificado

Henan Baichy Maquinaria Equipos Co., Ltd. · Verified Proveedor multidisciplinario · 12 años · CN



Al por mayor Personalización

Listo para enviar

Cantidad mínima de pedido: 1 juego

\$16,880

Variaciones [Seleccione ahora](#)

número de modelo (7)

2,0 × 4 m 2,2 × 5 m 2,5 × 6 m 2,8 × 6 m

3,0 × 6 m 3,0 × 7 m **3,2 × 7 m**

Envío

Método de envío del vendedor 2 [Cambiar](#)

Tarifa de envío: \$100 por 1 juego

Entrega estimada entre el 12 de agosto y el 1 de septiembre

Orden de inicio Añadir a la cesta Chatea ahora

Tabla 7.6: Parámetros técnicos secador rotatorio

Technical Parameters							
Model	Diameter of outer cylinder(m)	Length of outer cylinder (m)	Drum volume(m ³)	Rotation speed(r/ min)	Max. air flow temperature(°C)	Production capacity(t/h)	Power(kw)
2.0*4m	2	4	12.56	4-10	700-750	8-15	5.5x2
2.2*5m	2.2	5	18.99	4-10	700-750	12-20	5.5x2
2.5*6m	2.5	6	29.43	4-10	700-750	18-28	7.5x2
2.8*6m	2.8	6	36.92	4-10	700-750	25-35	11x2
3.0*6m	3	6	42.39	4-10	700-750	30-40	7.5x4
3.0*7m	3	7	49.45	4-10	700-750	30-45	7.5x4
3.2*7m	3.2	7	56.27	4-10	700-750	35-55	11x4
3.6*8m	3.6	8	81.39	4-10	700-750	55-75	18.5x4
4.0*10m	4	10	125.60	4-10	700-750	70-100	22x4

ANEXO 8. PARÁMETROS INTERCAMBIADOR DE CALOR

Tabla 7.7: Datos de tubos para condensadores e intercambiadores de calor

Tubo DE, plg	BWG	Espesor de la pared,	DI, plg	Area de flujo por tubo, plg ²	Superficie por pie lin. pies ²		Peso por pie lineal, lb, de acero
					Exterior	Interior	
1/2	12	0.109	0.282	0.0625	0.1309	0.0748	0.493
	14	0.083	0.334	0.0876		0.0874	0.403
	16	0.065	0.370	0.1076		0.0969	0.329
	18	0.049	0.402	0.127		0.1052	0.258
	20	0.035	0.430	0.145		0.1125	0.190
3/4	10	0.134	0.482	0.182	0.1963	0.1263	0.965
	11	0.120	0.510	0.204		0.1335	0.884
	12	0.109	0.532	0.223		0.1393	0.817
	13	0.095	0.560	0.247		0.1466	0.727
	14	0.083	0.584	0.268		0.1529	0.647
	15	0.072	0.606	0.289		0.1587	0.571
	16	0.065	0.620	0.302		0.1623	0.520
	17	0.058	0.634	0.314		0.1660	0.469
	18	0.049	0.652	0.334		0.1707	0.401
1	8	0.165	0.670	0.355	0.2618	0.1754	1.61
	9	0.148	0.704	0.389		0.1843	1.47
	10	0.134	0.732	0.421		0.1916	1.36
	11	0.120	0.760	0.455		0.1990	1.23
	12	0.109	0.782	0.479		0.2048	1.14
	13	0.095	0.810	0.515		0.2121	1.00
	14	0.083	0.834	0.546		0.2183	0.890
	15	0.072	0.856	0.576		0.2241	0.781
	16	0.065	0.870	0.594		0.2277	0.710
	17	0.058	0.884	0.613		0.2314	0.639
18	0.049	0.902	0.639	0.2361	0.545		
1 1/4	8	0.165	0.920	0.665	0.3271	0.2409	2.09
	9	0.148	0.954	0.714		0.2498	1.91
	10	0.134	0.982	0.757		0.2572	1.75
	11	0.120	1.01	0.800		0.2644	1.58
	12	0.109	1.03	0.836		0.2701	1.45
	13	0.095	1.06	0.884		0.2775	1.28
	14	0.083	1.08	0.923		0.2839	1.13
	15	0.072	1.11	0.960		0.2896	0.991
	16	0.065	1.12	0.985		0.2932	0.900
	17	0.058	1.13	1.01		0.2969	0.808
18	0.049	1.15	1.04	0.3015	0.688		

Tabla 7.8: Densidad del agua líquida entre 0°C y 100°C

Presión externa: 1 atm = 101 325 Pa

Temperatura °C	Densidad kg / m ³	Temperatura °C	Densidad kg / m ³	Temperatura °C	Densidad kg / m ³
0 (hielo)	917,00	33	994,76	67	979,34
0	999,82	34	994,43	68	978,78
1	999,89	35	994,08	69	978,21
2	999,94	36	993,73	70	977,63
3	999,98	37	993,37	71	977,05
4	1000,00	38	993,00	72	976,47
5	1000,00	39	992,63	73	975,88
6	999,99	40	992,25	74	975,28
7	999,96	41	991,86	75	974,68
8	999,91	42	991,46	76	974,08
9	999,85	43	991,05	77	973,46
10	999,77	44	990,64	78	972,85
11	999,68	45	990,22	79	972,23
12	999,58	46	989,80	80	971,60
13	999,46	47	989,36	81	970,97
14	999,33	48	988,92	82	970,33
15	999,19	49	988,47	83	969,69
16	999,03	50	988,02	84	969,04
17	998,86	51	987,56	85	968,39
18	998,68	52	987,09	86	967,73
19	998,49	53	986,62	87	967,07
20	998,29	54	986,14	88	966,41
21	998,08	55	985,65	89	965,74
22	997,86	56	985,16	90	965,06
23	997,62	57	984,66	91	964,38
24	997,38	58	984,16	92	963,70
25	997,13	59	983,64	93	963,01
26	996,86	60	983,13	94	962,31
27	996,59	61	982,60	95	961,62
28	996,31	62	982,07	96	960,91
29	996,02	63	981,54	97	960,20
30	995,71	64	981,00	98	959,49
31	995,41	65	980,45	99	958,78
32	995,09	66	979,90	100	958,05

ANEXO 9. FICHAS TÉCNICAS EQUIPOS SISTEMA FOTOVOLTAICO



FNX
PANEL FOTOVOLTAICO POLICRISTALINO 330W
72 CELULAS, JINKO SOLAR

Código Dartel: 2089244128
 Código de proveedor: 2089244128

\$86.690

Precios con IVA incluido



Este producto no está disponible actualmente

Quiero saber cuando este producto está disponible



ESPECIFICACIONES

Tipo de módulo	JKM310PP		JKM315PP		JKM320PP		JKM325PP		JKM330PP	
	STC	NOCT	STC	NOCT	STC	NOCT	STC	NOCT	STC	NOCT
Potencia nominal (Pmáx)	310Wp	231Wp	315Wp	235Wp	320Wp	238Wp	305Wp	242Wp	330Wp	246Wp
Tensión en el punto Pmáx-VMPP (V)	37.0V	33.9V	37.2V	34.3V	37.4V	34.7V	37.6V	35.0V	37.8V	35.3V
Corriente en el punto Pmáx-IMPP (A)	8.38A	6.81A	8.48A	6.84A	8.56A	6.86A	8.66A	6.91A	8.74A	6.97A
Tensión en circuito abierto-VOC (V)	45.9V	42.7V	46.2V	43.2V	46.4V	43.7V	46.7V	44.0V	46.9V	44.1V
Corriente de cortocircuito-ISC (A)	8.96A	7.26A	9.01A	7.29A	9.05A	7.30A	9.10A	7.34A	9.14A	7.38A
Eficiencia del módulo (%)	15.98%		16.23%		16.49%		16.75%		17.01%	
Temperatura de funcionamiento (°C)	-40°C~+85°C									
Tensión máxima del sistema	1000VDC (IEC)									
VALORES máximos recomendados de los fusibles	15A									
Tolerancia de potencia nominal (%)	0~+3%									
Coefficiente de temperatura de PMAX	-0.40%/°C									
Coefficiente de temperatura de VOC	-0.30%/°C									
Coefficiente de temperatura de ISC	0.06%/°C									
TEMPERATURA operacional nominal de célula	45±2°C									



Inversor/cargador Victron Quattro 15000W 48V con prearmado

\$ 6.490.000

1

Añadir al carrito

Categoría: [Inversores Victron con prearmado](#)

Quattro	12/3000/120-50/50 24/3000/70-50/50	12/5000/220-100/100 24/5000/120-100/100 48/5000/70-100/100	24/8000/200-100/100 48/8000/110-100/100	48/10000/140-100/100	48/15000/200-100/100
Tensión nominal de la batería	12/3000: Batería de 12 V 24/3000: Batería de 24 V	12/5000: Batería de 12 V 24/5000: Batería de 24 V 48/5000: Batería de 48 V	24/8000: Batería de 24 V 48/8000: Batería de 48 V	Batería de 48 V	
PowerControl / PowerAssist	Si				
Conmutador de transferencia integrado	Si				
2 entradas CA	Rango de tensión de entrada: 187-250 VCA Frecuencia de entrada: 50/60 Hz Cos Φ >0.8				
Corriente máxima de alimentación (A)	2x 50	2x100	2x100	2x100	2x100
ICW	6 kA 30 ms		10 kA 30 ms		
INVERSOR					
Rango de tensión de entrada (VCC)	9,5 – 17 V 19 – 33 V 38 – 66 V				
Salida ⁴⁸	Tensión de salida: 230 VCA ± 2 % Frecuencia: 50 Hz ± 0,1 %				
Potencia cont. de salida a 25 °C (VA) ⁴⁹	3000	5000	8000	10000	15000
Potencia cont. de salida a 25 °C (W)	2400	4000	6400	8000	12000
Potencia cont. de salida a 40 °C (W)	2200	3700	5500	6500	10000
Potencia cont. de salida a 65 °C (W)	1700	3000	3600	4500	7000
Pico de potencia (W)	6000	10000	16000	20000	25000
Corriente de entrada (A CC)	250 / 125	458/238/118	381/188	235	350
Corriente de salida continua máxima (A-)	11	19	30	37	53/50
Rango del factor de potencia	±0,8				
Corriente máxima de fallo en salida	32 A pico 1 s	53 A 1 s	100 A 1 segundo	100 A 1 segundo	150 A 1 segundo
Eficacia máxima (%)	93 / 94	94 / 94 / 95	94 / 96	96	96
Consumo en vacío (W)	20 / 20	30 / 30 / 35	60 / 60	60	110
Consumo en vacío en modo ahorro (W)	15 / 15	20 / 25 / 30	40 / 40	40	75
Consumo en vacío en modo búsqueda (W)	8 / 10	10 / 10 / 15	15 / 15	15	20



Baterías Ciclo Profundo

Batería 250ah 12V Gel NIMAC

- Batería 250Ah ciclo profundo
- GEL, sellada, libre de mantención
- Ideal para respaldo de energía, sistemas solares y eólicos



\$380.000
iva incluido

1

Agregar al carrito

Specification

Nominal Voltage	12V
Number of cell	6
Nominal Capacity	250Ah@10hr-rate (20.0A to 1.80V/cell @25°C)
Weight	Approx.68.50Kg
Terminal	M8,Φ=16&18
Container Material	ABS (UL94-HB), Flammability resistance of UL94-V1 can be available upon request.
Rated Capacity	255.0Ah 20hr-rate (10.25A to 1.80V/cell @25°C) 200.0Ah 10hr-rate (20.0A to 1.80V/cell @25°C) 167.0Ah 5hr-rate (33.4A to 1.75V/cell @25°C) 122.0Ah 1hr-rate (122A to 1.60V/cell @25°C)
Max. Discharge Current	1800A(5sec)
Internal Resistance	Approx.2.6mΩ(Fully charged)
Operating Temp. Range	Discharge: -40°C~60°C Charge : -20°C~50°C Storage : -40°C~60°C
Cycle Use	Charging Current: ≤62.5A Voltage:14.2V ~14.4V Temperature compensation:-30mV/°C
Standby Use	Charging Current:No limit Voltage:13.6V ~13.8V Temperature compensation:-20mV/°C
Self-Discharge	less than 1%at 25C°
Design Life	12 years (floating charge)

ANEXO 10. DATOS ESTIMACIÓN DE COSTOS

Tabla 7.9: Exponentes típicos del coste del equipo en función de la capacidad (Peters et al., 2003)

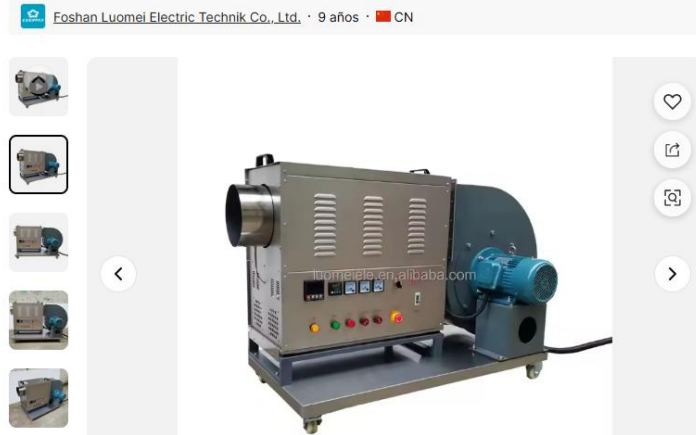
Equipment	Size range	Exponent
Blender, double cone rotary, carbon steel (c.s.)	1.4–7.1 m ³ (50–250 ft ³)	0.49
Blower, centrifugal	0.5–4.7 m ³ /s (10 ³ –10 ⁴ ft ³ /min)	0.59
Centrifuge, solid bowl, c.s.	7.5–75 kW (10–10 ² hp) drive	0.67
Crystallizer, vacuum batch, c.s.	15–200 m ³ (500–7000 ft ³)	0.37
Compressor, reciprocating, air-cooled, two-stage, 1035-kPa discharge	0.005–0.19 m ³ (10–400 ft ³ /min)	0.69
Compressor, rotary, single-stage, sliding vane, 1035-kPa discharge	0.05–0.5 m ³ /s (10 ² –10 ³ ft ³ /min)	0.79
Dryer, drum, single vacuum	1–10 m ² (10–10 ² ft ²)	0.76
Dryer, drum, single atmospheric	1–10 m ² (10–10 ² ft ²)	0.40
Evaporator (installed), horizontal tank	10–1000 m ² (10 ² –10 ⁴ ft ²)	0.54
Fan, centrifugal	0.5–5 m ³ /s (10 ³ –10 ⁴ ft ³ /min)	0.44
Fan, centrifugal	10–35 m ³ /s (2×10 ⁴ –7×10 ⁴ ft ³ /min)	1.17
Heat exchanger, shell-and-tube, floating head, c.s.	10–40 m ² (100–400 ft ²)	0.60
Heat exchanger, shell-and-tube, fixed sheet, c.s.	10–40 m ² (100–400 ft ²)	0.44
Kettle, cast-iron, jacketed	1–3 m ³ (250–800 gal)	0.27
Kettle, glass-lined, jacketed	0.8–3 m ³ (200–800 gal)	0.31
Motor, squirrel cage, induction, 440-V, explosion-proof	4–15 kW (5–20 hp)	0.69
Motor, squirrel cage, induction, 440-V, explosion-proof	15–150 kW (20–200 hp)	0.99
Pump, reciprocating, horizontal cast-iron (includes motor)	1×10 ⁻⁴ –6×10 ⁻³ m ³ /s (2–100 gpm)	0.34
Pump, centrifugal, horizontal, cast steel (includes motor)	4–40 m ³ /s·kPa (10 ⁴ –10 ⁵ gpm·psi)	0.33
Reactor, glass-lined, jacketed (without drive)	0.2–2.2 m ³ (50–600 gal)	0.54
Reactor, stainless steel, 2070-kPa	0.4–4.0 m ³ (10 ² –10 ³ gal)	0.56
Separator, centrifugal, c.s.	1.5–7 m ³ (50–250 ft ³)	0.49
Tank, flat head, c.s.	0.4–40 m ³ (10 ² –10 ⁴ gal)	0.57
Tank, c.s., glass-lined	0.4–4.0 m ³ (10 ² –10 ³ gal)	0.49
Tower, c.s.	5×10 ² –10 ⁶ kg (10 ³ –2×10 ⁶ lb)	0.62
Tray, bubble cap, c.s.	1–3 m (3–10 ft) diameter	1.20
Tray, sieve, c.s.	1–3 m (3–10 ft) diameter	0.86

ANEXO 11. DATOS TÉCNICOS CALEFACTOR

Maquinaria industrial > Equipos de refrigeración e intercambio de calor > Equipo de calefacción

Generador de aire caliente de alto volumen de 30 a 60 kW, 3000 cfm, ventilador centrífugo industrial con calentador eléctrico

Aún no hay reseñas



Cantidad mínima de pedido: 1 pieza

\$1,000-5,000

Variaciones

[Editar selecciones](#)

Número de modelo : 30KW

30 kW

potencia (w)

30KW y 3KW

Envío

El costo de envío y la fecha de entrega se negocian. Para más detalles, chatee con el proveedor.

Enviar consulta

Chatea ahora

Protecciones para este producto >

Modelo: 30~80KW			
Voltaje	380 V trifásico	Temperatura máxima de salida	350°C (reduciendo el volumen de aire)
Potencia del calentador	30~80KW	Temperatura máxima de entrada	200°C
Potencia del ventilador	3 kW	Flujo de aire máximo	5268 m3/min
Material del calentador	Alambre de níquel-cromo 2080	Presión máxima	1578Pa
Temperatura ambiente	0~40 °C	Dimensión	imagen adjunta a continuación
Humedad ambiental	80% de humedad relativa	Peso neto	150 kg
Nota:	Si desea cambiar el diámetro de salida, contáctenos, convencional 89 mm.		

ANEXO 12. DATOS TÉCNICOS DECANTADOR

Deshidratación de relaves, lodos de oro, minería, espesador, decantador, centrífuga

Aún no hay reseñas

Jining Huahang Comercio Internacional Co., Ltd. · 1 año · CN



>=1unidad

\$6,000

Variaciones

[Selecione ahora](#)

número de modelo (7)

- LW250-900
- LW350-1500
- LW400-1200
- LW400-1600
- LW400-1800
- LW450-1800
- LW450-2000

Envío

El costo de envío y la fecha de entrega se negocian. Para más detalles, chatee con el proveedor.

Enviar consulta

Chatea ahora

Protecciones para este producto

Pagos seguros

Cada pago que realiza en Alibaba.com está protegido

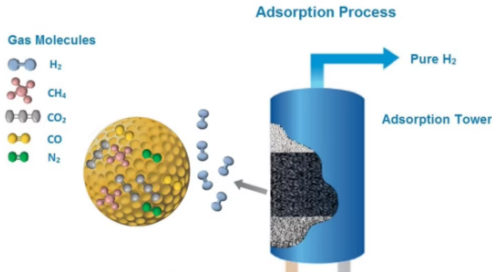
Model	LW400-1800	LW450-1800	LW450-2000
Drum diameter(mm)	400	450	450
Length(mm)	1800	1800	2000
Maximum speed(rpm)	3400	3200	3200
Highest separation(g)	2581	2572	2572
Mixture capacity(m³/h)	2-12	5-20	5-25
Motor Power(kw)	22/7.5	30/7.5	30/7.5
Host weight(kg)	2500	3000	3300
Dimension(mm)	4000*1000*1250	4200*1170*1350	4400*1170*1350

ANEXO 13. DATOS TÉCNICOS SEPARADOR PSA

Descripciones de productos del proveedor

Descripción de productos

Gas SMR	H2, CH4, CO2, N2, CO, H2O
producto Gas	hidrógeno de alta pureza; otro gas
pureza del hidrógeno	99,999%
capacidad de hidrógeno	3000 NM3/h
presión de trabajo	1-3 MPa



Cantidad mínima de pedido: 1 pieza

\$1,900-2,800

Cantidad

- 0 +

Opciones de personalización

- Logotipo personalizado (Pedido mínimo: 1 pieza)
- Embalaje personalizado (Pedido mínimo: 1 pieza)
- Personalización gráfica (Pedido mínimo: 1 pieza)

Enviar consulta

Chatea ahora

System Configurations

	G0 H3100	G1 H3300	G2 H3200	G3 H3200	G4 H3200
NUMBER OF BEDS	6	9	9	9	9
BED DIAMETER	14"-48"	3"	2"-12"	14"-20"	20"-42"
MAXIMUM OPERATING PRESSURE	450 psig	175 psig	300 psig	250 psig	250 psig
FEED CAPACITY (Nm ³ /h)	1,200-15,500	10-45	25-950	1,450-3,100	4,500-29,000
FEED GAS TEMP (°C)	10-60 with 20-50 preferred				
DESIGN STANDARDS	North America: ASME, NFPA, NEC, CSA/Europe: PED, ATEX, IEC				
VOLTAGE	120Vac/1ph/60Hz, 240Vac/3ph/50 or 60Hz, 380Vac/3ph/50Hz, 480Vac/3ph/60Hz				
POWER CONSUMPTION	0.25-1 kw typical				
DESIGN LIFE	15+ years with scheduled maintenance, 10+years for adsorbents				
RECOMMENDED SERVICE	Inspection every 2.5 years; Minimum seal life 5 years				

ANEXO 14. PROPIEDADES DEL AIRE A 1 ATM

Temp. T, °C	Densidad ρ, kg/m ³	Calor específico c _p , J/kg · K	Conductividad térmica k, W/m · K	Difusividad térmica α, m ² /s	Viscosidad dinámica μ, kg/m · s	Viscosidad cinemática ν, m ² /s	Número de Prandtl Pr
-150	2.866	983	0.01171	4.158 × 10 ⁻⁶	8.636 × 10 ⁻⁶	3.013 × 10 ⁻⁵	0.7246
-100	2.038	966	0.01582	8.036 × 10 ⁻⁶	1.189 × 10 ⁻⁵	5.837 × 10 ⁻⁵	0.7263
-50	1.582	999	0.01979	1.252 × 10 ⁻⁵	1.474 × 10 ⁻⁵	9.319 × 10 ⁻⁵	0.7440
-40	1.514	1002	0.02057	1.356 × 10 ⁻⁵	1.527 × 10 ⁻⁵	1.008 × 10 ⁻⁵	0.7436
-30	1.451	1004	0.02134	1.465 × 10 ⁻⁵	1.579 × 10 ⁻⁵	1.087 × 10 ⁻⁵	0.7425
-20	1.394	1005	0.02211	1.578 × 10 ⁻⁵	1.630 × 10 ⁻⁵	1.169 × 10 ⁻⁵	0.7408
-10	1.341	1006	0.02288	1.696 × 10 ⁻⁵	1.680 × 10 ⁻⁵	1.252 × 10 ⁻⁵	0.7387
0	1.292	1006	0.02364	1.818 × 10 ⁻⁵	1.729 × 10 ⁻⁵	1.338 × 10 ⁻⁵	0.7362
5	1.269	1006	0.02401	1.880 × 10 ⁻⁵	1.754 × 10 ⁻⁵	1.382 × 10 ⁻⁵	0.7350
10	1.246	1006	0.02439	1.944 × 10 ⁻⁵	1.778 × 10 ⁻⁵	1.426 × 10 ⁻⁵	0.7336
15	1.225	1007	0.02476	2.009 × 10 ⁻⁵	1.802 × 10 ⁻⁵	1.470 × 10 ⁻⁵	0.7323
20	1.204	1007	0.02514	2.074 × 10 ⁻⁵	1.825 × 10 ⁻⁵	1.516 × 10 ⁻⁵	0.7309
25	1.184	1007	0.02551	2.141 × 10 ⁻⁵	1.849 × 10 ⁻⁵	1.562 × 10 ⁻⁵	0.7296
30	1.164	1007	0.02588	2.208 × 10 ⁻⁵	1.872 × 10 ⁻⁵	1.608 × 10 ⁻⁵	0.7282
35	1.145	1007	0.02625	2.277 × 10 ⁻⁵	1.895 × 10 ⁻⁵	1.655 × 10 ⁻⁵	0.7268
40	1.127	1007	0.02662	2.346 × 10 ⁻⁵	1.918 × 10 ⁻⁵	1.702 × 10 ⁻⁵	0.7255
45	1.109	1007	0.02699	2.416 × 10 ⁻⁵	1.941 × 10 ⁻⁵	1.750 × 10 ⁻⁵	0.7241
50	1.092	1007	0.02735	2.487 × 10 ⁻⁵	1.963 × 10 ⁻⁵	1.798 × 10 ⁻⁵	0.7228
60	1.059	1007	0.02808	2.632 × 10 ⁻⁵	2.008 × 10 ⁻⁵	1.896 × 10 ⁻⁵	0.7202
70	1.028	1007	0.02881	2.780 × 10 ⁻⁵	2.052 × 10 ⁻⁵	1.995 × 10 ⁻⁵	0.7177
80	0.9994	1008	0.02953	2.931 × 10 ⁻⁵	2.096 × 10 ⁻⁵	2.097 × 10 ⁻⁵	0.7154
90	0.9718	1008	0.03024	3.086 × 10 ⁻⁵	2.139 × 10 ⁻⁵	2.201 × 10 ⁻⁵	0.7132
100	0.9458	1009	0.03095	3.243 × 10 ⁻⁵	2.181 × 10 ⁻⁵	2.306 × 10 ⁻⁵	0.7111
120	0.8977	1011	0.03235	3.565 × 10 ⁻⁵	2.264 × 10 ⁻⁵	2.522 × 10 ⁻⁵	0.7073
140	0.8542	1013	0.03374	3.898 × 10 ⁻⁵	2.345 × 10 ⁻⁵	2.745 × 10 ⁻⁵	0.7041
160	0.8148	1016	0.03511	4.241 × 10 ⁻⁵	2.420 × 10 ⁻⁵	2.975 × 10 ⁻⁵	0.7014
180	0.7788	1019	0.03646	4.593 × 10 ⁻⁵	2.504 × 10 ⁻⁵	3.212 × 10 ⁻⁵	0.6992
200	0.7459	1023	0.03779	4.954 × 10 ⁻⁵	2.577 × 10 ⁻⁵	3.455 × 10 ⁻⁵	0.6974
250	0.6746	1033	0.04104	5.890 × 10 ⁻⁵	2.760 × 10 ⁻⁵	4.091 × 10 ⁻⁵	0.6946
300	0.6158	1044	0.04418	6.871 × 10 ⁻⁵	2.934 × 10 ⁻⁵	4.765 × 10 ⁻⁵	0.6935
350	0.5664	1056	0.04721	7.892 × 10 ⁻⁵	3.101 × 10 ⁻⁵	5.475 × 10 ⁻⁵	0.6937
400	0.5243	1069	0.05015	8.951 × 10 ⁻⁵	3.261 × 10 ⁻⁵	6.219 × 10 ⁻⁵	0.6948
450	0.4880	1081	0.05298	1.004 × 10 ⁻⁴	3.415 × 10 ⁻⁵	6.997 × 10 ⁻⁵	0.6965
500	0.4565	1093	0.05572	1.117 × 10 ⁻⁴	3.563 × 10 ⁻⁵	7.806 × 10 ⁻⁵	0.6986
600	0.4042	1115	0.06093	1.352 × 10 ⁻⁴	3.846 × 10 ⁻⁵	9.515 × 10 ⁻⁵	0.7037
700	0.3627	1135	0.06581	1.598 × 10 ⁻⁴	4.111 × 10 ⁻⁵	1.133 × 10 ⁻⁴	0.7092
800	0.3289	1153	0.07037	1.855 × 10 ⁻⁴	4.362 × 10 ⁻⁵	1.326 × 10 ⁻⁴	0.7149
900	0.3008	1169	0.07465	2.122 × 10 ⁻⁴	4.600 × 10 ⁻⁵	1.529 × 10 ⁻⁴	0.7206
1000	0.2772	1184	0.07868	2.398 × 10 ⁻⁴	4.826 × 10 ⁻⁵	1.741 × 10 ⁻⁴	0.7260
1500	0.1990	1234	0.09599	3.908 × 10 ⁻⁴	5.817 × 10 ⁻⁵	2.922 × 10 ⁻⁴	0.7478
2000	0.1553	1264	0.11113	5.664 × 10 ⁻⁴	6.630 × 10 ⁻⁵	4.270 × 10 ⁻⁴	0.7539

ANEXO 15. REQUERIMIENTO DE AIRE EXTRA EN CALEFACTOR

Para determinar la energía del aire disponible se utiliza la siguiente ecuación

$$\begin{aligned} Q_{Aire\ disponible} &= (\dot{m}_{Aire\ m12} + \dot{m}_{Aire\ m19}) * C_p\ aire \\ &= (18.172\ (kg/h) + 481.300\ (kg/h)) * 143,18\ (kJ/kg) \\ &= 71.513.534\ (kJ/h) \approx 19,86\ (MW) \end{aligned}$$

Calculando la demanda útil del secador

$$\begin{aligned} Q_{Aire} &= Q_{H_2O} + Q_{Relave} \\ Q_{Aire\ req} &= 209.299.165\ (kJ/h) + 14.299.783\ (kJ/h) = \\ &= 223.598.948\ (kJ/h) \approx 62,11\ (MW) \end{aligned}$$

Déficit térmico por cubrir en el tramo 105°C→250 °C

$$\begin{aligned} Q_{Aire\ deficit} &= Q_{Aire\ req} - Q_{Aire\ disp} \\ Q_{Aire\ deficit} &= 223.598.948\ (kJ/h) - 71.513.534\ (kJ/h) \\ &= 152.085.414\ (kJ/h) \end{aligned}$$

De este modo, se comprobó que el aire disponible en el sistema no logra cubrir la energía que demanda el secador, ya que solo aporta alrededor de 19,9 MW frente a los 62,1 MW requeridos para calentar el relave y evaporar completamente el agua. Esta diferencia confirma que el aporte inicial resulta insuficiente y justifica la necesidad de incorporar aire adicional (m22) para asegurar el correcto funcionamiento del proceso.

ANEXO 16. FLUJO DE CAJA SISTEMA OFF-GRID

Flujo de caja con un rendimiento del 30%

Año	0	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10
Inversión	-3305.095										-25.7960
Ingreso		268.6558	279.7432	291.2882	303.3097	315.8273	328.8615	342.4336	356.5658	371.2813	386.6041
Mantenimiento		-59.734	-62.1995	-64.7664	-67.4393	-70.2226	-73.1206	-76.1383	-79.2806	-82.5525	-85.9594
Costo materias primas (argón inicial)		-0.011	0	0	0	0	0	0	0	0	0
Costo materias primas (argón)		-0.0081	-0.0084	-0.0088	-0.0091	-0.0095	-0.0099	-0.0103	-0.0108	-0.0112	-0.0117
Costo mano de obra		-0.9913	-1.0322	-1.0748	-1.1191	-1.1653	-1.2134	-1.2635	-1.3156	-1.3699	-1.4265
FLUJO DE CAJA	-3305.0946	207.9328	216.5032	225.4383	234.7421	244.4299	254.5175	265.0215	275.9589	287.3477	273.4106

Año	11	12	13	14	15	16	17	18	19	20
Inversión					-31.5723					10.5241
Ingreso	402.5592	419.1729	436.4721	454.4853	473.2419	492.7726	513.1094	534.2854	556.3353	579.2953
Mantenimiento	-89.5070	-93.2009	-97.0473	-101.0525	-105.2229	-109.5654	-114.0872	-118.7956	-123.6983	-128.8033
Costo materias primas (argón inicial)	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0
Costo materias primas (argón)	-0.0121	-0.0126	-0.0132	-0.0137	-0.0143	-0.0149	-0.0155	-0.0161	-0.0168	-0.0175
Costo mano de obra	-1.4853	-1.5466	-1.6105	-1.6769	-1.7461	-1.8182	-1.8932	-1.9714	-2.0527	-2.1374
FLUJO DE CAJA	311.5548	324.4127	337.8012	351.7423	334.6864	381.3742	397.1135	413.5023	430.5676	458.8612

Flujo de caja con un rendimiento del 100%

Año	0	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10
Inversión	-1060.053										-25.7960
Ingreso		87.8759	91.5026	95.2789	99.2110	103.3055	107.5689	112.0082	116.6308	121.4442	126.4562
Mantención		-19.159	-19.9494	-20.7727	-21.6300	-22.5227	-23.4522	-24.4201	-25.4279	-26.4773	-27.5700
Costo materias primas (argón inicial)		-0.011	0	0	0	0	0	0	0	0	0
Costo materias primas (argón)		-0.0081	-0.0084	-0.0088	-0.0091	-0.0095	-0.0099	-0.0103	-0.0108	-0.0112	-0.0117
Costo mano de obra		-0.9913	-1.0322	-1.0748	-1.1191	-1.1653	-1.2134	-1.2635	-1.3156	-1.3699	-1.4265
FLUJO DE CAJA	-1060.0533	67.7284	70.5125	73.4226	76.4527	79.6079	82.8933	86.3144	89.8765	93.5858	71.6521

Año	11	12	13	14	15	16	17	18	19	20
Inversión					-31.5723					10.5241
Ingreso	131.6750	137.1093	142.7678	148.6598	154.7950	161.1834	167.8354	174.7620	181.9744	189.4845
Mantención	-28.7078	-29.8926	-31.1263	-32.4109	-33.7485	-35.1413	-36.5915	-38.1017	-39.6741	-41.3115
Costo materias primas (argón inicial)	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0
Costo materias primas (argón)	-0.0121	-0.0126	-0.0132	-0.0137	-0.0143	-0.0149	-0.0155	-0.0161	-0.0168	-0.0175
Costo mano de obra	-1.4853	-1.5466	-1.6105	-1.6769	-1.7461	-1.8182	-1.8932	-1.9714	-2.0527	-2.1374
FLUJO DE CAJA	101.4697	105.6574	110.0179	114.5583	87.7138	124.2090	129.3352	134.6728	140.2308	156.5422

ANEXO 17. FLUJO DE CAJA SISTEMA ON-GRID

Flujo de caja con un rendimiento del 30%

Año	0	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10
Inversión	-1676.104										-25.7960
Ingreso		136.6641	142.3042	148.1771	154.2924	160.6600	167.2905	174.1945	181.3835	188.8692	196.6639
Mantenimiento		-30.2929	-31.5431	-32.8448	-34.2003	-35.6118	-37.0815	-38.6118	-40.2054	-41.8646	-43.5924
Costo materias primas (argón inicial)		-0.0564	0	0	0	0	0	0	0	0	0
Costo materias primas (argón)		-0.0081	-0.0084	-0.0088	-0.0091	-0.0095	-0.0099	-0.0103	-0.0108	-0.0112	-0.0117
Costo mano de obra		-0.9913	-1.0322	-1.0748	-1.1191	-1.1653	-1.2134	-1.2635	-1.3156	-1.3699	-1.4265
FLUJO DE CAJA	-1676.1043	105.3154	109.7205	114.2487	118.9638	123.8734	128.9856	134.3089	139.8518	145.6235	125.8374

Año	11	12	13	14	15	16	17	18	19	20
Inversión										10.5241
Ingreso	204.7802	213.2315	222.0315	231.1948	240.7362	250.6714	261.0166	271.7887	283.0054	294.6851
Mantenimiento	-45.3914	-47.2647	-49.2154	-51.2465	-53.3614	-55.5636	-57.8568	-60.2445	-62.7308	-65.3197
Costo materias primas (argón inicial)	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0
Costo materias primas (argón)	-0.0121	-0.0126	-0.0132	-0.0137	-0.0143	-0.0149	-0.0155	-0.0161	-0.0168	-0.0175
Costo mano de obra	-1.4853	-1.5466	-1.6105	-1.6769	-1.7461	-1.8182	-1.8932	-1.9714	-2.0527	-2.1374
FLUJO DE CAJA	157.8913	164.4075	171.1926	178.2577	185.6144	193.2747	201.2511	209.5568	218.2052	237.7346

Flujo de caja con un rendimiento del 100%

Año	0	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10
Inversión	-568.821										-25.7960
Ingreso		47.5011	49.4615	51.5027	53.6283	55.8415	58.1461	60.5458	63.0445	65.6463	68.3556
Mantenición		-10.2805	-10.7048	-11.1466	-11.6066	-12.0856	-12.5844	-13.1037	-13.6445	-14.2076	-14.7940
Costo materias primas (argón inicial)		-0.0564	0	0	0	0	0	0	0	0	0
Costo materias primas (argón)		-0.0081	-0.0084	-0.0088	-0.0091	-0.0095	-0.0099	-0.0103	-0.0108	-0.0112	-0.0117
Costo mano de obra		-0.9913	-1.0322	-1.0748	-1.1191	-1.1653	-1.2134	-1.2635	-1.3156	-1.3699	-1.4265
FLUJO DE CAJA	-568.8208	36.1648	37.7161	39.2726	40.8934	42.5811	44.3384	46.1682	48.0736	50.0576	26.3275

Año	11	12	13	14	15	16	17	18	19	20
Inversión										10.5241
Ingreso	71.1766	74.1140	77.1727	80.3577	83.6740	87.1272	90.7230	94.4671	98.3658	102.4253
Mantenición	-15.4045	-16.0403	-16.7023	-17.3916	-18.1093	-18.8567	-19.6349	-20.4452	-21.2890	-22.1676
Costo materias primas (argón inicial)	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0
Costo materias primas (argón)	-0.0121	-0.0126	-0.0132	-0.0137	-0.0143	-0.0149	-0.0155	-0.0161	-0.0168	-0.0175
Costo mano de obra	-1.4853	-1.5466	-1.6105	-1.6769	-1.7461	-1.8182	-1.8932	-1.9714	-2.0527	-2.1374
FLUJO DE CAJA	54.2746	56.5145	58.8469	61.2755	63.8043	66.4375	69.1794	72.0344	75.0073	88.6269

ANEXO 18. FLUJO DE CAJA CON ENERGIA EXTERNALIZADA

Flujo de caja con un rendimiento del 100%

Año	0	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10
Inversión	-210.776										
Ingreso		29.3917	30.6047	31.8677	33.1829	34.5524	35.9784	37.4632	39.0093	40.6192	42.2956
Costo de energía		-11.4165	-11.8876	-12.3782	-12.8891	-13.4210	-13.9749	-14.5516	-15.1522	-15.7775	-16.4287
Mantenición		-3.8094	-3.9666	-4.1303	-4.3008	-4.4783	-4.6631	-4.8556	-5.0560	-5.2646	-5.4819
Costo materias primas (argón inicial)		-0.0564	0	0	0	0	0	0	0	0	0
Costo materias primas (argón)		-0.0081	-0.0084	-0.0088	-0.0091	-0.0095	-0.0099	-0.0103	-0.0108	-0.0112	-0.0117
Costo mano de obra		-0.9913	-1.0322	-1.0748	-1.1191	-1.1653	-1.2134	-1.2635	-1.3156	-1.3699	-1.4265
FLUJO DE CAJA	-210.7758	13.1100	13.7098	14.2756	14.8648	15.4782	16.1170	16.7822	17.4748	18.1959	18.9469

Año	11	12	13	14	15	16	17	18	19	20
Inversión										
Ingreso	44.0411	45.8587	47.7513	49.7219	51.7740	53.9107	56.1356	58.4523	60.8646	63.3765
Costo de energía	-17.1067	-17.8127	-18.5478	-19.3133	-20.1103	-20.9403	-21.8045	-22.7043	-23.6414	-24.6170
Mantenición	-5.7081	-5.9437	-6.1890	-6.4444	-6.7104	-6.9873	-7.2757	-7.5759	-7.8886	-8.2142
Costo materias primas (argón inicial)	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0
Costo materias primas (argón)	-0.0121	-0.0126	-0.0132	-0.0137	-0.0143	-0.0149	-0.0155	-0.0161	-0.0168	-0.0175
Costo mano de obra	-1.4853	-1.5466	-1.6105	-1.6769	-1.7461	-1.8182	-1.8932	-1.9714	-2.0527	-2.1374
FLUJO DE CAJA	19.7288	20.5430	21.3908	22.2736	23.1929	24.1500	25.1467	26.1845	27.2652	28.3904

Flujo de caja con un rendimiento del 30%

Año	0	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10
Inversión	-460.677										
Ingreso		75.9568	79.0915	82.3556	85.7544	89.2935	92.9786	96.8159	100.8115	104.9719	109.3041
Costo de energía		-37.8585	-39.4209	-41.0478	-42.7418	-44.5058	-46.3426	-48.2551	-50.2466	-52.3203	-54.4795
Mantenimiento		-8.3260	-8.6696	-9.0274	-9.4000	-9.7879	-10.1918	-10.6125	-11.0504	-11.5065	-11.9814
Costo materias primas (argón inicial)		-0.0564	0	0	0	0	0	0	0	0	0
Costo materias primas (argón)		-0.0081	-0.0084	-0.0088	-0.0091	-0.0095	-0.0099	-0.0103	-0.0108	-0.0112	-0.0117
Costo mano de obra		-0.9913	-1.0322	-1.0748	-1.1191	-1.1653	-1.2134	-1.2635	-1.3156	-1.3699	-1.4265
FLUJO DE CAJA	-460.6768	28.7165	29.9604	31.1968	32.4843	33.8250	35.2209	36.6745	38.1880	39.7641	41.4051

Año	11	12	13	14	15	16	17	18	19	20
Inversión										
Ingreso	113.8151	118.5123	123.4033	128.4961	133.7992	139.3210	145.0708	151.0579	157.2921	163.7835
Costo de energía	-56.7279	-59.0691	-61.5069	-64.0452	-66.6884	-69.4406	-72.3064	-75.2905	-78.3978	-81.6332
Mantenimiento	-12.4758	-12.9907	-13.5268	-14.0851	-14.6664	-15.2717	-15.9019	-16.5582	-17.2415	-17.9531
Costo materias primas (argón inicial)	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0
Costo materias primas (argón)	-0.0121	-0.0126	-0.0132	-0.0137	-0.0143	-0.0149	-0.0155	-0.0161	-0.0168	-0.0175
Costo mano de obra	-1.4853	-1.5466	-1.6105	-1.6769	-1.7461	-1.8182	-1.8932	-1.9714	-2.0527	-2.1374
FLUJO DE CAJA	43.1139	44.8932	46.7460	48.6752	50.6840	52.7757	54.9538	57.2217	59.5833	62.0423

ANEXO 19. CÁLCULO RELACIÓN HIDRÓGENO/RELAVE

Con base en el estudio de referencia, fue posible determinar la relación entre la producción de hidrógeno y el flujo de relave al incorporar hierro metálico, con el fin de mejorar la conversión del proceso. Para ello, se consideraron los siguientes datos:

- Rendimiento del relave original (según balance de masa)

Masa $H_2 = 90 \text{ kg } H_2/h$

Masa relave: $134.586 \text{ kg relave/h}$

Por lo tanto:

$$\frac{m_{H_2}}{m_{relave}} = \frac{90 \text{ (kg/h)}}{134.586 \text{ (kg/h)}} = 0,000668 \left(\frac{\text{kg } H_2}{\text{kg relave}} \right) * \frac{1000g}{kg} \approx 0,6688 \left(\frac{g H_2}{kg relave} \right)$$

Este valor representa el rendimiento base del relave sin adición de hierro.

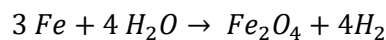
- Relación mínima requerida ($\text{kg } H_2/\text{kg relave}$) para viabilidad económica

Considerando un precio de venta de $7,5 \text{ USD/kg } H_2$, la producción mínima estimada de hidrógeno es de $3.783 \text{ kg } H_2/h$, lo que corresponde a la siguiente relación:

$$\begin{aligned} \frac{H_2 \text{ producido}}{\text{relave producido}} &= \frac{3783 \text{ (kg } H_2/h)}{134.586 \text{ (kg relave/h)}} \approx 0,028 \left(\frac{\text{kg } H_2}{\text{kg relave}} \right) * 1000g/kg \approx \\ &\approx 28 \left(\frac{g H_2}{kg relave} \right) \end{aligned}$$

- Rendimiento estequiométrico del hierro (Fe)

La reacción general de oxidación del hierro se expresa como:



En donde las masas molares a utilizar corresponden a:

Masa Fe = $55,8 \text{ (g/mol)}$

Masa $H_2 = 2,016 \text{ (g/mol)}$

A partir de la estequiometría, el rendimiento teórico del hierro se calcula como:

$$\text{Rendimiento Fe} = \frac{\left(\frac{3 \text{ mol } H_2}{4 \text{ mol Fe}} \right) * 2,016 \text{ (g/mol)}}{55,8 \text{ (g/mol)}} = 0,04814 \left(\frac{g H_2}{g Fe} \right) = 48,14 \left(\frac{g H_2}{kg Fe} \right)$$

Considerando un rendimiento real del 94%, según el estudio de Harikrishna *et al.* (2024), se obtiene:

$$\text{Rendimiento Fe} = 48,14 \left(\frac{\text{g H}_2}{\text{kg Fe}} \right) * 0,94 = 45,25 \left(\frac{\text{g H}_2}{\text{kg Fe}} \right)$$

Calculando la relación hidrógeno y relave al mezclar Fe y relave, sea X la fracción másica de hierro en la mezcla y (1-X) la fracción correspondiente al relave. La relación global de producción de hidrógeno se expresa mediante:

$$\text{Rendimiento Fe} * X + \text{Rendimiento relave} * (1 - X) = \text{Relación min H}_2$$

Sustituyendo los valores se obtiene una relación hidrogeno/relave:

$$45,25 \left(\frac{\text{g H}_2}{\text{kg Fe}} \right) * X + 0,67 \left(\frac{\text{g H}_2}{\text{kg relave}} \right) * (1 - X) = 28 \left(\frac{\text{g H}_2}{\text{kg relave}} \right)$$

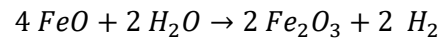
$$44,58X = 27,33$$

$$X = 0,613$$

Por lo tanto, la mezcla que permite alcanzar el umbral económico mínimo de 0,028 kg H₂/kg relave (28 g H₂/kg) debe contener aproximadamente 61% de Fe y 39% de relave (m/m)

ANEXO 20. CÁLCULO BALANCE DE ENERGÍA DEL REACTOR

La reacción global considerada para la etapa de hidrólisis del óxido de hierro es:



Para determinar la entalpía de reacción a la temperatura de operación (700 °C), primero se calculó la entalpía estándar de reacción a 25 °C (298 K) a partir de las entalpías estándar de formación, ΔH_f° , de cada elemento, los valores utilizados fueron:

- FeO(s): $\Delta H_f^\circ = -272 \text{ kJ/mol}$
- H₂O(g): $\Delta H_f^\circ = -242 \text{ kJ/mol}$ (Tabla A-27, Cengel).
- Fe₂O₃(s): $\Delta H_f^\circ = -824 \text{ kJ/mol}$ (Tabla A-27, Cengel).
- H₂(g): $\Delta H_f^\circ = 0 \text{ kJ/mol}$.

Con estos datos, la entalpía total de los reactantes es:

$$H_{react} = 4 * (-272) + 2 * (-242) = -1088 - 484 = -1572 \text{ (kJ)}$$

Mientras que la entalpía total de los productos resulta:

$$H_{prod} = 2 * (-824) + 2 * (0) = -1648 \text{ (kJ)}$$

La entalpía estándar de reacción a 298 K se obtiene como:

$$\begin{aligned} \Delta H_{298}^\circ &= H_{prod} - H_{react} \\ &= -1648 - (-1572) = -76 \text{ (kJ)} \end{aligned}$$

Este valor corresponde a una reacción estequiométrica completa, es decir, a la formación de 2 mol de H₂.

Dado que el reactor opera a 700 °C (973 K), fue necesario corregir este valor utilizando la ecuación de Kirchhoff, considerando capacidades caloríficas molares promedio (C_p) de cada compuesto en el rango de temperatura establecida. Se utilizaron los siguientes valores aproximados de C_p (J/molK), obtenidos de tablas de propiedades:

- FeO(s): 50
- H₂O(g): 33
- Fe₂O₃(s): 100
- H₂(g): 29

Aplicando los coeficientes estequiométricos, los calores específicos totales de reactivos y productos son:

$$\begin{aligned} C_{p_{react}} &= 4(50) + 2(33) = \\ &= 200 + 66 = 266 \text{ (J/K)} \\ C_{p_{prod}} &= 2(100) + 2(29) = \\ &= 200 + 58 = 258 \text{ (J/K)} \end{aligned}$$

Por lo tanto, la diferencia de capacidades caloríficas resulta:

$$\Delta C_p = 258 - 266 = -8 \text{ (J/K)}$$

El cambio de temperatura entre las condiciones estándar y la temperatura de operación es:

$$\Delta T = 973 \text{ K} - 298 \text{ K} = 675 \text{ K}$$

De modo que la corrección de entalpía es:

$$\begin{aligned} \Delta H_{corregida} &= \Delta C_p * \Delta T \\ &= -8 \text{ (J/K)} * 675 \text{ K} = -5400 \text{ J} = -5,4 \text{ (kJ)} \end{aligned}$$

La entalpía de reacción a 700°C se obtiene sumando la corrección al valor estándar:

$$\begin{aligned} \Delta H_{700^\circ\text{C}} &= \Delta H^\circ_{298} + \Delta H_{corregida} \\ &= -76 - 5,4 = -81,4 \text{ (kJ)} \end{aligned}$$

Este valor sigue correspondiendo a la reacción completa de la ecuación global, es decir, a la formación de 2 mol de H₂. Por lo tanto, la entalpía específica por mol de hidrógeno es:

$$\Delta H = \frac{-81,4 \text{ (kJ)}}{2 \text{ mol H}_2} = -40,7 \text{ kJ/mol H}_2$$

Considerando que 1 mol de H₂ equivale a 2 g, la entalpía por unidad de masa corresponde:

$$\Delta H = \frac{-40,7 \text{ kJ/mol}}{2 \text{ g/mol}} = -20,35 \text{ kJ/g H}_2$$

En el caso del proceso analizado, la producción de hidrógeno corresponde a 90 kg/h. La energía liberada por la reacción en el reactor se obtiene multiplicando la entalpía específica por el caudal másico de hidrógeno:

$$Q_{react} = 90000 \text{ g/h} * (-20,35 \text{ kJ/g}) = -1.831.500 \text{ kJ/h}$$