

**UNIVERSIDAD TECNICA FEDERICO SANTA MARIA
DEPARTAMENTO DE INGENIERIA METALURGICA
Y DE MATERIALES**



**UNIVERSIDAD TECNICA
FEDERICO SANTA MARIA**

Evaluación de la producción de acero verde.

Trabajo de propuesta de memoria de titulación presentado en conformidad a los requisitos y reglamentos requeridos para obtener el título de Ingeniero Civil Metalúrgico

Profesora Guía: Dra. Karem Tello

**Roberto Mario Harris González
2022**

DEDICATORIA

A mi familia por todo su amor, cariño y paciencia entregado en estos años y por el esfuerzo realizado en todo ámbito para permitirme estudiar.

RESUMEN

Debido al calentamiento global, distintos acuerdos y medidas se han tomado por parte de una gran cantidad de países, entre ellos esta castigar las emisiones de dióxido de carbono a través de los denominados impuestos verdes. Esto último sumado a la gran cantidad de emisiones de la industria siderúrgica en sus procesos tradicionales ha hecho necesario plantearse nuevos métodos de obtención de acero, entre ellos aparece la vía H-DRI, que se basa en la reducción de los minerales de hierro mediante gas de hidrógeno.

El objetivo general de esta memoria de título fue evaluar la producción de acero utilizando el proceso modificado de reducción directa de hierro a través de dos balances de masa el primero, considerando un mineral de entrada compuesto por 95% hematita y 5% sustancias inertes, y un segundo caso que se simuló en el software METSIM considerando una composición de pellets tradicional, y buscando el realizar un balance lo más realista posible.

En ambos casos se obtuvieron emisiones directas de carbono bastante similares, para el caso 1 (solo se consideró hematita y sustancia inertes en los pellets de hierro) se obtuvo que este proceso generaba 44.9 kg de CO₂ por tonelada de acero líquido producido, mientras que para el caso 2 (se considera que los pellets son los mismos que en DRI tradicional con diferentes minerales oxidados de hierro y ganga presente) se obtuvo un valor de 41,3 kg de CO₂ por tonelada de acero líquido lo que significa una reducción de más de 97% respecto al proceso tradicional de alto horno que emite 1800 kg de dióxido carbono por tonelada de acero líquido.

De esta misma forma en el caso 2 se realizó un balance de energía a los equipos que necesitan electricidad para estimar los costos y las emisiones asociadas a esa energía eléctrica para evaluar la cantidad de emisiones indirectas que se podrían generar. Se obtuvo que las emisiones indirectas de dióxido de carbono respecto a este ámbito pueden dependiendo del país fácilmente superar las emisiones del

proceso de alto horno por lo que es recomendable alimentar el proceso con energías renovables.

Finalmente se estimó el precio que tendría agregar una planta de electrolisis para realizar el proceso partiendo del supuesto que por ejemplo una planta de DRI tradicional contaría con los otros equipos, finalmente se obtuvo que dicha planta tendría un costo aproximado de 55,5 millones de dólares.

ABSTRACT

Due to global warming, different agreements and measure have been taken by a large number of countries, including punishing carbon dioxide emissions through green taxes. This, added to the large amount of emissions from the steel industry in traditional processes, has made it necessary to consider new methods of obtaining steel, one of this H-DRI route, which is bases on the reduction of iron ores by hydrogen.

The principal objective of this title report was to corroborate and verify how much it was possible to reduce carbon emissions wit this new process through two mass balances, the first one, considering an input mineral composed of 95% hematite and 5% substances inert, and a second case that was simulated in the METSIM software considering a traditional pellet composition, and seeking to make a balance as realistic as possible.

In both cases, the direct carbon emissions are similar. For case 1 (it considered only hematite and inert substances as feed ore), it was found that the process generated 44.9 kg of CO₂ per ton of liquid steel produced, while for the second case (it considered a fed ore with iron oxide minerals and gangue) a value of 41.3 kg of CO₂ was obtained per ton of liquid steel, which means a reduction of more than 97% compared to the traditional blast furnace process, which emits 1800 kg of carbon dioxide per ton of liquid steel. From the electrical energy requirement point of view, case 2 produce indirect emissions of carbon dioxide and the cost depends on the country. In some cases, these indirect emissions could be larger than the direct emissions and, therefore, can easily exceed the blast furnace process, so it is advisable to feed the process with renewable energy.

Finally, the price of adding an electrolysis plant to carry out the process was estimated based on the assumptions that, for example, a traditional DRI plant would have the other equipment, finally it was obtained that said plant would have an approximate cost of 55.5 million dollars.

TABLA DE CONTENIDOS

DEDICATORIA.....	ii
RESUMEN	iii
ABSTRACT.....	v
TABLA DE CONTENIDOS	vi
TABLA DE FIGURAS.....	viii
CAPÍTULO I: INTRODUCCIÓN	1
1.1 Relevancia de este estudio	1
1.2 Aporte del trabajo de memoria	6
CAPÍTULO II: ANTECEDENTES BIBLIOGRÁFICOS	7
2.1 Producción tradicional de acero	7
2.1.1 Carbón Coque	7
2.1.2 Alto Horno.....	9
2.1.3 Horno Convertidor de oxígeno y metalurgia secundaria	13
2.2 Método de reducción directa del acero (DRI).....	15
2.3 Método de reducción directa modificada con hidrógeno (H-DRI).....	18
2.3.1 Producción de Hidrógeno	18
2.3.2 Proceso H-DRI.....	19
2.3.3 Cinética de la reducción de los minerales de hierro con hidrógeno... 21	
CAPÍTULO III: METODOLOGÍA DE TRABAJO	27
3.1 Calefactor de Pellets	28
3.2 H-DRI SHAFT	29
3.3 Horno de arco eléctrico (Electric Arc Furnace).....	31
3.4 Condensador/separador.....	32
3.5 Electrolizador	33
3.6 Calefactor de Hidrógeno	34
CAPÍTULO IV: RESULTADOS Y DISCUSIÓN	35
4.1 Resultados caso 1.....	35
4.1.1 Balance de masa en el calefactor de pellets	35
4.1.2 Balance de masa de hidrógeno en el H-DRI Shaft	36
4.1.3 Balance de masa en el horno de arco eléctrico (EAF).....	38

4.1.4	Balance Condensador/separador - Caso 1.....	41
4.1.5	Balance Electrolizador – Caso 1.....	42
4.1.6	Balance Calefactor Hidrógeno - Caso 1	44
4.2	Resultados caso 2.....	44
4.2.1	Balance Calefactor pellets – Caso 2.....	45
4.2.2	Balance H-DRI Shaft – Caso 2	48
4.2.3	Balance EAF – Caso 2	51
4.2.4	Balance Condensador/separador – Caso 2.....	57
4.2.5	Balance Electrolizador – Caso 2.....	58
4.2.6	Balance Calefactor de Hidrógeno – Caso 2.....	61
4.3	Discusión.....	63
4.3.1	Emisiones directas de CO ₂	63
4.3.2	Consumo de energía y emisiones	64
4.3.3	Costos asociados a impuestos	66
4.3.4	Costos asociados a energía	67
4.3.5	Costo electrolizador	70
4.3.6	Comparación con otros estudios de literatura.	72
	CAPÍTULO V: CONCLUSIONES	75
	Referencias.....	77
	Anexos.....	82
7.1	Composición del EAF.....	82
7.2	Composición tradicional de ferroaleaciones.....	82

TABLA DE FIGURAS

Figura 1: Diagrama de los dos procesos principales para la producción de acero [3].	2
Figura 2: Diagrama de producción planta Oxelösund [4]	2
Figura 3: Emisiones de CO ₂ por proceso [6].....	4
Figura 4. Proyección de emisiones deseadas y demanda del acero para el año 2050 según las normas del acuerdo de Paris [6].	5
Figura 5. Proyección precio del hidrógeno EUR/kg H ₂ [5]	6
Figura 6: Reacciones químicas y mapa de temperatura de un alto horno dividido por zonas [10].....	12
Figura 7: Representación de un horno convertidor de oxígeno [11].....	13
Figura 8: Esquema proceso DRI tradicional [13].....	17
Figura 9: Diagrama general proceso H-DRI [2].	20
Figura 10: Efecto de la temperatura en la tasa de reducción de la Wustita (FeO) en un ambiente gaseoso rico en H ₂ , extraído de [19].....	23
Figura 11: Efecto de la temperatura en la velocidad de reducción de la Hematita (Fe ₂ O ₃) en un ambiente gaseoso rico en H ₂ , extraído de [20].....	23
Figura 12: Efecto de la temperatura en la velocidad de reducción de la Magnetita (Fe ₃ O ₄) en un ambiente gaseoso rico en H ₂ , extraído de [21]	24
Figura 13: Comparación de la velocidad de reducción de la hematita y magnetita en un ambiente rico en H ₂ a diferentes temperaturas [19]	25
Figura 14: Grado de reducción de pellets esféricos de distinto diámetro, a 1070 °C reducidos con H ₂ [19].	26
Figura 15: Esquema general del proceso a estudiar	27
Figura 16: Diagrama de flujo Calefactor Pellets	29
Figura 17: Diagrama de flujo H-DRI Shaft.....	31
Figura 18:Diagrama de flujo EAF.	32
Figura 19: Diagrama de flujo condensador/separador.	33
Figura 20: Diagrama de flujo Electrolizador.....	33
Figura 21: Diagrama de flujo Calefactor de Hidrógeno	34

Figura 22: Diagrama referencia con flujos proceso H-DRI.	35
Figura 23: Diagrama Flujo Calefactor Pellets caso 1.	36
Figura 24: Diagrama de flujo H-DRI Shaft Caso 1.....	38
Figura 25: Diagrama de flujo en el horno de arco eléctrico (EAF) caso 1	39
Figura 26: Diagrama de flujo Condensador caso 1.	42
Figura 27: Diagrama de flujo Electrolizador caso 1.....	44
Figura 28: Diagrama de flujo Calefactor de hidrógeno caso 1.....	44
Figura 29: Diagrama de flujo sección 1.	45
Figura 30: Diagrama de flujo sección 2.....	45
Figura 31: Diagrama Flujo Calefactor Pellets caso 2.	47
Figura 32: Diagrama de flujo H-DRI Shaft caso 2	50
Figura 33: Diagrama de flujo EAF caso 2.....	56
Figura 34: Diagrama de flujo Condensador caso 2	58
Figura 35: Diagrama de flujo Electrolizador caso 2.	61
Figura 36: Diagrama de flujo Calentamiento de hidrógeno caso 2.....	63
Figura 37: Emisiones de dióxido de carbono por país asociada a la energía necesaria en el proceso.	66
Figura 38: Costos de emisión de dióxido de carbono por tonelada de acero líquido	67
Figura 39: Costos de electricidad por tonelada de acero	68
Figura 40. Costos eléctricos desde fuentes renovables por tonelada de acero líquido producido.....	69
Figura 41: Determinación costo Planta de hidrógeno de acuerdo a su capacidad [34].	72
Figura 42: Consumo de electricidad reportador por distintos estudios.....	73
Figura 43: Emisiones reportadas por distintos estudios.	74

CAPÍTULO I: INTRODUCCIÓN

1.1 Relevancia de este estudio

La producción de acero es altamente contaminante esto debido a que se utiliza carbón y combustibles fósiles para su producción. La vía tradicional de producción de acero (siderurgia tradicional) posee una planta de carbón coque en la cual se produce carbón de alta pureza (carbón coque) que luego se utiliza como combustible dentro del alto horno y, a su vez, es el encargado de añadir el carbón en el acero. Esta vía representa el 93% de la producción total de acero del mundo? (ver Figura 1) [1] mientras que aproximadamente el 6% de la producción restante del acero se realiza a través del proceso de reducción directa de los minerales de hierro en donde se utiliza gas metano como reductor del mineral de hierro.

No obstante, se plantea la opción de una nueva vía de producción de acero que está siendo desarrollada e impulsada fuertemente por tres empresas: la productora de acero SSAB, la productora de energía renovable Vattenfall y la compañía minera LKAB, las cuales se han unido para desarrollar la tecnología HYBRIT. Esta tecnología consiste en la fabricación de acero verde, es decir, acero con baja emisión de agentes contaminante para el medio ambiente. Esta tecnología consiste técnicamente en reemplazar el metano utilizado en el proceso de reducción directa de hierro por hidrógeno verde.

Las empresas mencionadas anteriormente apuntan a reducir por sobre un 90% las emisiones de CO₂ con respecto al proceso de alto horno, lo que ayudaría a disminuir de manera considerable las emisiones de CO₂ al ambiente por parte de la industria [2]. Algunos estudios previos afirman que este método de reducción directa con hidrógeno produce un 2,8% de las emisiones de la vía convencional de producción de acero, lo que implica una reducción de más del 90% aunque en estos estudios se idealizaron bastantes variables, como, por ejemplo, la composición de los pellets

que entraban al proceso los cuales fueron considerados con una composición del 95% de hematitas y el 5% restante de sustancias inertes [2].

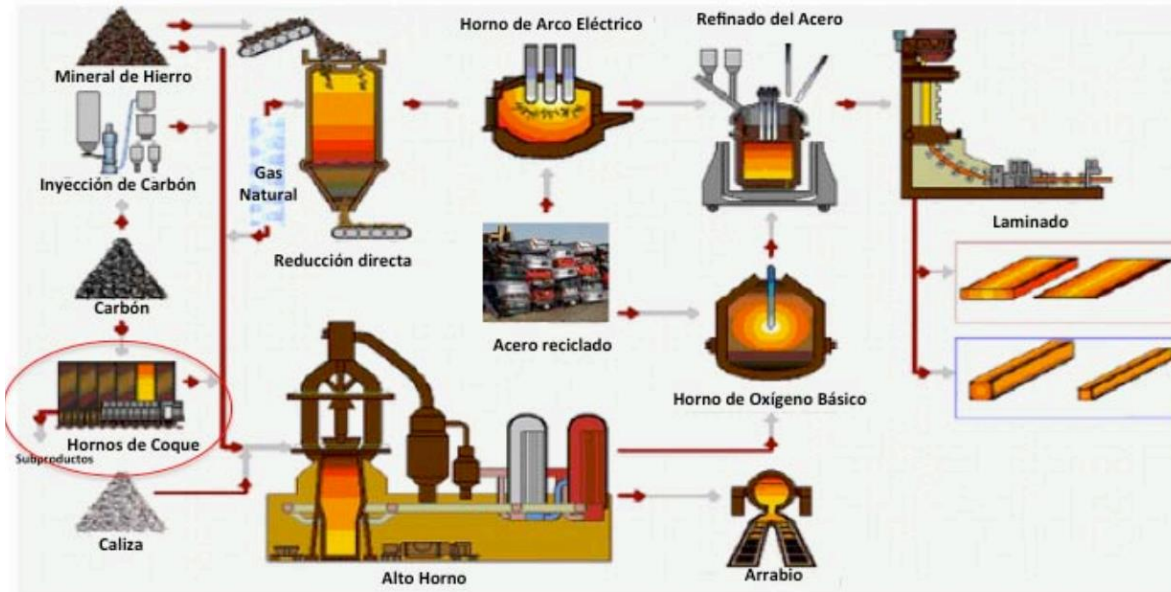


Figura 1: Diagrama de los dos procesos principales para la producción de acero [3].

La empresa SSAB espera cambiar su planta en Oxelösund (Södermanland, Suecia) en su totalidad al año 2026 por el proceso HYBRIT las que, actualmente, constan de una planta de carbón coque, un alto horno y un horno convertidor de oxígeno como se puede apreciar en la Figura 2.

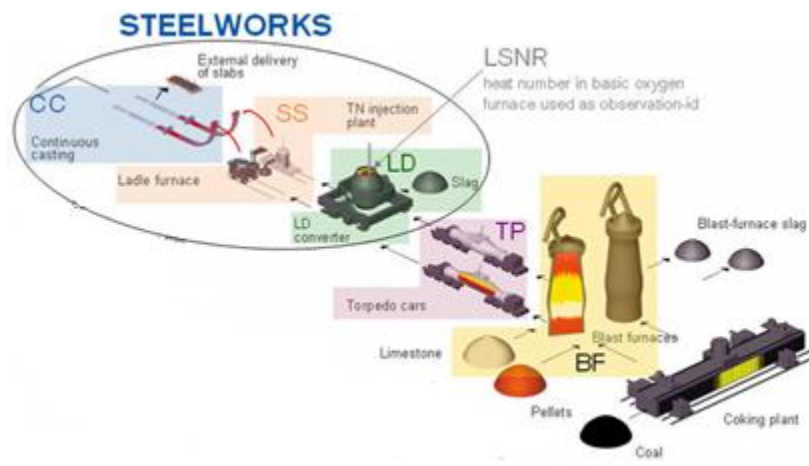


Figura 2: Diagrama de producción planta Oxelösund [4]

La unión de estas empresas es con el fin de que cada una desarrolle y aporte en su área específica. Por ejemplo, Vattenfall aportará con el desarrollo de la energía verde y las forma de generar hidrógeno verde y, también será la empresa encargada de suministrar energía eléctrica desde fuentes renovables con el fin de no tener emisiones indirectas de dióxido de carbono provenientes del consumo eléctrico. La minera LKAB es la encargada de desarrollar los pellets de hierro enriquecidos en hierro y SSAB es la encargada del proceso de producción de acero.

Estos cambios en el paradigma son impulsados mayoritariamente debido a los nuevos acuerdos medioambientales, en especial el acuerdo de París, 2015 y, adicionalmente, los impuestos por emisión que se están aplicando como consecuencia de este Acuerdo, que en el caso de Suecia son unos de los más altos de Europa. Desde el año 1991 al año 2021, este impuesto alcanzó un valor de 135 USD por tonelada de dióxido de carbono. Si se considera que cada por cada tonelada de acero producida en 2018 se produjeron 1,8 toneladas de CO₂ (ver Figura 3) las cuales corresponden al 8% de la totalidad de emisiones de dióxidos de carbono en el mundo [5], en Suecia se producen 4,4 millones de toneladas de acero, esto significa que se producen 7,92 millones de toneladas de dióxido de carbono que se traducen en 1028,73 millones de dólares en impuestos.

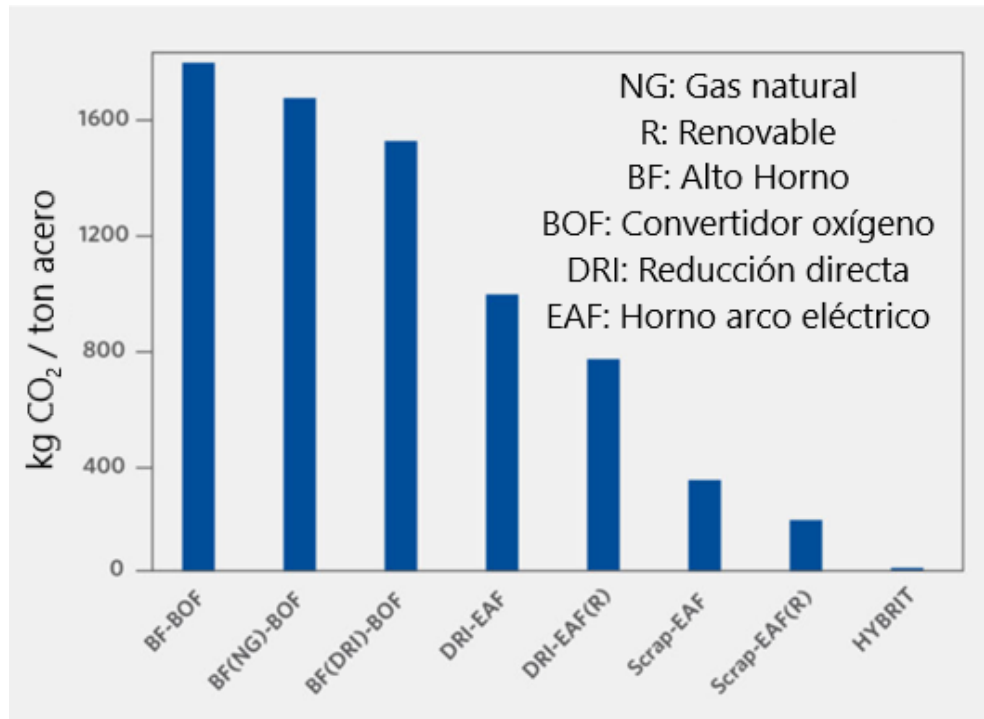


Figura 3: Emisiones de CO₂ por proceso [6].

Como se puede apreciar en Figura 4. Según lo dispone el acuerdo de Paris, se tiene que reducir las emisiones de dióxido de carbono en alrededor de 85% y, además, se estima que la demanda de acero va a aumentar para el año 2050 en alrededor de 140%. Consecuentemente, surge un problema ya que actualmente para cumplir con los acuerdos internacionales y poner un alto al calentamiento global, se necesita de un proceso productivo que emita menos de 0,2 toneladas de CO₂ por tonelada de acero en comparación a los procesos actuales que emiten 1,8 toneladas de CO₂ por tonelada de acero.

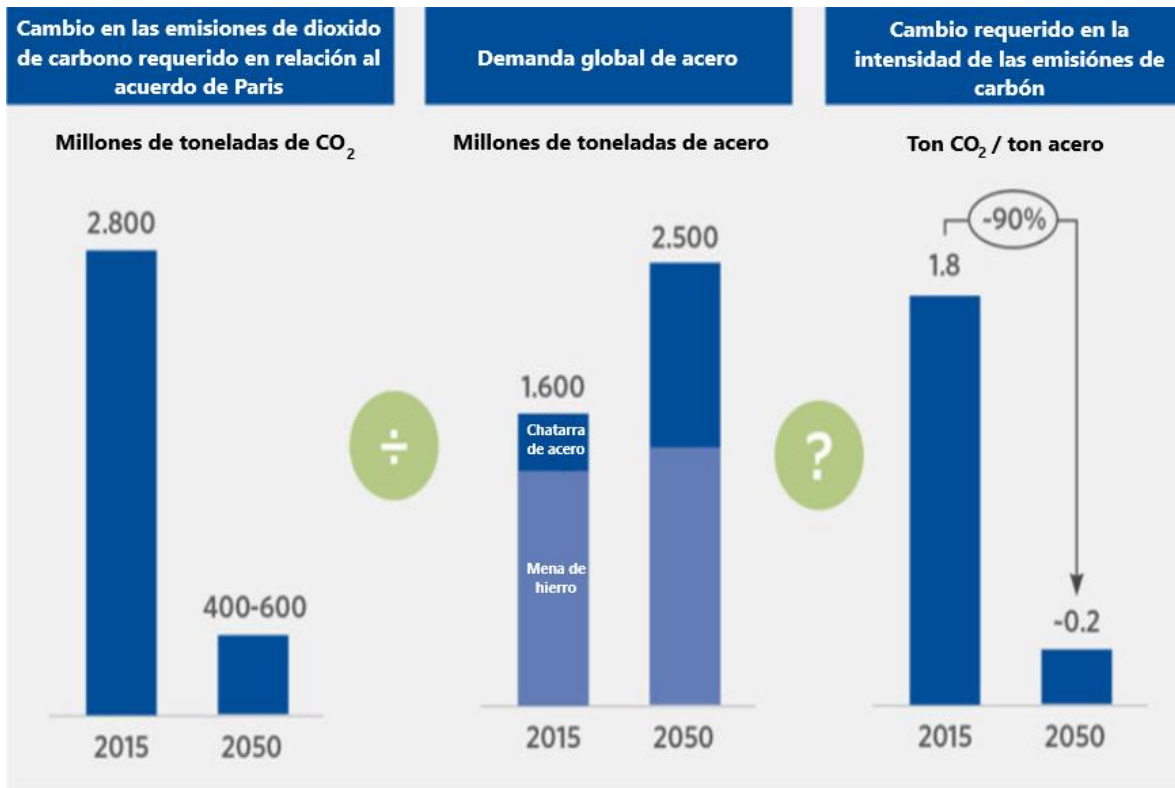


Figura 4. Proyección de emisiones deseadas y demanda del acero para el año 2050 según las normas del acuerdo de París [6].

Por este motivo, es que las empresas buscan alternativas para la producción de acero y el uso de hidrógeno aparece como primera opción. Si bien a la fecha el precio del hidrógeno verde ronda los 3,8 euros por kilogramos, se espera que con el avance y desarrollo sumado al aumento en su demanda para el año 2030 el precio del hidrógeno compita con el precio del hidrógeno gris (ver Figura 5). Esto se traduce según las estimaciones en que el hidrógeno verde es viable y que se presenta como una alternativa real para solucionar algunos de los problemas de contaminación que hoy en día se presentan y para los cuales se están buscando soluciones.

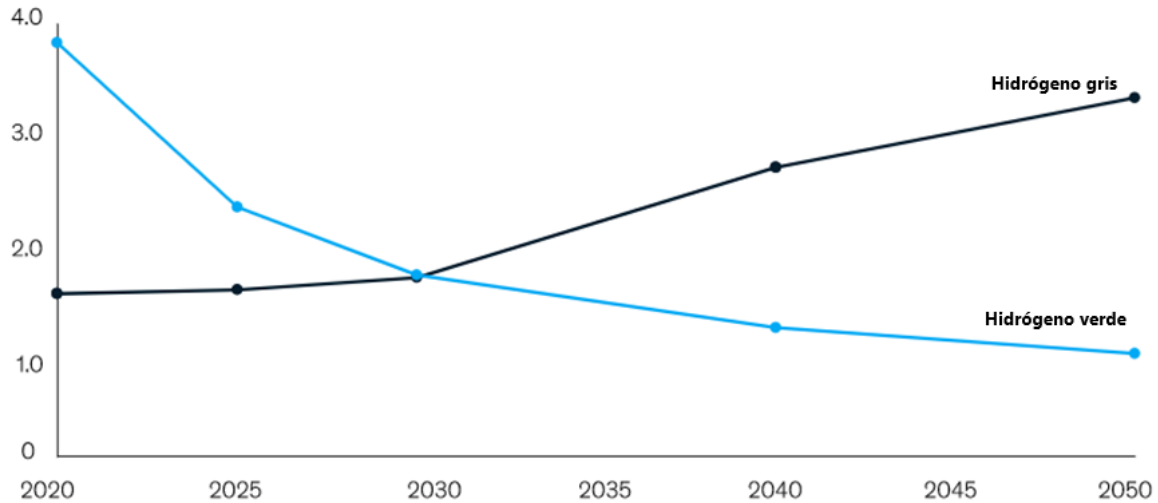


Figura 5. Proyección precio del hidrógeno EUR/kg H₂ [5]

1.2 Aporte del trabajo de memoria

Con los antecedentes previamente exhibidos, la presente memoria tiene por hipótesis que: **“Mediante el uso de hidrógeno verde, como agente reductor del mineral de hierro y como fuente de energía, será posible la disminución de un 90% en las emisiones de carbono.”** A continuación, se plantean los objetivos de este trabajo de memoria.

Objetivo General:

Evaluar la producción de acero utilizando el proceso modificado de reducción directa de hierro (H-DRI).

Objetivos específicos:

1. Analizar los métodos tradicionales de producción de acero y el proceso de DRI modificado (H-DRI)
2. Evaluar teóricamente el proceso DRI modificado.
3. Evaluar algunos aspectos económicos de la propuesta de producción de acero vía DRI modificado.

CAPÍTULO II: ANTECEDENTES BIBLIOGRÁFICOS

2.1 Producción tradicional de acero

La producción tradicional y masiva de acero a partir de mineral, se basa y tiene como vía principal el proceso de alto horno. En la actualidad cerca del 93% del total de acero producido a nivel mundial se genera por esta vía [1]. El alto horno utiliza un carbón metalúrgico denominado coque que se caracteriza por su alta pureza y su fácil manipulación.

2.1.1 Carbón Coque

El carbón coque posee varias funciones dentro del alto horno. Primero, el carbón coque reacciona con el oxígeno a través de una reacción de combustión generando el calor necesario para calentar la carga y fundirla. Segundo, esta reacción de combustión genera productos como son monóxido de carbono (CO), dióxido de carbono y vapor de agua. Los dos primeros actúan como reductores de los óxidos de hierro alimentados al alto horno. Tercero, el coque es la fuente de carbono como elemento aleante para el acero dado que este se disuelve en el hierro metálico formando un arrabio de 4%C en el alto horno.

El carbón coque es producido normalmente en hornos verticales gemelos, esto quiere decir que es normal encontrar dos hornos verticales dispuestos para este propósito con iguales dimensiones, estos no permiten el ingreso de aire al horno y son calentados a una temperatura de 1050 °C durante un intervalo de tiempo entre 12 y 14 horas. Estos hornos son calentados con gas proveniente del alto horno y, a su vez, el gas que sale del horno de coquería (COG, por sus siglas en inglés compuesto por un 60% de H₂, 24% de CH₄, 6% de CO, 2% de CO₂, 6% de N₂ [1]) es comúnmente utilizado como combustible para la etapa de laminación y la planta de energía.

Lo que ocurre dentro del horno de coquería es la pirólisis del carbón. El proceso se puede dividir en etapas de coquización que dependen de la temperatura, a los 105 °C se desprende el agua o humedad que pueda tener el carbón tanto retenido en poros como presente en la superficie de este. A 200 °C se desprenden los primeros hidrocarburos provenientes de las parafinas que puede contener el carbón. Entre los 410 °C y 450 °C ocurre la desgasificación primaria donde se libera principalmente gases de carbono, hidrógeno y oxígeno, a estas temperaturas aumenta la plasticidad del carbón esto quiere decir que éste comienza a ablandarse e hincharse, todo esto mientras continua la emanación de gases, resultando en un material esponjoso [7]. Posteriormente, a 700 °C ocurre la desgasificación secundaria en la cual se desprende principalmente hidrógeno, adicionalmente, el carbón comienza a endurecerse y a aglomerarse quedando en su mayoría carbón coque. Finalmente, por sobre 950°C el carbón coque se ha formado.

Finalizado este proceso, el carbón coque es templado ya sea mediante el uso de agua o mediante temple en seco a través de la circulación de gas de nitrógeno (N₂), siendo esta última, la alternativa medioambientalmente más amigable y, posteriormente, el nitrógeno caliente es utilizado en intercambiadores de calor.

El tamaño de partícula deseable del carbón coque suele estar entre los 40 y 80 milímetros. El coque además de generar calor para alcanzar la temperatura de fusión del mineral de hierro sirve como soporte o estructura dentro del horno, por donde el gas puede ascender y distribuirse, esto debido a que es altamente permeable, lo que facilita que tanto el hierro como la escoria puedan fluir hacia la parte baja del horno y se separen por gravedad debido a sus diferentes densidades. También otra importante función del carbón coque es que funciona como agente reductor, y entrega el carbono necesario para el acero [8].

2.1.2 Alto Horno

Las menas de minerales hierro más comunes son la magnetita (Fe_3O_4) la cual posee un 72% de Hierro (Fe) y Hematita (Fe_2O_3) con 70% de Hierro (Fe). Este reactor es alimentado por mineral de hierro, carbón coque y carbón pulverizado (agentes reductores del hierro) y carbonato de calcio (fundente) por la parte superior; mientras que por la parte inferior se alimenta aire enriquecido por oxígeno y precalentado a alrededor de 1200 °C, es decir, es un horno de operación en contracorriente. En este ocurre el proceso de fusión de la carga y tiene como objetivo reducir las cantidades de elementos como silicio (Si), manganeso (Mn) y fosforo en los rangos que se pueden apreciar en Tabla 1, y una temperatura que ronda los 1500 °C [1].

Tabla 1. Rango composición aceptable de elementos en el metal líquido que sale del alto horno

Elemento	Rango de composición (%)
Silicio	0,3-0,7
Manganeso	0,2-0,4
Fosforo	0,06-0,13

La reducción y fusión del mineral de hierro se logra mediante la combustión del carbón coque con el oxígeno del aire alimentado al horno mediante toberas. Las reacciones involucradas en la combustión del carbón coque se detallan en las Ecuaciones 1-3 a continuación y se pueden apreciar gráficamente en la Figura 6, es necesario recalcar que todas son de carácter exotérmico.



No obstante, también ocurre un fenómeno llamado reacción de Boudouard, esta se debe a que el CO_2 producido es estable hasta aproximadamente los $2300\text{ }^\circ C$, por lo que se encuentra dentro del alto horno, y puede reaccionar con el carbono formando CO , dicha reacción es altamente endotérmica y, por lo tanto, no es deseable desde el punto de vista energético ya que consume energía, pero por otro lado provoca la generación de mayor monóxido de carbono que es el principal gas reductor, algo similar ocurre cuando el carbón reacciona con el vapor de agua presente [9].



Una vez los materiales ingresan al horno van aumentando su temperatura y reaccionando con estos gases reductores. A temperaturas entre los 300 y $700\text{ }^\circ C$ ocurren las reducciones tanto de la hematita como de la magnetita según:



En este rango de temperatura también ocurre la principal reacción química para producir el hierro fundido que es la reducción directa de la magnetita con monóxido de carbono



La magnetita también se puede reducir con el hidrógeno, liberando vapor de agua de acuerdo con la Ecuación (9)



Lo mismo ocurre con la hematita según las Ecuaciones (10) y (11) .



A temperaturas cercanas a los 850 °C (parte baja del horno) ocurren las reacciones dadas por las Ecuaciones (12) y (13) donde la magnética se reduce indirectamente y forma wustita (FeO).



A esta temperatura el óxido de calcio (CaO, fundente) reacciona con impurezas como la sílice y da lugar a la formación de escoria de acuerdo a la Ecuación (14).



A medida que desciende el mineral, la temperatura aumenta y cercano a los 1200 °C ocurre la reducción de la wustita para formar hierro de acuerdo con las Ecuaciones (15) y (16)



A pesar de las múltiples reducciones que sufren los minerales, es normal encontrar óxidos de hierro en la escoria que se forma debido a que no todo tiene el tiempo necesario para reaccionar y reducirse, se puede encontrar en rango entre un 5-25% [1].

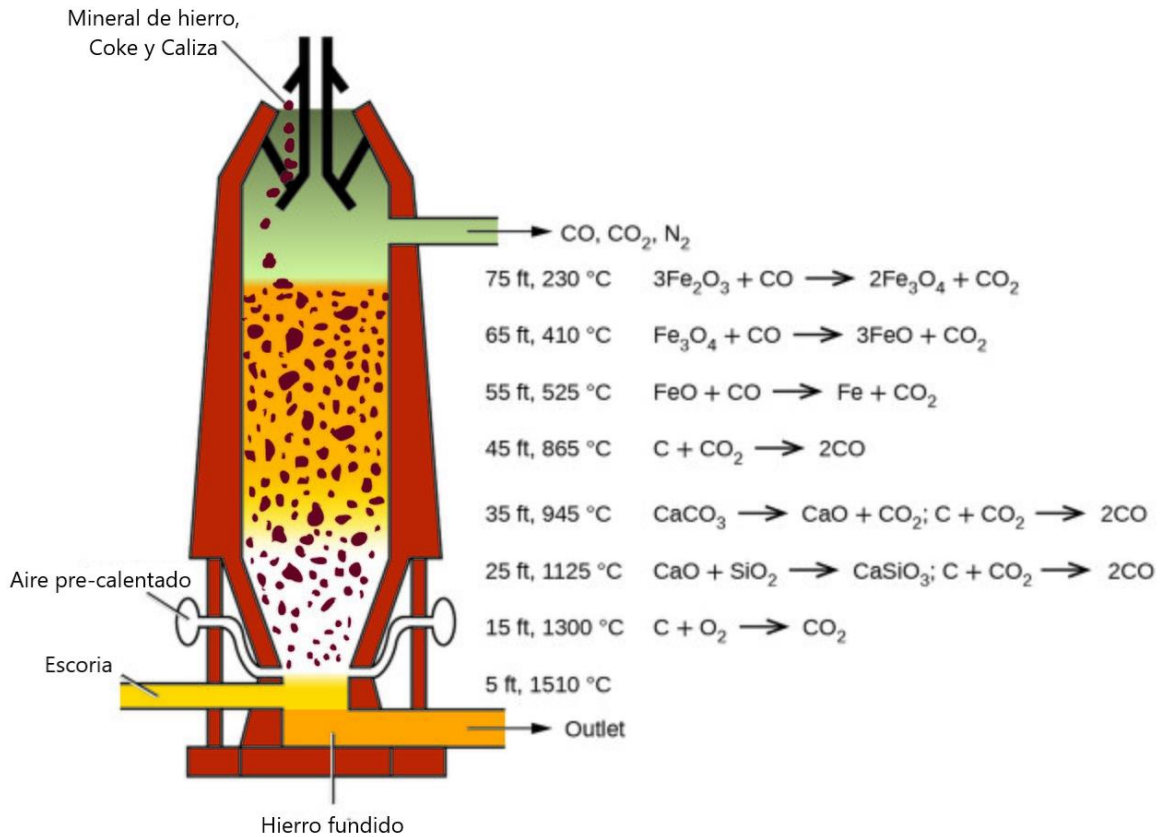


Figura 6: Reacciones químicas y mapa de temperatura de un alto horno dividido por zonas [10].

El hierro metálico es carbonizado (absorbe carbón) a temperatura entre los 1200 y 1300 °C, gracias a la acción del carbón coque y el monóxido de carbono que este libera y a la presencia de gas metano según las Ecuaciones (17) y (18)



La escoria es producida por esta porción de óxido de hierro que no se alcanza a reducir y por las reacciones de otros óxidos como óxidos de silicio, fósforo y manganeso que comúnmente acompañan al mineral de hierro, detalladas en las Ecuaciones (19)-(21).





2.1.3 Horno Convertidor de oxígeno y metalurgia secundaria

También conocido como BOF por sus siglas en inglés (Basic Oxygen Furnace) su función es descarburar el arrabio proveniente del alto horno, esto se hace mediante la adición de oxígeno puro. Este proceso es en extremo necesario debido a que el acero líquido en este punto tiene un exceso de carbono (4% de carbono aproximadamente), para esto es necesario inyectar a una alta velocidad el oxígeno (ver Figura 7), de esta manera el carbono presente en el arrabio se oxida y forma monóxido de carbono gaseoso según la Ecuación (1)

Dentro de este horno se alcanza una temperatura cercana a los 1650 °C. Generalmente además del arrabio (75% del volumen total) se agrega chatarra (25%) y cal. La chatarra de acero se agrega para poder controlar la temperatura y la cal se agrega como fundente como desoxidante y formador de escoria.

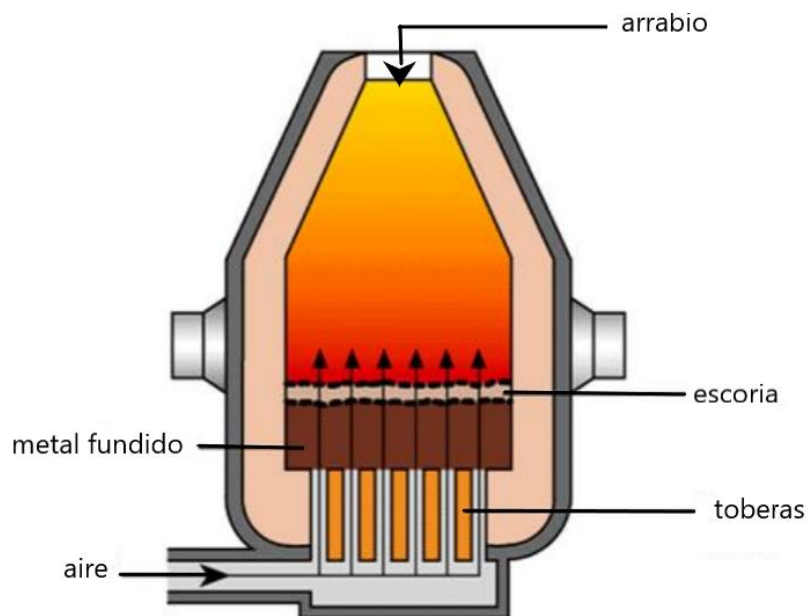


Figura 7: Representación de un horno convertidor de oxígeno [11]

Además de las reacciones de oxidación ya mencionadas, en este proceso terminan por oxidarse prácticamente la totalidad de otras impurezas y elementos que puede haber en el acero líquido como los son el aluminio (Al), calcio (Ca), titanio (Ti), silicio (Si), manganeso (Mn), cromo (Cr) a través de las reacciones de oxidación dadas por las Ecuaciones (22)-(27). Una vez finalizado el proceso, el contenido de carbono suele ser cercano a un 0,05% en peso y oxígeno cercano a las 477 ppm [12].



La desulfuración que es un proceso importante en una acería ya que el azufre (S) es una impureza muy dañina en los aceros ya que forma sulfuro de hierro (FeS) que tiene bajas propiedades mecánicas y bajo punto de fusión resultando en el fenómeno de agrietamiento en caliente. El azufre es altamente soluble en hierro prácticamente a cualquier concentración, este proviene en su mayoría como impureza en el carbón coque, y suele quedar en el metal en porcentajes entre a 0,03% y 0,07% en peso.

Normalmente el metal es llevado a los “torpedo cars” donde se lleva cabo acabo los procesos de desulfuración (Ver Ecuación (28), que básicamente corresponde a la extracción de azufre, esto mediante la adición de carburo de calcio con el cual reacciona debido a la afinidad de cal y el azufre formando sulfuro de calcio [4].



Algo similar ocurre con el fósforo, ya que este provoca efectos similares en el hierro, lo que se busca es formar pentóxido de fósforo, pero este es inestable a las

condiciones de operación por lo que se adiciona para formar un complejo cálcico estable y que forme parte de la escoria (Ecuación (29)).



Una vez terminado este proceso, se separa el hierro metálico de la escoria, y se pasa al proceso de metalurgia secundaria que se lleva a cabo normalmente en otro horno, que llega a temperaturas por sobre los 1500 °C. Los hornos más utilizados para esta tarea son el horno de arco eléctrico y el horno de cuchara (Ladle furnace). Además, se agregan las cantidades necesarias de elementos aleantes como manganeso, cromo, níquel y vanadio entre otros, con el fin de otorgarles las propiedades requeridas a la aleación.

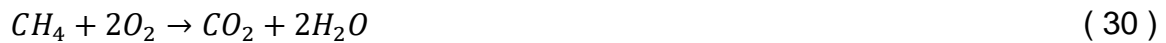
2.2 Método de reducción directa del acero (DRI)

Se usan como materia prima pellets de mineral de hierro, que corresponden a un aglomerado de mineral de hierro esto mediante la adición de aglutinante y agua al mineral de hierro fino. Luego de formado el pellet, se secan a una temperatura de 105 °C y, posteriormente, son calentando a temperaturas entre 1200 °C y 1300 °C con el fin de que este se compacte y endurezca para que pueda ser manipulado, transportado y almacenado. Para poder ser transportado tiene que cumplir con ciertos rangos de composición y tamaño un tamaño entre 4 y 12 mm. La composición y tamaño de los pellets alimentados al proceso de reducción directa se presentan en la Tabla 2.

Tabla 2. Composición y tamaño de pellets para reducción directa.

Parámetro	Unidad	Pellets para reducción directa
Fe		65-68
SiO ₂		1,0-3,0
Al ₂ O ₃	%peso	0,2-3,0
MgO		0,2-0,9
CaO		0,4-1,2
Tamaño	mm	9-16

Este proceso utiliza mayoritariamente gas natural (CH₄) que al reaccionar con oxígeno genera gas reductor CO y dióxido de carbono (Ecuaciones 30-31) que reaccionan con el pellet de mineral de hierro transformándolo en un pellet de hierro poroso, como se muestra en la Figura 8.



De manera homologa el gas metano reacciona con los gases producido en las reacciones (31) y (32), generando monóxido de carbono e hidrógeno que son gases reductores según se detalla a continuación:



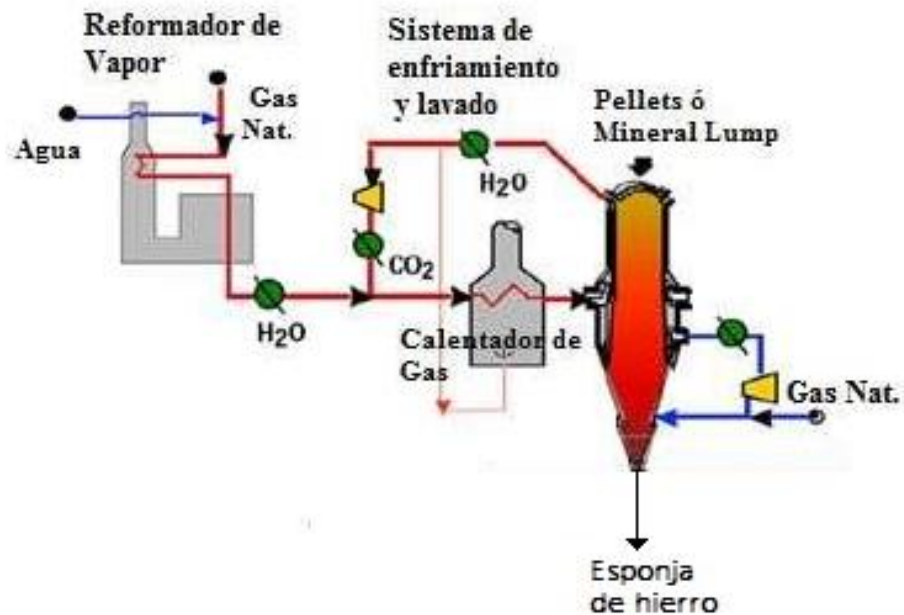


Figura 8: Esquema proceso DRI tradicional [13].

La temperatura alcanzada en el reactor de reducción directa es de 900 °C, por lo que la transformación ocurre en estado sólido. Al igual que el alto horno los gases entran por la parte inferior del horno y el mineral de hierro por la parte superior por lo que se produce un flujo en contracorriente. Gases y sólidos entran en contacto y se produce la reacción de reducción de los minerales de hierro. El producto consiste en un hierro esponja con una pureza de alrededor de 90-94% de hierro [14] y se trabaja con tiempos de residencia variables debido a los distintos tamaños de pellets, pero se suele trabajar con tiempos entre 4 y 6 horas [15]. Luego, este hierro esponja puede ser llevado a un horno de arco eléctrico en donde es fundido para fabricar acero de una determinada composición.

2.3 Método de reducción directa modificada con hidrógeno (H-DRI)

2.3.1 Producción de Hidrógeno

El hidrógeno puede ser producido de varias maneras, que se clasifican según colores, los cuales pueden ser gris/negro, azul y verde. Estos colores hacen referencia a que tan limpia/amigable o no es su generación con el medioambiente. El hidrógeno gris se produce mediante el uso de combustibles fósiles, gas natural, aceite y/o carbón. Este se genera mediante la reacción de estos con oxígeno. Esto produce la generación de gases de efecto invernadero por lo que no es amigable con el medio ambiente. El hidrógeno es separado y purificado mediante distintos mecanismos.

El segundo tipo de hidrógeno, conocido como hidrógeno azul, se obtiene con la misma metodología que el hidrógeno gris, con la diferencia de que los gases de efecto invernadero son atrapados y no son liberados al medio ambiente.

El hidrógeno verde, por otra parte, es producido mediante la electrolisis del agua (Ecuación 36-38), este proceso consiste en la descomposición del agua en sus gases como oxígeno e hidrógeno por medio de una corriente eléctrica. Se utilizan electrodos para producir la reducciones catódicas y anódicas [16].



La celda electrolítica alcalina es por el momento la forma más viable y confiable de producir grandes cantidades de hidrógeno esto debido a su capacidad y durabilidad. Estas funcionan básicamente con un cátodo y un ánodo, separados por una membrana, todo esto sumergido en una solución que es principalmente agua

destilada con una cantidad de hidróxido de potasio para así aumentar la conductividad iónica de la solución.

En el cátodo se produce el hidrogeno gaseoso y los iones producidos son impulsados por el campo eléctrico hacia el ánodo, en este los iones se recombinan produciéndose oxigeno gaseoso, y liberando electrones.

2.3.2 Proceso H-DRI

El proceso es también conocido como HYBRYT y se basa en la reducción directa de minerales de hierro con hidrógeno, por eso se antepone la H. El proceso busca crear acero con una importante disminución de las emisiones de CO₂. Un esquema completo del proceso se aprecia en la Figura 9

Como lo que se busca es la producción de acero verde, este proceso utiliza hidrógeno verde para la reducción de los minerales de hierro. El manejo del hidrógeno verde implica que es necesario poseer almacenes de hidrógeno verde y electrolizador para producir la hidrolisis del agua.

En la misma figura, el condensador cumple el rol de recuperar el calor desde el flujo gaseoso proveniente del Shaft donde luego es utilizado para precalentar el hidrógeno que ingresa al horno vertical (shaft) y, a su vez, enfriar el vapor de agua proveniente del horno vertical (shaft).

El proceso busca que pellets de hierro con una ley de 64% Fe (su formación y creación ya fue explicada) sean enriquecidos en hierro hasta aproximadamente una ley de 94% Fe conocido como hierro esponja. Estos pellets son alimentados por la parte superior del horno vertical (shaft) y reaccionan en contracorriente con hidrógeno precalentado a 530 °C y que es alimentado por la parte inferior. Las reacciones de reducción del mineral de hierro con hidrógenos están dadas por las Ecuaciones (11), (13) y (16). El horno alcanza una temperatura de 900 °C y, dado que el hidrógeno experimenta una reacción de autoignición a los 571 °C, es

que éste es calentado por debajo de esta temperatura en el calefactor de hidrógeno. El hidrógeno cumple dos tareas: (i) reducir los minerales de hierro y (ii) otorgar el calor necesario al proceso al producirse su combustión.

Luego, el hierro esponja es llevado a un horno de arco eléctrico el cual es alimentado además con elementos aleantes para producir acero. Adicionalmente, se agrega cal para generar escoria y chatarra de acero para suministrar elementos aleantes necesarios para producir un acero específico.

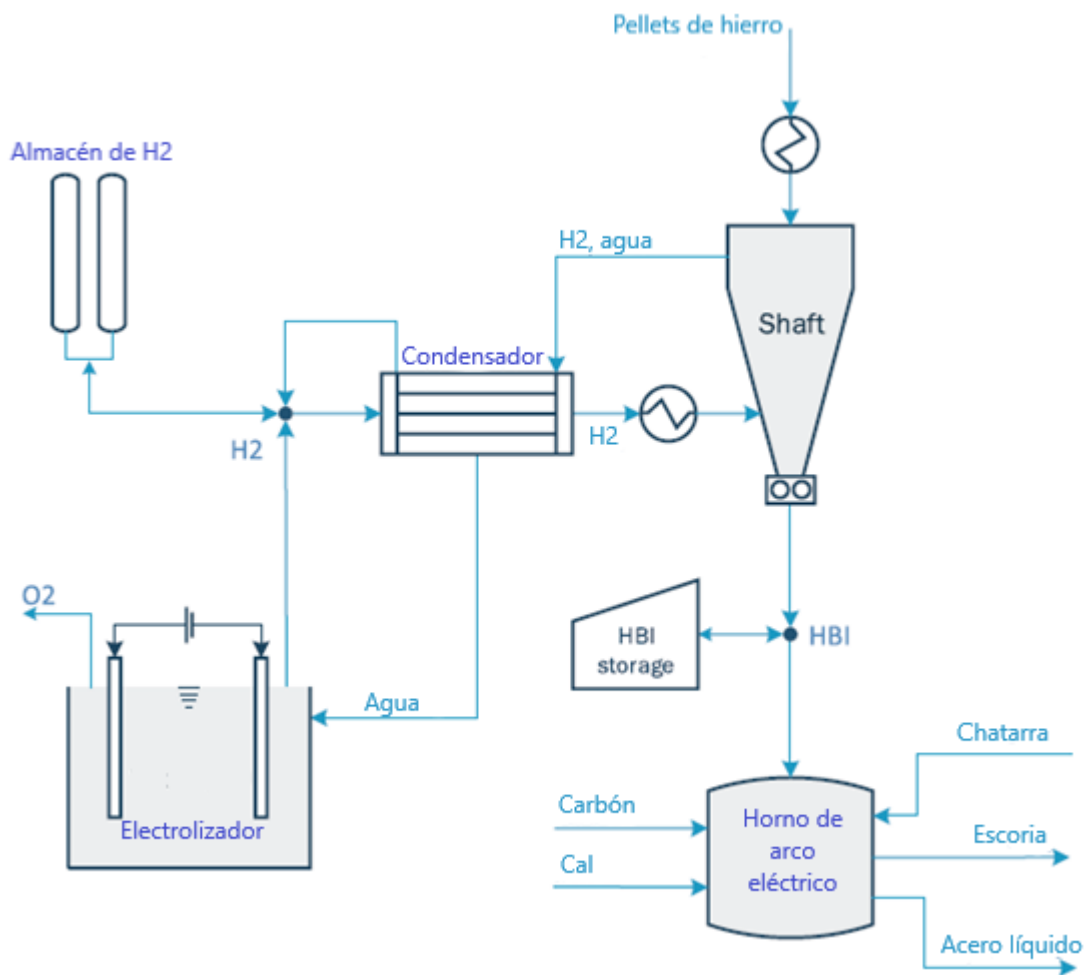


Figura 9: Diagrama general proceso H-DRI [2].

Según algunas simulaciones previas realizadas por Vogl *et al.* [2], Bhaskar *et al.* [17], Fishedick *et al.* [18] y Otto *et al.* [19] que han considerado entre otras cosas pellets especiales con 95% de hematita, y el 5% restante sustancias inertes, y

además considerando que el metal líquido solo será hierro, además de otras simplificaciones. Los investigadores mencionaron que la razón de alimentación al horno vertical donde se produce la reducción del hierro es de 1,5 veces el hidrógeno necesario para la reducción del hierro, esto principalmente debido a que la combustión del hidrógeno también es la encargada de entregar la energía al proceso, ya que la reducción del hierro es una reacción endotérmica [2]. Según estos estudios se requieren entre 51 y 57 kilogramos de hidrógeno gaseoso por tonelada de acero, considerando una eficiencia de reacción del 100%, no obstante, es esperable alcanzar valores de 65-80 kilogramos de hidrógeno gaseoso por tonelada de acero producida [2].

Según lo planteado por Vogl *et al.* [2] se estima que la producción de gases de efecto invernadero considerando las emisiones debido al carbón, la cal y el consumo del electrodo de grafito, resultó en la emisión de 53 kilogramos de CO₂ por tonelada de acero. Lo que equivale al 2,8% de las emisiones totales del proceso de alto horno.

2.3.3 Cinética de la reducción de los minerales de hierro con hidrógeno.

De acuerdo con las condiciones de temperatura del sistema en el que se encuentre, la hematita se puede reducir según se indica en las reacciones siguientes:



Mientras que la reducción de la magnetita se puede describir con la “secuencia” de reacciones presentadas en las Ecuaciones (40-42).





Debido a la interacción solido-gas existen 3 tipos de mecanismos de control de la cinética de difusión: el primer es a través de la película de gas, el segundo mediante la capa de ceniza o capa reaccionada y el tercero es por reacciones químicas. Existen varias etapas a tener consideraciones las cuales son: la difusión del hidrógeno a través película (film) de gas que rodea la partícula de mineral, a su vez y en el sentido opuesto se involucra la difusión de vapor de agua de vuelta a la superficie de la partícula, la difusión del hidrógeno a través de la capa de ceniza o zona reaccionada hacia la superficie sin reaccionar del mineral, también debemos considerar la difusión del producto de la reacción vapor de agua debe viajar de vuelta a través de capa de ceniza o reaccionada. Finalmente considerar el propio fenómeno que ocurre en la superficie de la zona que es la reacción química como tal.

La temperatura a la cual se encuentre el sistema gas de hidrógeno – pellets de mineral es importante esto debido a que tiene un importante efecto ya que como se muestra en la Figura 10, Figura 11 y Figura 12 a mayor temperatura aumenta la tasa de reducción de la magnetita, hematita y wustita, esto debido principalmente al aumento de la difusividad (D) (ver Ecuación (44) y la tasa de reacción (k) (ver Ecuación (43)) esto se explica ya que k y D tienen una dependencia tipo Arrhenius con la temperatura.

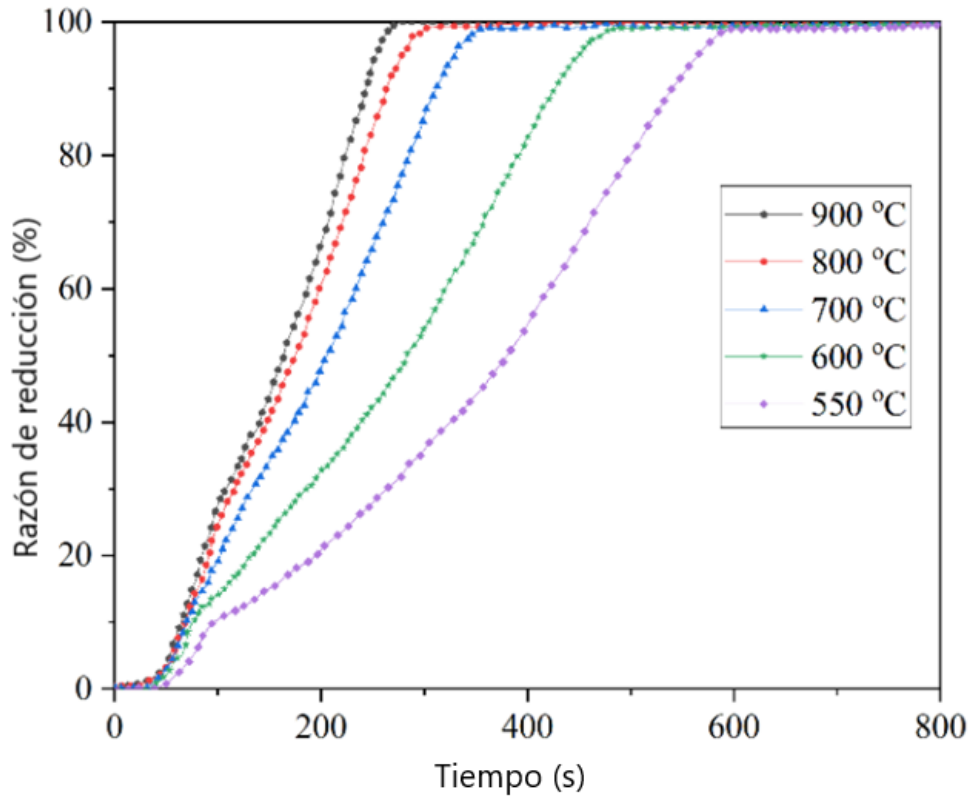


Figura 10: Efecto de la temperatura en la tasa de reducción de la Wustita (FeO) en un ambiente gaseoso rico en H_2 , extraído de [20]

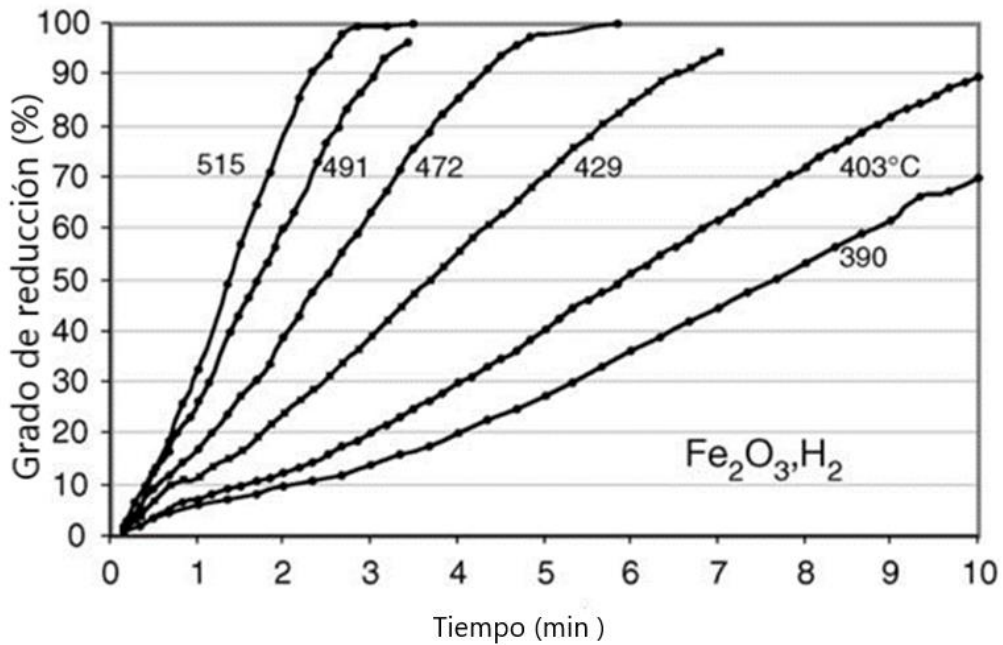


Figura 11: Efecto de la temperatura en la velocidad de reducción de la Hematita (Fe_2O_3) en un ambiente gaseoso rico en H_2 , extraído de [21]

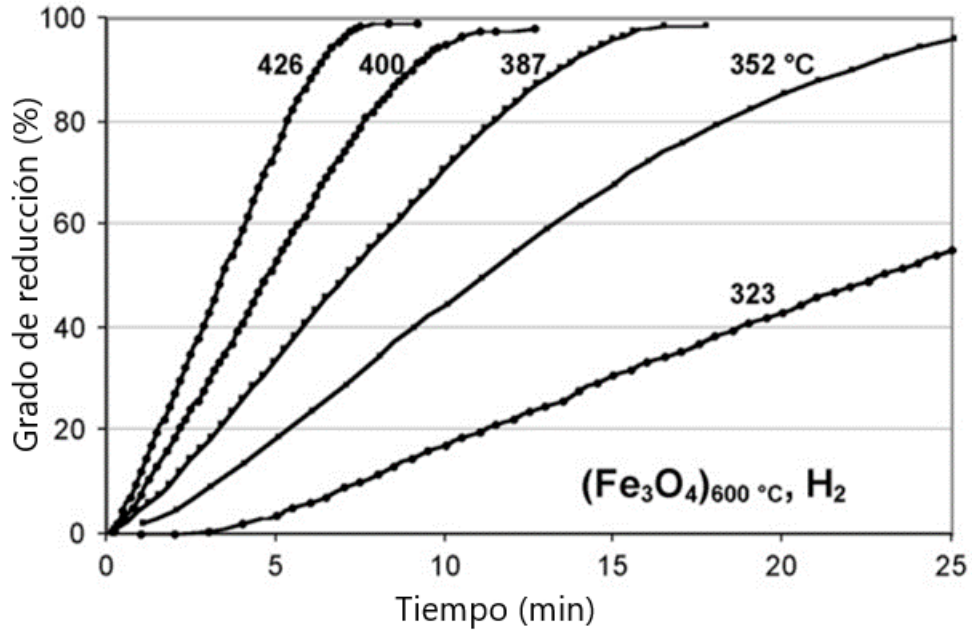


Figura 12: Efecto de la temperatura en la velocidad de reducción de la Magnetita (Fe_3O_4) en un ambiente gaseoso rico en H_2 , extraído de [22]

$$k = A \exp\left(\frac{-E_a}{RT}\right) \quad (43)$$

Donde k es la constante de cinética, A es un término conocido como factor pre-exponencial que representa la frecuencia de colisión de las partículas y las probabilidades de tener una colisión exitosa, el término E_a representa la energía de activación de la reacción (la cual se determina experimentalmente), R corresponde a la constante de los gases ideales y T es la temperatura. Mientras que la Ecuación (44) presenta la expresión para el coeficiente de difusión de un gas (en este caso el hidrógeno) en un sólido (en este caso particular corresponde a los pellets)

$$D = D_0 \exp\left(\frac{-E_a}{RT}\right) \quad (44)$$

Donde D es el coeficiente de difusión del hidrógeno, D_0 es un término pre-exponencial conocido como difusividad, El término E_a representa la energía de activación de la reacción (la cual se determina experimentalmente), R

corresponde a la constante de los gases y T es la temperatura. Como podemos apreciar las Ecuaciones (44) y (45) tienen el mismo comportamiento frente a un aumento de temperatura se ve un aumento en tanto en la constante de velocidad como en el coeficiente de difusión, lo que se traduce directamente en un aumento de la tasa de reducción de los minerales de hierro.

La mineralogía también juega un rol importante esto debido a que la magnetita como posee una cinética de reducción más lenta comparada con la hematita a altas temperaturas como se aprecia en la Figura 13, esto debido a su alta dureza y densidad superficial [20], lo que se traduce en una menor difusividad del H en magnetita en comparación con la hematita. Sin embargo, debido a la diferencia de densidades entre la magnetita y la hematita, se tiene que al reducirse la hematita en magnetita se forman microgrietas, debido al cambio volumétrico, las que facilitan la difusión del hidrógeno y, por lo tanto, el proceso se ve acelerado en comparación a una reducción inicial desde magnetita donde estas microgrietas no existen.

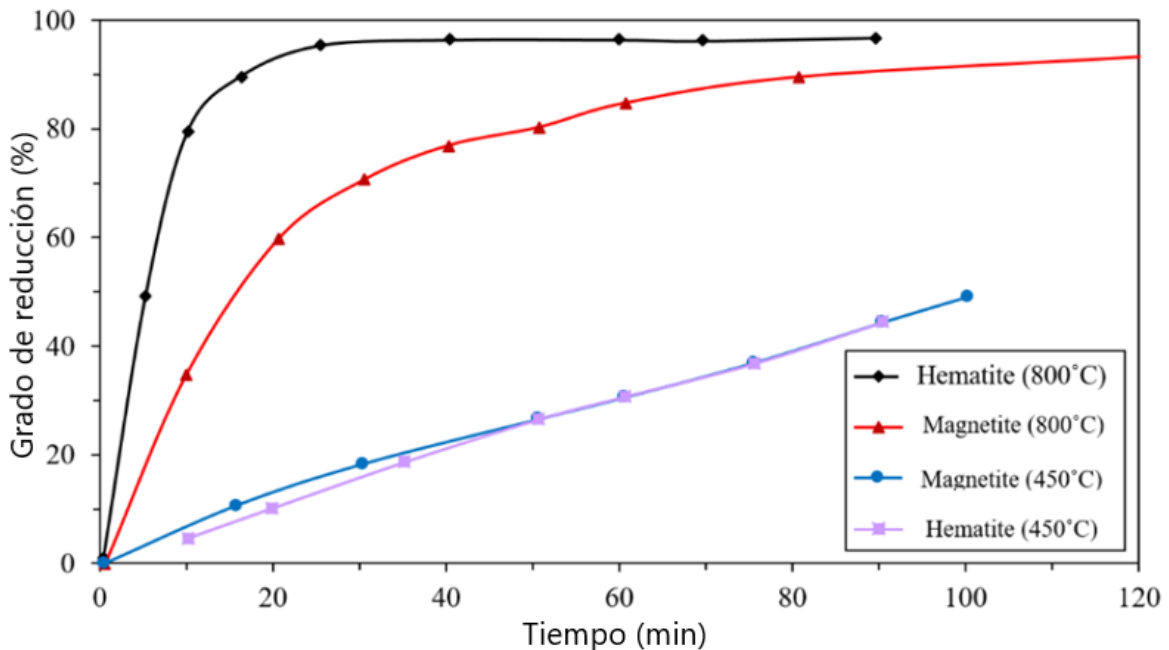


Figura 13: Comparación de la velocidad de reducción de la hematita y magnetita en un ambiente rico en H_2 a diferentes temperaturas [20]

Otro aspecto importante para tener en cuenta es el tamaño de pellets. Se estudiaron el efecto del tamaño de los pellets en la tasa de reducción y se observó que esta aumenta con una reducción en el tamaño de los pellets (ver Figura 14).

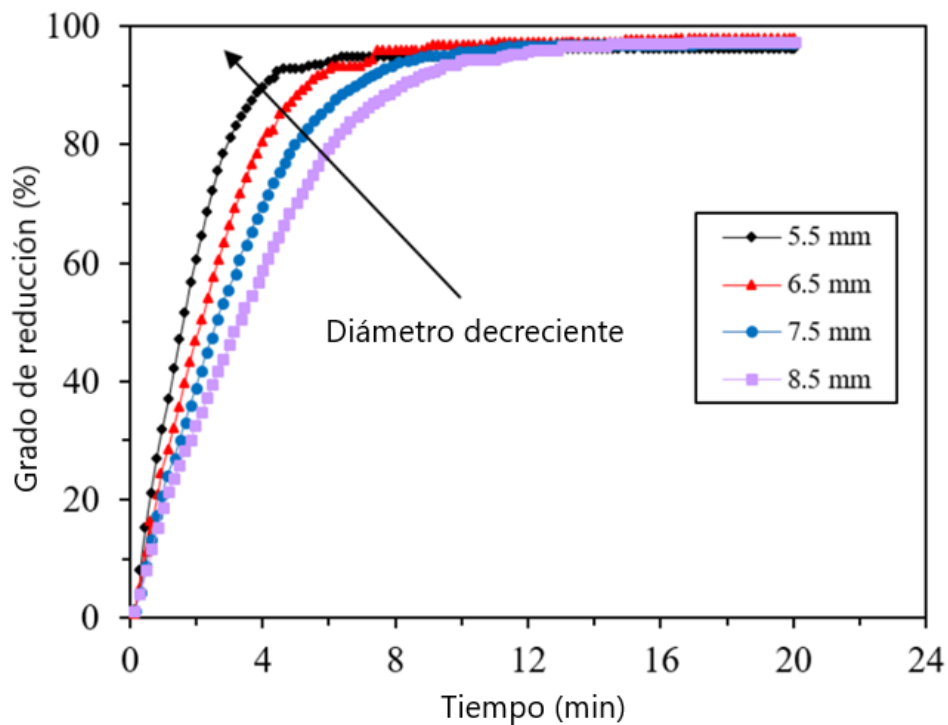


Figura 14: Grado de reducción de pellets esféricos de distinto diámetro, a 1070 °C reducidos con H₂ [20].

CAPÍTULO III: METODOLOGÍA DE TRABAJO

El diagrama que se presenta en este trabajo es una modificación del presentado en la Figura 9, las modificaciones realizadas son que no existe un almacenamiento de hidrógeno ya que todo es recirculado a la operación y tampoco existe un almacén de esponja de hierro por la misma razón anterior, el nuevo diagrama se puede apreciar en la Figura 15.

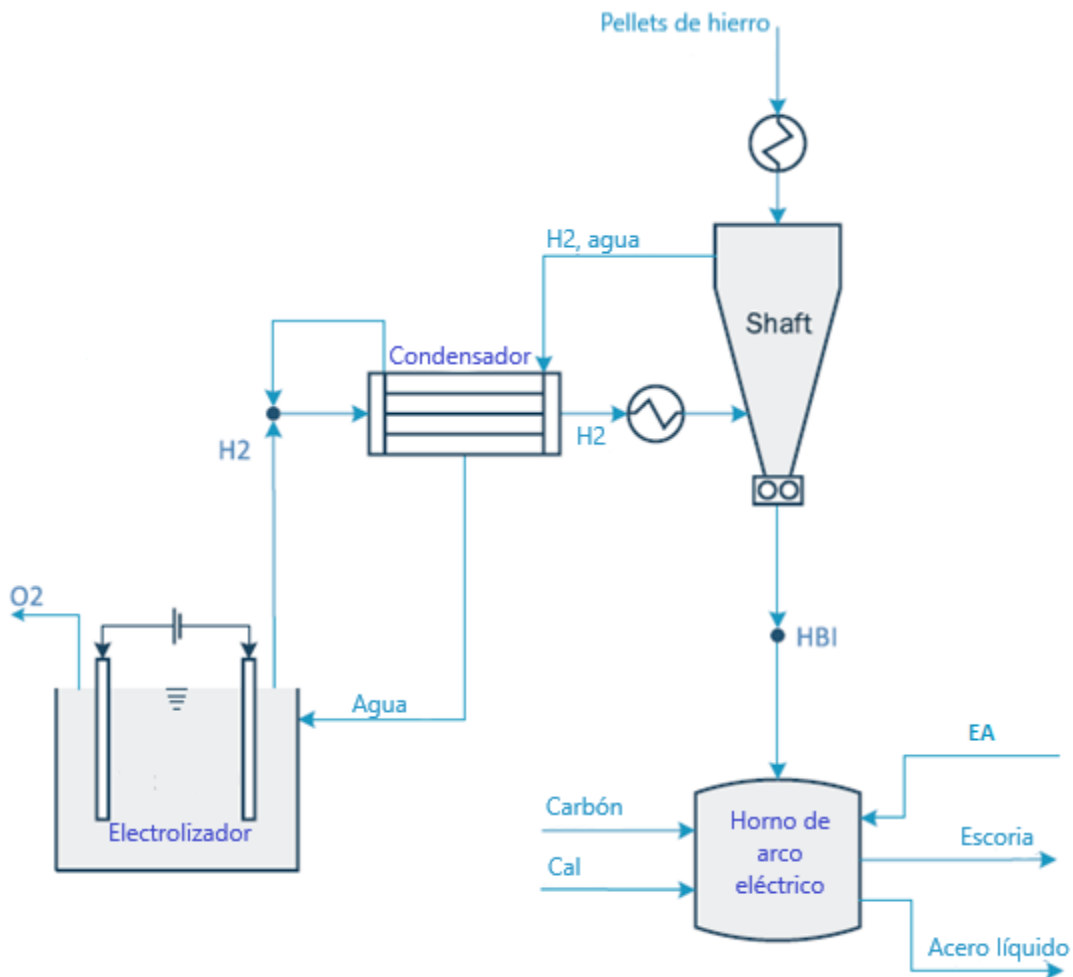


Figura 15: Esquema general del proceso a estudiar

Se analizaron dos casos de reducción de minerales de hierro a continuación se detallarán las consideraciones y supuestos principales de cada caso fueron:

- (i) caso 1: la composición de los pellets de mineral de alimentación está compuestos por un 95% hematita (Fe_2O_3) y 5% de sustancias inertes. Además, se considerará una razón de metalización del 94% (ver Ecuación 45). En el Shaft se utilizó un valor de $\lambda = 1.5$ (ver Ecuación 46) ya que según investigaciones previas Vogl *et al.* [2] Y Bhaskar *et al.* [17] Correspondía a un valor razonable para cumplir con el doble propósito del hidrógeno que es reducir el mineral de hierro y mantener la temperatura de operación en el Shaft. Se alimentaron 12 kg de carbón por tonelada de acero en el Horno de arco eléctrico y un 3% de la masa entrante fue caliza agregada al proceso. Finalmente, en el condensador se consideró pérdidas del 5% de hidrógeno y en el electrolizador consideró la alimentación de una masa de agua fresca para poder cumplir con la producción.
- (ii) caso 2: se consideró que los pellets de mineral de hierro de alimentación poseen una composición dada en la Tabla 2. Además, se calculó la conversión de las reacciones de reducción utilizando las Ecuaciones 7, 9, 13 y 16. Por otra parte, en el horno de arco eléctrico se agregó las cantidades de necesarias de elementos aleantes para cumplir con lo especificado en la Tabla 3. Adicionalmente, se consideró el desgaste del electrodo de grafito en el horno de arco eléctrico a razón de 5 kg de carbón por tonelada de acero líquido producido (tIs) [23]. Al igual que en el caso 1 se requerirá de una masa de agua entrante para cumplir con los requerimientos de hidrógeno

A continuación, se describirán en detalle las condiciones de operación de cada operación unitaria considerada.

3.1 Calefactor de Pellets

El calefactor de pellets tiene la finalidad de calentar los pellets de mineral de hierro que son alimentados al horno vertical desde 25 °C hasta 800 °C. Los pellets

considerados en el caso 1 se asumen que tienen una composición de un 95% de hematita (Fe_2O_3) y 5% de sustancias inertes, que tal como su nombre indica no serán consideradas para efectos de cálculos de emisiones ni en el balance de masa y se asumirá que salen en forma de escoria en el horno de arco eléctrico. En cambio, en el caso 2 se tomará un mineral de entrada cuya composición se presenta en la Tabla 2. Composición y tamaño de pellets para reducción directa.

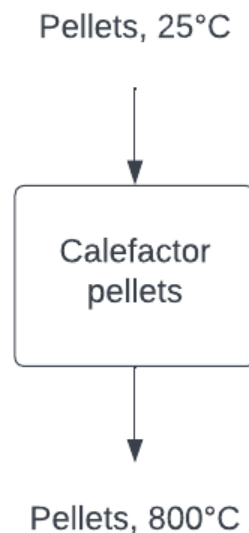


Figura 16: Diagrama de flujo Calefactor Pellets

3.2H-DRI SHAFT

En este equipo (ver Figura 17) se lleva a cabo el proceso de reducción directa de los pellets de hierro. La eficiencia de este proceso se evalúa a través de la tasa de metalización (Ecuación 45) la cual está definida como la cantidad de hematita que se transformara efectivamente en hierro metálico, mientras que la cantidad restante se asume que queda en su totalidad transformada es wustita (FeO).

$$\text{razón metalización} = \frac{\text{hematita reaccionada}}{\text{hematita total}} \quad (45)$$

Por lo tanto, este coeficiente tiene estrecha relación con la eficiencia de reacción de la reducción de la hematita en hierro metálico y según algunos estudios detallados

en la sección 2.3.3, dichos valores en esos alcanzan eficiencias de aproximadamente 100%, pero esto es difícilmente aplicable en la realidad dado que existen problemas como pérdidas de energía el tiempo de residencia y tamaño de partículas entre otros. Es necesario tener en consideración que el proceso de DRI tradicional alcanza un grado de metalización superior al 92% y, por consiguiente, se podría esperar una eficiencia similar en el proceso HYBRIT. Por otra parte, es necesario considerar que el hidrógeno cumple una doble función la primaria que es de reducir la hematita y la secundaria que es de mantener la temperatura del reactor a 800 °C, esto debido a que la reacción de reducción es una reacción endotérmica ($\Delta H = 99.5 \text{ kJ/mol}$), es por esto por lo que es necesario alimentar en exceso el hidrógeno. Se define la razón de alimentación de hidrógeno a través de la Ecuación (46), esta razón puede variarse por valores sobre 1 y dependerá principalmente del control de la temperatura del proceso. Para ambos casos se considerará un valor de 1.5 en esta razón.

$$\lambda = \frac{H_2 \text{ (alimentado al shaft)}}{H_2 \text{ (necesario para reducir todo el hierro)}} \quad (46)$$

Para el caso 1, los flujos de gases de salida del proceso se asumen que corresponden exclusivamente a hidrógeno gaseoso que no reaccionó y vapor de agua, los cuales tendrán una temperatura de salida entre 300 - 400 °C según lo reportado por Bhaskar et al. [17]

En el caso 2 debido a la presencia de CaCO_3 en el mineral de entrada, se asume que debido a las altas temperaturas en las que está operando el proceso, la reacción presentada en la Ecuación (47) ocurrirá y que, por lo tanto, habrá una cantidad de CO_2 en el sistema.



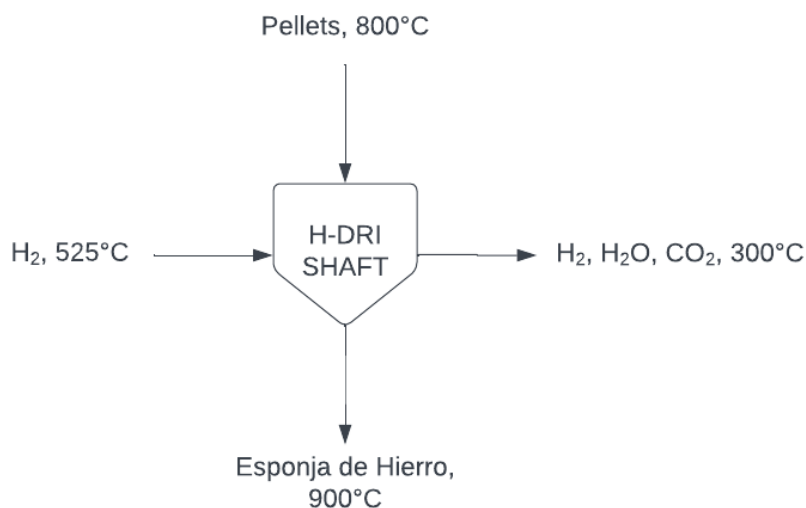


Figura 17: Diagrama de flujo H-DRI Shaft

3.3 Horno de arco eléctrico (Electric Arc Furnace)

Este horno es alimentado por el hierro esponja que se obtuvo en el horno vertical (reducción directa con hidrógeno, ver sección 3.2), Este hierro esponja es descargado a una temperatura de 700 °C y es fundido en este horno, en el cual la carga alcanza una temperatura de aproximadamente 1650 °C. La carga de este horno, además del hierro esponja, consiste en carbón (ya que es necesario para crear un acero en una razón de 12 kg de carbón por tonelada de acero), oxígeno y, además, se agrega caliza (CaO) la cual actúa como fundente y formador de escoria. Se asume que la carga de caliza corresponde a un 3% de la carga metálica en el caso 1 y que se reducirá un 70% del FeO presente gracias a la adición de carbono y el resto se formará parte de la escoria

Por otra parte, además de considerar las emisiones de dióxido de carbono debido a la presencia de carbón y oxígeno, es necesario considerar que el horno de arco eléctrico en su funcionamiento utiliza barras de grafito las cuales son las que finalmente crean el arco eléctrico y se encuentran sumergidas en la carga del horno, por lo que sufren un importante desgaste que resulta en emisiones de dióxido de

carbono a la atmósfera, debido a esto se considera un valor de 5 kg de CO₂ por tonelada de acero producida [23]. Un resumen de los flujos que ingresan al proceso puede ser visto en la Figura 18

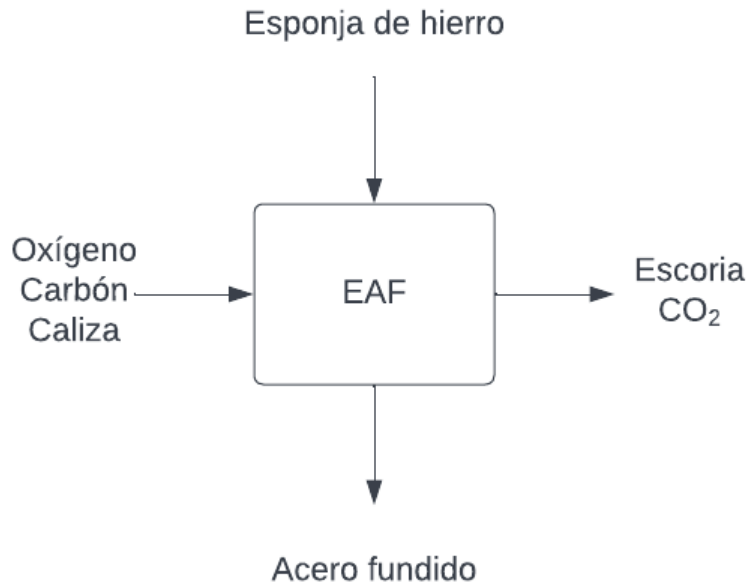


Figura 18:Diagrama de flujo EAF.

Para el caso 2 aprovechando la versatilidad del software METSIM se hará una colada para un metal existente, por lo que se busca alcanzar las composiciones de la Tabla 3 que corresponde a las composiciones de acero Hardox 600 manufacturado por la empresa SSAB.

Tabla 3: Composición Hardox 600 [24]

C Max	Si Max	Mn Max	P Max	S Max	Cr Max	Ni Max	Mo Max
0.4	0.5	1	0.0015	0.01	1.2	1.5	0.6

3.4 Condensador/separador

Este equipo (Figura 19) cumple dos funciones primordiales: (i) condensar el vapor de agua que sale del shaft para que una vez líquido pueda ser llevado al electrolizador y (ii) separar el hidrógeno gaseoso del vapor de agua, este hidrógeno es nuevamente recirculado al H-DRI Shaft con el fin de sacar el máximo provecho.

Se asume que no hay impurezas en el sistema esto quiere decir que no existe gas de dióxido de carbono u otros circulando y que el sistema está compuesto solamente de vapor de agua e hidrógeno. No obstante, se asumen pérdidas de hidrógeno de un 5%.

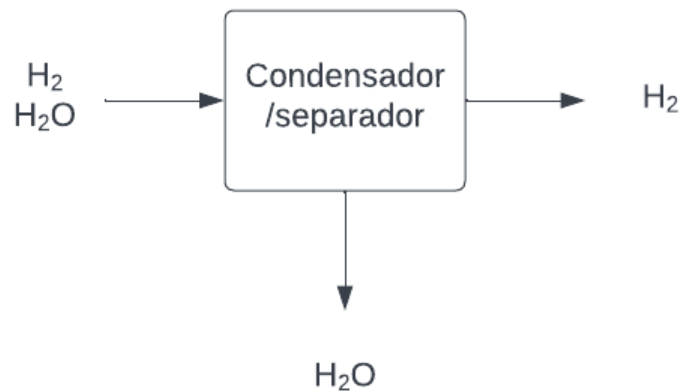


Figura 19: Diagrama de flujo condensador/separador.

3.5 Electrolizador

El electrolizador (Figura 20) tiene como objetivo tratar el agua proveniente del condensador/separador y no perder agua en el proceso. De ser necesario se debe agregar agua al sistema para poder producir la mayor cantidad de hidrógeno posible de manera tal que no se necesite la compra de hidrógeno desde un proveedor externo, con el fin de abaratar costos.

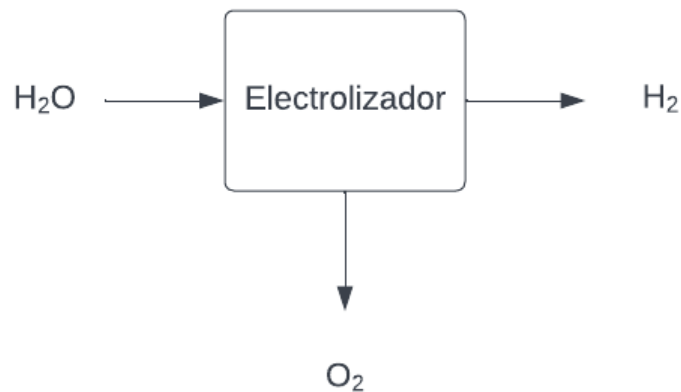


Figura 20: Diagrama de flujo Electrolizador.

3.6 Calefactor de Hidrógeno

Este calefactor eléctrico (Figura 21) el cual tiene como labor principal calentar el hidrógeno de a una temperatura de 500 °C justo por debajo de la temperatura de autoignición del hidrógeno (571 °C) y llevarlo al Shaft para que pueda reducir el mineral de hierro y mantener la temperatura de este. Para esto toma los flujos de hidrógeno desde el electrolizador que vienen a una temperatura de 90 °C y el flujo de hidrógeno proveniente del condensador (250 °C).

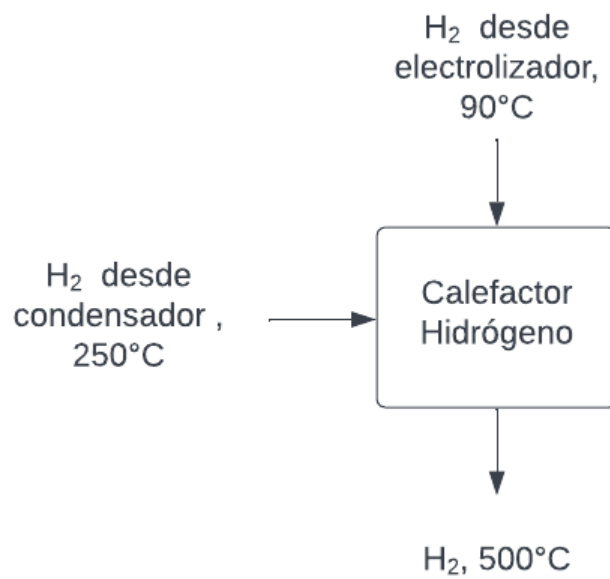


Figura 21: Diagrama de flujo Calefactor de Hidrógeno

CAPÍTULO IV: RESULTADOS Y DISCUSIÓN

4.1 Resultados caso 1

El objetivo de realizar este primer caso es obtener una aproximación a los resultados obtenidos en la literatura por Vogl *et al.* [2] Y Bhaskat *et al.* [17] con el fin de corroborar dicha información detallada en la sección 0. En la Figura 22 se aprecia el diagrama de los flujos nombrados.

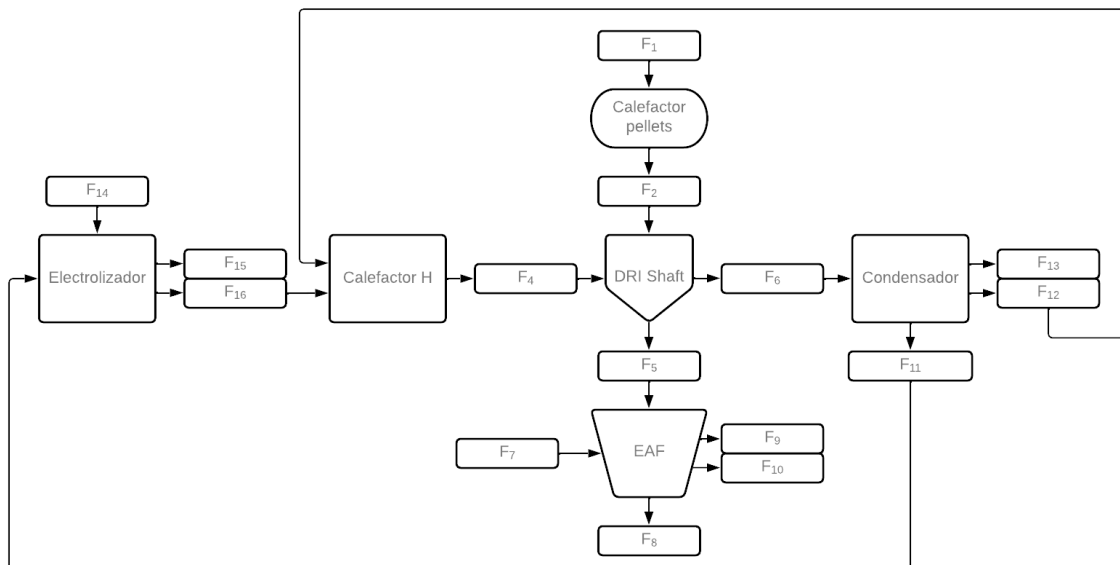


Figura 22: Diagrama referencia con flujos proceso H-DRI.

Se utilizó como base de cálculo la producción de 632,000 toneladas año de acero, que es la producción de la planta de la empresa SSAB en Oxelösund.

4.1.1 Balance de masa en el calefactor de pellets

Dado que se quieren producir 632.000 ton/año (BC) de acero, es necesario obtener la masa de mineral de hierro que se tiene que alimentar al shaft de reducción directa, es decir, se calculó el flujo F_1 . Para lo anterior, se utilizó la Ecuación 46 donde acero es equivalente a la base de cálculo igual a 632.000 ton/año, $Fe_2O_{3_{pure}} = 95\%$ es la

ley de hematita en el mineral de entrada y $Fe_2O_3_{ratio} = 0.699$ es la razón del peso molecular del hierro en el peso molecular de la hematita.

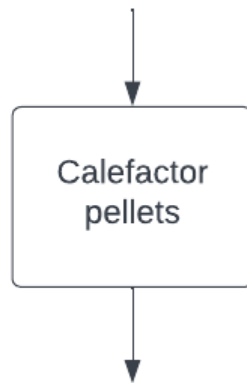
$$F_1 = \frac{BC}{Fe_2O_3_{pure} * Fe_2O_3_{ratio}} = 951.735,5 \frac{ton}{año} \quad (48)$$

Luego, por ley de conservación de la masa sabemos que:

$$F_1 = F_2 = 951.735,5 \frac{ton}{año} \quad (49)$$

Donde F_1 corresponde a la masa de pellets que entra al calefactor.

$F_1=951735.5 \text{ ton/año}$



$F_2=951735.5 \text{ ton/año}$

Figura 23: Diagrama Flujo Calefactor Pellets caso 1.

4.1.2 Balance de masa de hidrógeno en el H-DRI Shaft

La masa de hidrógeno que ingresa en el Shaft de reducción directa se obtuvo utilizando la Ecuación (50), donde F_4 es el flujo hidrógeno gaseoso entrando al Shaft de reducción, $\lambda = 1.5$ ($H_{2por mol} = 1,5$ es la cantidad de moles requeridos para la producción de un 1 mol de hierro, $PM(H_2) = 2,015 \text{ g/mol}$ es el peso molecular del hidrógeno gaseoso y $PM(Fe) = 55,845 \text{ g/mol}$ es el peso molecular del hierro.

$$F_4 = BC * \lambda * \frac{H_{2por\ mol} * PM(H_2)}{PM(Fe)} = 51.308,6 \frac{ton}{año} \quad (50)$$

Por lo tanto, se alimentan alrededor de 51.000 ton/año de hidrógeno al shaft que son equivalentes a 81,2 kg de hidrógeno gaseoso por tonelada de acero. Luego, considerando el supuesto de que toda la hematita se transforma en hierro metálico o en Wustita (FeO) podemos calcular la cantidad de óxido de hierro que queda debido a que se asignó una razón de metalización es decir la cantidad de hematita que se transforma en hierro de un 94%.

$$F_{5FeO} = F_2 * Fe_2O_{3pure} * FeO_{ratio} * (1 - \alpha) = 37920 \frac{ton}{año} \quad (51)$$

Donde F_{5FeO} corresponde a masa de FeO presente en la esponja de hierro, y $\alpha = 94\%$ representa el coeficiente de metalización. Luego, se determinó el contenido de hierro en la esponja de hierro (F_{5Fe}) utilizando la Ecuación (52).

$$F_{5Fe} = BC - F_{5FeO} = 594080 \frac{ton}{año} \quad (52)$$

Asumiendo que el 5% de sustancias inertes que ingresaron en el flujo de alimentación de mineral se perderán como escoria, se determinó la masa de impurezas en el hierro esponja ($F_{5impureza}$) utilizando la Ecuación (53).

$$F_{5impureza} = F_2 - (F_{5FeO} + F_{5Fe}) = 47586,78 \frac{ton}{año} \quad (53)$$

Finalmente, se determinó la masa total de la corriente de salida de equipo shaft de reducción directa (F5) que considera un hierro esponja que contiene hierro, wustita e impurezas utilizando la Ecuación (54).

$$F_5 = F_{5_{FeO}} + F_{5_{Fe}} + F_{5_{impureza}} = 679586,78 \frac{ton}{año} \quad (54)$$

Luego, se determinó el flujo de gases de salida desde el shaft de reducción directa que corresponde a una mezcla de hidrógeno y vapor de agua. Se asumió que un 97% de este flujo corresponde a vapor de agua y el 3% restante a hidrógeno sin reaccionar. Por lo tanto, el flujo total de gases de salida es de 323.457 (ton/año), la masa de hidrógeno es de 9.703 (ton/año) y, resto, corresponde a la masa de vapor de agua dada por la Ecuación (57).

$$F_6 = F_2 + F_4 - F_5 = 323457,4 \text{ ton/año} \quad (55)$$

$$F_{6_{H_2}} = F_6 * 3\% = 9703,72 \text{ ton/año} \quad (56)$$

$$F_{6_{H_2O}} = F_6 * 97\% = 313753,68 \text{ ton/año} \quad (57)$$

Finalmente, en la Figura 24 podemos apreciar un resumen de los flujos calculados para esta etapa

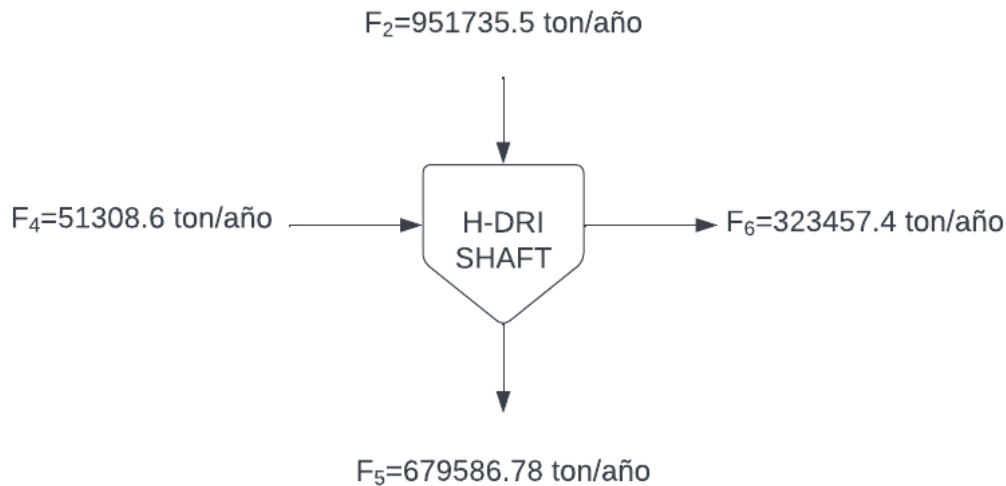


Figura 24: Diagrama de flujo H-DRI Shaft Caso 1.

4.1.3 Balance de masa en el horno de arco eléctrico (EAF)

Considerando que se desea producir 632.000 ton/año de acero líquido (ver Figura 25) y conociendo la masa de esponja de hierro que está entrando al horno y que se

requiere agregar 10 kg de carbón por tonelada líquida de acero producida [23], se calculó la carga de carbón a alimentar al horno (F7) utilizando la Ecuación (58).

$$F_{7_{\text{Carbón}}} = 10 \frac{\text{kg}}{\text{ton}} * 632000 \frac{\text{ton}}{\text{año}} * \frac{1 \text{ ton}}{1000 \text{ kg}} = 6320 \frac{\text{ton}}{\text{año}} \quad (58)$$

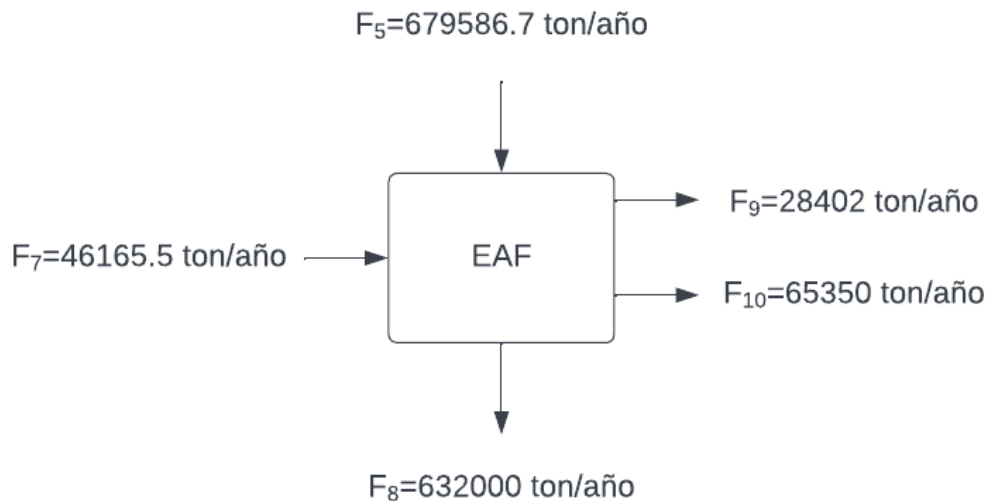


Figura 25: Diagrama de flujo en el horno de arco eléctrico (EAF) caso 1

Se considera una cantidad de 50 kg de por tonelada de acero líquido [23], para efectos de cálculo de simplificación de cálculos se considerará que esta cantidad corresponde en su totalidad a carbonato de calcio (CaCO_3)

$$F_{7_{\text{Caliza}}} = 50 \frac{\text{kg}}{\text{ton}} * 632000 \frac{\text{ton}}{\text{año}} * \frac{1 \text{ ton}}{1000 \text{ kg}} = 31600 \frac{\text{ton}}{\text{año}} \quad (59)$$

Se asume también que todos los gases que se emanan corresponden a dióxido de carbono, para su cálculo se acudió a un balance de masas que se puede ver reflejado en las Tabla 4 y Tabla 5. Se considero que el carbonato de calcio tenía una eficiencia del 100%, mientras que para el carbón se consideró una eficiencia del 49%.

Tabla 4: Balance para la obtención de emisión de dióxido carbono producto de la adición de carbonato de calcio.

	CaCO ₃	↔	CaO	+	CO ₂
Moles iniciales	315.7				
Moles reaccionan	315.7		315.7		315.7
Moles finales	0.0		315.7		315.7

Tabla 5: Balance para la obtención de emisión de dióxido carbono producto de la adición de carbón

	C	+	O ₂	↔	CO ₂
Moles iniciales	526.2				
Moles reaccionan	257.8		257.8		257.8
Moles finales	268.4		257.8		257.8

Con los moles de dióxido de carbono calculados podemos calcular las emanaciones de gases correspondientes considerando que también existe una emanación de dióxido de carbono producto del desgaste de las barras de grafito presentes en el horno de arco eléctrico, dicho desgaste se consideró como 5 kg de dióxido de carbono por tonelada de acero producido [23].

$$\begin{aligned}
 F_9 &= (315,7 + 257,8) \frac{\text{mol}}{\text{año}} * 44,01 \frac{\text{ton}}{\text{mol}} + \frac{5 \frac{\text{kg}}{\text{ton}} * 632000 \frac{\text{ton}}{\text{año}}}{1000 \frac{\text{kg}}{\text{ton}}} \\
 &= 28402,2 \frac{\text{ton}}{\text{año}}
 \end{aligned}
 \tag{60}$$

Homológamente podemos calcular la cantidad de oxígeno necesario que debe ingresar al horno de arco eléctrico con la ayuda de los valores obtenidos las Tabla 4 y Tabla 5.

$$F_{7\text{Oxígeno}} = 257,8 \frac{\text{mol}}{\text{año}} * 31,98 \frac{\text{ton}}{\text{mol}} = 8245,4 \frac{\text{ton}}{\text{año}}
 \tag{61}$$

Mediante un balance general del equipo podemos obtener el flujo faltante que corresponde a la masa de escoria que se genera en el EAF:

$$F_{10} = F_5 + F_{7_{Oxigeno}} + F_{7_{Carbón}} + F_{7_{Caliza}} - F_8 - F_9 = 65350 \frac{\text{ton}}{\text{año}} \quad (62)$$

4.1.4 Balance Condensador/separador - Caso 1

El balance del separador el cual podemos apreciar en la Figura 26 es relativamente sencillo ya que conocemos la cantidad de hidrógeno y vapor de agua presentes en el flujo que entra al separador, por lo que tenemos que:

$$F_6 = F_{6_{H_2}} + F_{6_{H_2O}} \quad (63)$$

Como supuesto tenemos pérdidas del 5% de gas por lo que:

$$F_{13} = 5\% * F_{6_{H_2}} = 485,2 \frac{\text{ton}}{\text{año}} \quad (64)$$

Luego el gas de hidrógeno que se recupera queda expresado como:

$$F_{12} = F_{6_{H_2}} - F_{13} = 9218,5 \frac{\text{ton}}{\text{año}} \quad (65)$$

Finalmente tenemos que la masa de agua que sale del condensador está dada por la Ecuación 66, ya que se asume un 100% de condensación en el proceso.

$$F_{11} = F_{6_{H_2O}} = 313753,7 \frac{\text{ton}}{\text{año}} \quad (66)$$

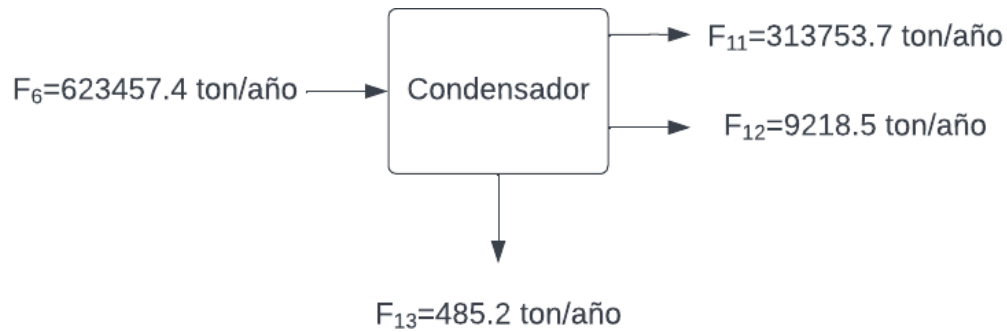


Figura 26: Diagrama de flujo Condensador caso 1.

4.1.5 Balance Electrolizador – Caso 1

Primero se calculó cuanto hidrógeno se necesita por parte del electrolizador:

$$F_{16} = F_4 - F_{12} = 42090.86 \frac{\text{ton}}{\text{año}} \quad (67)$$

Por lo tanto, ya sabemos cuánto hidrógeno tenemos que generar, luego sabiendo que la hidrólisis está dada por la ecuación (34) y considerando que solo reacciona el 90% del agua, se tiene que la masa de vapor de agua, hidrógeno y oxígeno están dadas en la Tabla 6.:

Tabla 6: Moles necesarios de agua y oxígeno para cumplir con la demanda de hidrógeno.

	2H ₂ O	↔	2H ₂	+	O ₂
Moles iniciales	23151,9		-		-
Moles reaccionan	20836,7		20836,7		10418,3
Moles finales	2315,2		20836,7		10418,3

Finalmente, si traspasamos estos moles a masa tenemos que se necesita un flujo extra de agua para cumplir con la demanda ya que según lo expuesto en la Tabla 6 se necesita 23151,9 moles de agua que en masa equivalen a:

$$\text{Agua total electrolizador} = 23151,9 \frac{\text{mol}}{\text{año}} * 18,015 \frac{\text{ton}}{\text{mol}} = 417080,8 \frac{\text{ton}}{\text{año}} \quad (68)$$

Luego también de la Tabla 6 se obtiene la cantidad de oxígeno gaseoso que se genera en electrolizador dado por la Ecuación (69).

$$F_{15O_2} = 10418,3 \frac{\text{mol}}{\text{año}} * 31,98 \frac{\text{ton}}{\text{mol}} = 333178,5 \frac{\text{ton}}{\text{año}} \quad (69)$$

Es necesario notar que debido a la eficiencia de un 90% del electrolizador queda un remanente de agua que está dado por la Ecuación (70).

$$F_{15H_2O} = 10\% * \text{Agua total electrolizador} = 41708 \frac{\text{ton}}{\text{año}} \quad (70)$$

Finalmente existe un déficit de agua que es el agua que se necesita del exterior.

$$F_{14} = \text{Agua total electrolizador} - F_{11} - F_{15H_2O} = 61619,1 \frac{\text{ton}}{\text{año}} \quad (71)$$

A modo de resumen se presenta la Figura 27 donde se pueden apreciar el resultado de los balances para esta etapa.

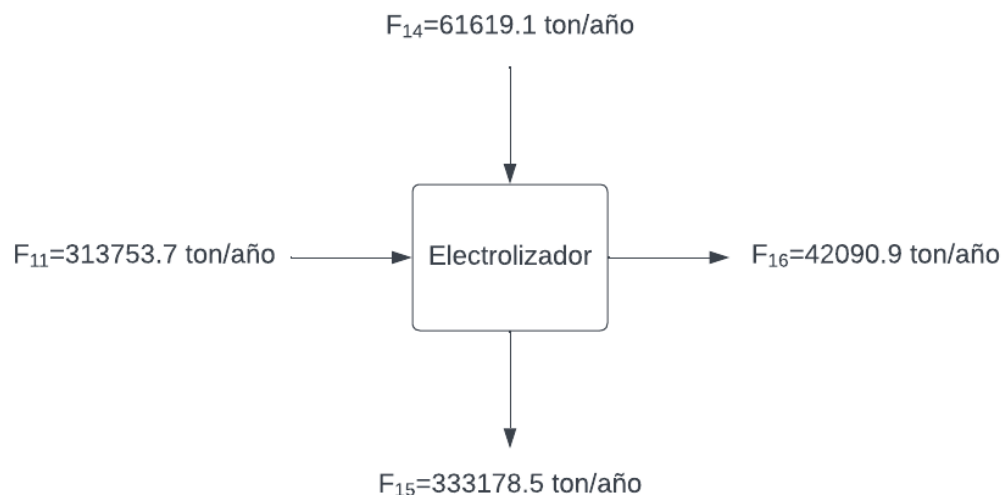


Figura 27: Diagrama de flujo Electrolizador caso 1.

4.1.6 Balance Calefactor Hidrógeno - Caso 1

El calefactor de hidrógeno básicamente lo que hace es calefaccionar el hidrógeno que entrara F_4 (ver Figura 28) por lo que:

$$F_4 = F_{12} + F_{16} = 51308,6 \frac{\text{ton}}{\text{año}} \quad (72)$$

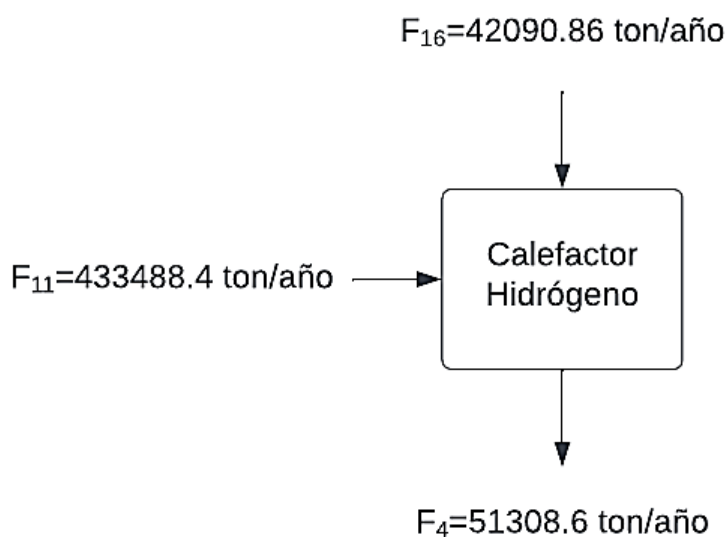


Figura 28: Diagrama de flujo Calefactor de hidrógeno caso 1

4.2 Resultados caso 2

Para realizar el balance de masa en el software METSIM se separó en dos secciones, la sección 1 (ver Figura 29) está compuesta por los flujos que contiene hierro y que son el centro de nuestro balance de masas (shaft y horno de arco eléctrico) y la sección 2 (ver Figura 30) que comprende al electrolizador, condensador y calefactor de hidrógeno.

La mineralogía de los pellets alimentados al calefactor y, posteriormente, al shaft se presenta en la Tabla 7.

Tabla 7: Balance de masa flujos 1 y 2

Flujo 1 y Flujo 2		
Especie	% masa	Flujo Másico ton/año
SiO ₂	1.03%	9.599,6
Fe ₂ O ₃	95.58%	890.805,6
Fe ₃ O ₄	1.61%	15.005,2
CaCO ₃	0.14%	1.304,8
CaO	0.57%	5.312,4
MnO	0.15%	1.398,0
Al ₂ O ₃	0.48%	4.473,6
MgO	0.28%	2.609,6
P ₂ O ₅	0.06%	559,2
TiO ₂	0.05%	466
VO ₂	0.05%	466
Total	100.00%	932,000

Dado que este equipo necesita energía eléctrica se le realiza un balance energético para saber cuánta energía consume. Para esto se realizó el balance según la siguiente ecuación

$$F_1 * H_1 + E_{Calefactor\ pellets} = F_2 * H_2 + \delta_{Perdida\ de\ calor} \quad (73)$$

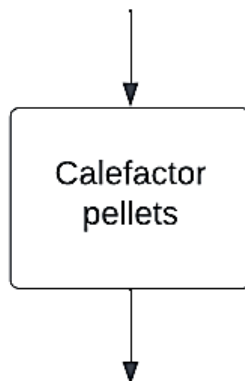
Donde F_1 y F_2 son los flujos másicos, mientras H_1 y H_2 son las entalpías específicas de las distintas especies que conforman los Flujos 1 (F_1) y 2 (F_2) respectivamente $E_{Calefactor\ pellets}$ representa la energía que se debe entregar al sistema para calentar los pellets desde 25 °C hasta 800 °C y, $\delta_{Perdida\ de\ calor}$ corresponde a las pérdidas de calor del equipo las cuales son un 15% respecto de la energía que se entrega al sistema (ver Tabla 8).

Tabla 8: Datos de entalpia especifica y masa molar para balance energético del calefactor de pellets

Calefactor pellets			
Especie	Masa molar g/mol	H 25°C kJ/mol	H 800°C kJ/mol
Fe ₂ O ₃	159,69	-823,00	-712,742
Fe ₃ O ₄	231,54	-1115,50	-951,822
CaCO ₃	100,09	-1206,60	-1120,236
CaO	56,08	-634,92	-596,529
MnO	70,94	-385,22	-345,837
SiO ₂	60,08	-910,86	-860,389
Al ₂ O ₃	101,96	-1675,69	-1588,461
MgO	40,30	-601,60	-564,942
P ₂ O ₅	141,94	-1505,05	-1356,391
TiO ₂	79,90	-944,75	-890,676
VO ₂	82,94	-713,58	-651,332

Realizando las operaciones correspondientes de cambio de unidades y despeje de la Ecuación 73 descrita anteriormente se obtiene que la energía por tonelada de acero líquido producido es de $E_{Calefactor\ pellets} = 334,4$ kWh/tls. Se asume que durante este calentamiento no se llevara a cabo ningún tipo de reacción.

$F_1=932000$ ton/año



$F_2=932000$ ton/año

Figura 31: Diagrama Flujo Calefactor Pellets caso 2.

4.2.2 Balance H-DRI Shaft – Caso 2

En este equipo los flujos involucrados son los que se detallan en Tabla 9, y un resumen de los flujos calculado se presenta la Figura 32. Es necesario señalar que el flujo 17 no es más que la combinación de los flujos 5 y 6 que luego son separados en un separador ya que se hacía imposible separarlo en el Shaft donde se llevaba a cabo el proceso ya que METSIM no lo permitía en sus opciones, esto no ocurre así en los otros equipos.

Tabla 9: Descripción de flujos H-DRI Shaft

Flujos H-DRI Shaft	
Flujo 2	Pellets de hierro
Flujo 4	Gas de Hidrógeno entrando al Shaft
Flujo 17	Salida de gas Flujos 5 y 6
Flujo 5	Esponja de hierro
Flujo 6	Remanente de H ₂ , CO ₂ y vapor de agua

El balance de masa se realiza en base a las reacciones de reducción de los minerales de hierro descrita en las Ecuaciones (37) a (42) y las eficiencias de reacción se estimaron a partir de lo expuesto en el apartado 2.3.3. Las Tablas 10, 11 y 12 corresponden al detalle de los flujos 4, 5 y 6 respectivamente.

Tabla 10: Balance masa Flujo 4.

Flujo 4		
Especie	% masa	Flujo Másico ton/año
H ₂	100%	49329
Total	100%	49329

Tabla 11: Balance masa Flujo 5.

Flujo 5		
Especie	% masa	Flujo Másico ton/año
SiO ₂	1.43%	9599.60
Fe	89.00%	596515.53
FeO	7.15%	47952.87
Fe ₃ O ₄	0.03%	175.21
CaO	0.90%	6043.47
MnO	0.21%	1398.00
Al ₂ O ₃	0.67%	4473.60
MgO	0.39%	2609.60
P ₂ O ₅	0.08%	559.20
TiO ₂	0.07%	466.00
VO ₂	0.07%	466.00
Total	100.00%	670259.08

Tabla 12: Balance masa Flujo 6

Flujo 6		
Especie	% masa	Flujo Másico ton/año
H ₂ O	99.64%	433488.40
CO ₂	0.13%	573.73
H ₂	0.19%	821.08
O ₂	0.04%	160.71
Total	100.00%	435043.92

Se iteró la cantidad de hidrógeno necesaria para que cumpliera con un $\lambda = 1.5$, resultando en que se deben agregar 78 kg de hidrógeno gaseoso por tonelada de acero. Consecuente con lo anterior podemos apreciar que existe un flujo de dióxido de carbono (flujo 6) esto es ocasionado por la reacción del carbonato de calcio presente en el mineral de entrada, dicha reacción se puede observar en detalle en la Tabla 13. A su vez se hace el supuesto que ningún otro elemento de los pellets de mineral de hierro se reducirá con el hidrógeno

Tabla 13: Reacciones H-DRI Shaft.

Reacción	Eficiencia	$\Delta H_{800^{\circ}C}$ kJ/año
$3Fe_2O_3 + H_2 \leftrightarrow 2Fe_3O_4 + H_2O_{(g)}$	100%	-2.11E+09
$Fe_3O_4 + H_2 \leftrightarrow 3FeO + H_2O_{(g)}$	98%	1.63E+11
$Fe_3O_4 + 4H_2 \leftrightarrow Fe_{(s)} + 4H_2O_{(g)}$	99%	3.60E+09
$FeO + H_2 \leftrightarrow Fe_{(s)} + H_2O_{(g)}$	94%	1.80E+11
$CaCO_3 \leftrightarrow CaO + CO_2$	100%	2.19E+09
$2H_2 + O_2 \leftrightarrow 2H_2O_{(g)}$	95%	-2.02E+12
	Total	-1.67E+12

Este equipo debido a su operación y a que el hidrógeno posee además de la función de reducir el mineral, a su vez es el encargado de mantener la temperatura dentro del reactor esto debido a que las reacciones de reducción descritas en la Tabla 13 son en su mayoría reacciones endotérmicas, entonces, se agregó una cantidad extra de hidrógeno que para este caso fue de un 50% más de lo que se necesitaría para reducir todo el mineral de hierro. Como se aprecia en la Tabla 13 existe una importante cantidad de energía que se genera extra, que podría ser aprovechada para calefaccionar otros flujos.

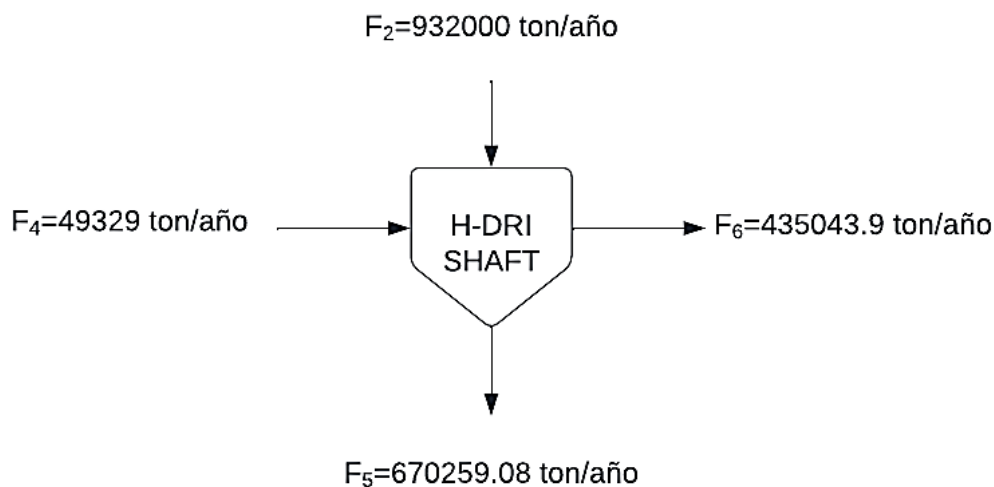


Figura 32: Diagrama de flujo H-DRI Shaft caso 2

4.2.3 Balance EAF – Caso 2

Los flujos involucrados son variados y se pueden apreciar en la Tabla 14. Se realizaron varios supuestos, uno de ellos se ocasiona debido a la falta de ferroaleaciones en la base de datos de METSIM, es por esto por lo que se tomó la decisión de agregar los elementos aleantes de forma directa, es decir, como si estuviese el elemento en su estado puro. Se consideró que los óxidos provenientes del flujo 5 no reaccionarán debido a sus altos puntos de fusión. A su vez se consideró que no existe arrastre de especie que deberían estar en la escoria en el metal líquido.

Tabla 14: Descripción de flujos EAF

Flujos EAF	
Flujo 5	Esponja de hierro
Flujo 7	Elementos aleantes y fundente
Flujo 8	Metal líquido
Flujo 9	Gases salida EAF
Flujo 10	Escoria

Para poder balancear correctamente el horno de acuerdo con el acero que se planea producir detallado en Tabla 6, se realizaron los siguientes cálculos buscando que se asemejen los más posible a la información obtenida de las ferroaleaciones, y teniendo en consideración que por limitaciones del programa se consideró que los elementos aleantes fueron añadidos en estado 100% puro, no obstante se consideró un porcentaje de pérdidas de esta similar a lo que ocurre en una planta real con las ferroaleaciones.

Para el carbono entrante, se asumió que es carbón coque el cual tiene un rendimiento del 49% y, se desea que el acero contenga 0.2%C.

$$\text{Masa Coque} = \frac{0.2 * 632.000}{49} = 2.579 \frac{\text{ton}}{\text{año}} \quad (74)$$

Homológamente realizamos el cálculo para el silicio, este tiene un rendimiento del 95%, y se espera que alcance un valor de 0.4% en la colada.

$$\text{Masa Silicio} = \frac{0.4 * 632.000}{95} = 2.661 \frac{\text{ton}}{\text{año}} \quad (75)$$

Siguiendo con el proceso ahora viene el Manganeseo el cual tiene una 90% de rendimiento y se espera que tenga un valor cercano a 0.8% en el metal líquido.

$$\text{Masa Manganeseo} = \frac{0.8 * 632.000}{90} = 5.617 \frac{\text{ton}}{\text{año}} \quad (76)$$

De igual manera continuamos con el Cromo el cual se espera alcance un 1% en colada y tiene un rendimiento del 90%.

$$\text{Masa Cromo} = \frac{1.0 * 632.000}{95} = 7.022 \frac{\text{ton}}{\text{año}} \quad (77)$$

Procederemos de manera similar con el Manganeseo el cual deberá alcanzar un valor cercano a 0.5% en la colada y tiene un rendimiento del 95%.

$$\text{Masa Molibdeno} = \frac{0.5 * 632.000}{95} = 3.326 \frac{\text{ton}}{\text{año}} \quad (78)$$

Finalmente hacemos el mismo cálculo ahora para el Níquel, el cual debe llegar 1.2% en el metal líquido y tiene un rendimiento del 100%.

$$\text{Masa Niquel} = \frac{1.2 * 632.000}{100} = 7.584 \frac{\text{ton}}{\text{año}} \quad (79)$$

Con esto finalmente podemos saber la cantidad de elementos aleantes que debemos añadir por año y que se ven resumido en el flujo 9 donde además de todo se agrega el fundente, el cual se calculó por iteración para obtener una composición

en la colada similar a la detallada por Singh et al. [25]. El resumen de lo descrito anteriormente se detalla en Tabla 15 y Tabla 16,

Tabla 15: Balance masa y energía Flujo 5.

Flujo 5				
Especie	% masa	Flujo Másico ton/año	masa molar g/mol	H 800°C kJ/mol
SiO ₂	1.43%	9599.60	60.08	-860.39
Fe	89.00%	596515.53	55.85	28.66
FeO	7.15%	47952.87	71.85	-224.15
Fe ₃ O ₄	0.03%	175.21	231.54	-951.82
CaO	0.90%	6043.47	56.08	-596.53
MnO	0.21%	1398.00	70.94	-345.84
Al ₂ O ₃	0.67%	4473.60	101.96	-1588.46
MgO	0.39%	2609.60	40.30	-564.94
P ₂ O ₅	0.08%	559.20	141.94	-1356.39
TiO ₂	0.07%	466.00	79.90	-890.68
VO ₂	0.07%	466.00	82.94	-651.33
Total	100.00%	670259.08		

Tabla 16: Balance masa y energía Flujo 7.

Flujo 7				
Especie	% masa	Flujo Másico ton/año	Masa molar g/mol	H 25°C kJ/mol
CaCO ₃	58%	40000	100.09	-1206.60
Cr	10%	7022	52.00	0.00
C	4%	2579	12.01	0.00
Si	4%	2661	28.09	0.00
Mn	8%	5617	54.94	0.00
Mo	5%	3326	95.94	0.00
Ni	11%	7584	58.70	0.00
Total	100%	68789		

Las reacciones que ocurren dentro del horno de arco eléctrico conocido por sus siglas en inglés como EAF se detallan en la Tabla 17 y obedecen en parte a los calculo en las Ecuaciones 74 a 79

Tabla 17: Reacciones EAF.

Reacción	Eficiencia
$Fe(s) \leftrightarrow Fe(l)$	100%
$C(s) \leftrightarrow C(l)$	49%
$CaCO_3 \leftrightarrow CaO + CO_2$	100%
$3C(s) + CaO \leftrightarrow CaC_2 + CO$	95%
$2C(s) + O_2 \leftrightarrow 2CO$	100%
$2CO + O_2 \leftrightarrow 2CO_2$	100%
$5FeO + CaC_2 \leftrightarrow 5Fe + CaO + 2CO_2$	100%
$Si(s) \leftrightarrow Si(l)$	90%
$Mn(s) \leftrightarrow Mn(l)$	90%
$Cr(s) \leftrightarrow Cr(l)$	90%
$Mo(s) \leftrightarrow Mo(l)$	95%
$Ni(s) \leftrightarrow Ni(l)$	100%

Como podemos apreciar se considera que todo el carbono formara dióxido de carbono y no formara parte de la escoria. Una vez aplicadas estas reacciones se obtienen los flujos de salida del EAF.

Tabla 18: Balance masa y energía flujo 8

Flujo 8				
Especie	% masa	Flujo Másico ton/año	Masa molar g/mol	H 1650°C kJ/mol
Fe	95.90%	606198.51	55.847	77.667
C	0.20%	1263.71	12.011	33.601
Si	0.40%	2527.95	28.086	92.666
Mn	0.80%	5055.30	54.938	81.525
Cr	1.00%	6319.80	51.996	57.034
Ni	1.20%	7584.00	58.700	73.532
Mo	0.50%	3159.70	95.940	47.701
Total	100%	632108.97		

Como se observa en la Tabla 18 las cantidades calculadas para ingresar en el flujo 7 satisfacen el requerimiento de producción de acero y que corresponde a 632.000 ton/año de acero Hardox 600 detallado en Tabla 6. Otro supuesto importante es que la cantidad de oxígeno que se inyecta en el horno está en exceso y que es suficiente para oxidar todo el carbono y formar dióxido de carbono por lo que no se calcula.

Tabla 19: Balance masa y energía flujo 9

Flujo 9				
Especie	% masa	Flujo Másico ton/año	Masa molar g/mol	H 1650°C kJ/mol
CO ₂	100%	22407.61	44.01	-306.68
Total	100%	22407.61		

Se puede observar la baja cantidad de dióxido de carbono esto debido a que no se utiliza carbón para formar los agentes reductores del metal como en los procesos tradicionales detallados en 0 y 0. Finalmente se detalla en la Tabla 20 el flujo de la escoria que se balanceo tratando de obtener una escoria estándar para el proceso según lo señalado por Singh et al. [25].

Tabla 20: Balance masa flujo 10

Flujo 9				
Especie	% masa	Flujo Másico ton/año	Masa molar g/mol	H 1650°C kJ/mol
SiO ₂	11.52%	9599.60	60.08	-796.60
FeO	42.60%	35495.85	71.85	-145.50
Fe ₃ O ₄	0.21%	175.21	231.54	-643.68
CaO	31.82%	26510.55	56.08	-551.41
Cr	0.84%	702.20	52.00	57.03
Si	0.16%	133.05	28.09	92.67
Mn	0.67%	561.70	54.94	81.53
MnO	1.67%	1395.00	70.94	-296.77
Mo	0.20%	166.30	95.94	73.53
Al ₂ O ₃	5.37%	4473.60	101.96	-1476.39
MgO	3.13%	2609.60	40.30	-519.59

P ₂ O ₅	0.67%	559.20	141.94	-1199.14
TiO ₂	0.56%	466.00	79.90	-824.99
VO ₂	0.56%	466.00	82.94	-520.69
Total	100.00%	83313.86		

Por otra parte, el horno de arco eléctrico requiere de una cantidad de energía no menor, ya que recibe material la esponja de hierro a una temperatura de 800 °C y los elementos aleantes a temperatura ambiente. Por lo tanto, para alcanzar la temperatura de trabajo de 1650 °C es necesario suministrar energía. Para obtener este requerimiento energético, se consideró cada flujo y especie involucrada, y se obtuvieron las entalpías específicas de todas las especies a las temperaturas correspondientes detalladas en las Tablas 15, 16, 18 y 19. La energía requerida está dada por el balance general de energía que se presenta en la Ecuación 80.

$$F_5 * H_5 + F_7 * H_7 + \beta_{el} * E_{EAF} = F_8 * H_8 + F_9 * H_9 + F_{10} * H_{10} + \delta_{perdidas\ de\ calor} \quad (80)$$

Donde β_{el} es la eficiencia del EAF en transformar la energía en calor, lo cual se considera un 60% y las pérdidas de calor se consideran un 20%, finalmente despejando y reemplazando se obtiene que

$$E_{EAF} = 708.54 \text{ kWh/tls} \quad (81)$$

$$F_5 = 670259 \text{ ton/año}$$

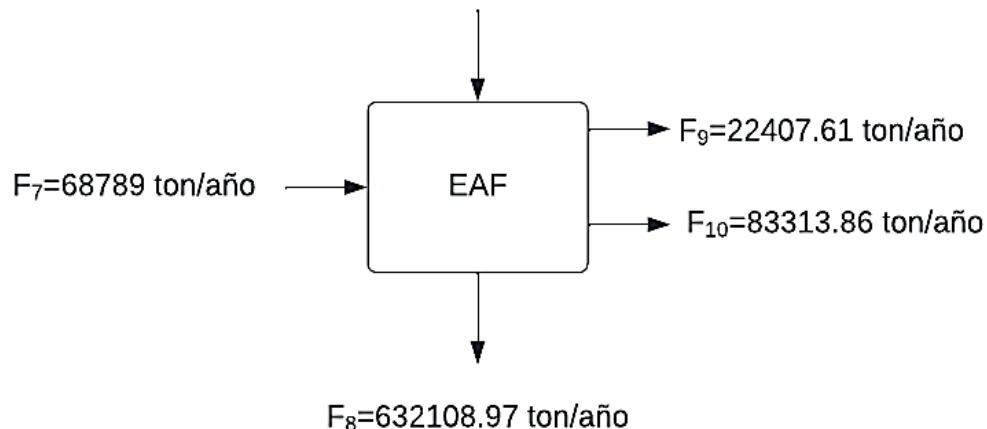


Figura 33: Diagrama de flujo EAF caso 2.

4.2.4 Balance Condensador/separador – Caso 2

En el Condensador lo que se busca es separar los gases del vapor de agua a través de la condensación de este último. Los flujos involucrados se detallan en la Tabla 21 y un resumen de los valores de cada flujo se encuentra en la Figura 34.

Tabla 21: Descripción de flujos condensador/separador

Flujos Condensador/separador	
Flujo 6	Remanente de H ₂ , CO ₂ y vapor de agua
Flujo 11	Agua condensada
Flujo 12	Hidrógeno recuperado
Flujo 13	Pérdidas de hidrógeno y purgas de CO ₂

En cuanto a reacciones se refiere solo, en este equipo solo se consideró la condensación del vapor de agua y a su vez se consideró que se condensaba el 100% de está recuperando la totalidad del agua, dicha reacción se detalla en la Tabla 22

Tabla 22: Reacciones Condensador/separador

Reacción	Eficiencia
$H_2O (g) \leftrightarrow H_2O (l)$	100%

Por otra parte, se consideró, que salía el 100% del dióxido de carbono proveniente desde el flujo 6, esto mediante purgas en el sistema y homológamente se estimó un 5% de pérdidas en la recuperación del hidrógeno gaseoso por el flujo 13 (ver Tabla 25). El flujo 6 ya fue detallado en la Tabla 12.

Tabla 23: Balance masa flujo 11

Flujo 11		
Especie	% masa	Flujo Másico ton/año
H ₂ O	100%	433488.40
Total	100%	433488.40

Tabla 24: Balance masa flujo 12

Flujo 12		
Especie	% masa	Flujo Másico ton/año
H ₂	100%	780.03
Total	100%	780.03

Tabla 25: Balance masa flujo 13

Flujo 13		
Especie	% masa	Flujo Másico ton/año
H ₂	7%	41.05
CO ₂	93%	573.73
Total	100%	614.78

Se estima que los gases de salida del condensador son extraídos a una temperatura de 250 °C, esto resulta importante para el balance energético del calefactor de hidrógeno.

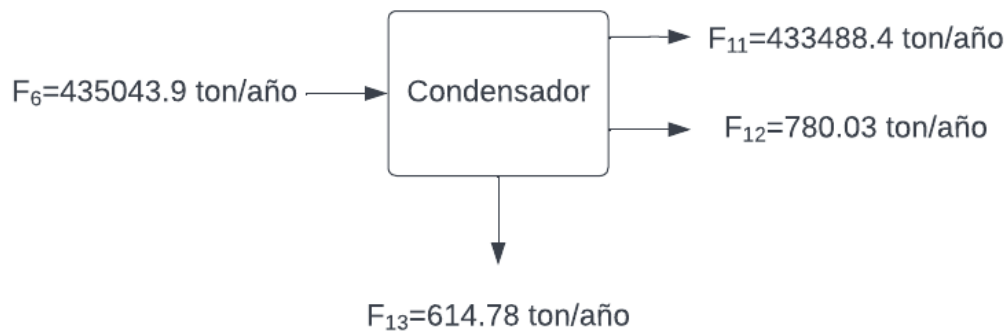


Figura 34: Diagrama de flujo Condensador caso 2

4.2.5 Balance Electrolizador – Caso 2

Para el balance del electrolizador se debe tener en cuenta que existe un flujo agua que se debe agregar para poder cumplir con la demanda de hidrógeno, los flujos involucrados se detallan en la Tabla 26 y un resumen con los valores para dichos flujos se puede apreciar en la Figura 35.

Tabla 26: Descripción flujo en Electrolizador

Flujos Condensador/separador	
Flujo 11	Agua condensada
Flujo 14	Agua extra para cumplir con requerimiento H ₂
Flujo 15	Agua sin reaccionar y O ₂ producido
Flujo 16	Hidrógeno generado en electrolizador

Si tenemos en cuenta que en el electrolizador solo ocurrirá la reacción de descomposición del agua obtenemos un flujo de hidrógeno de 44438 ton/año de hidrógeno por lo que existe un déficit de hidrógeno de 4891 ton/año dicho déficit se debe suplir con un flujo de agua extra (flujo 14), por tanto, resulta necesario calcular la cantidad de agua extra que debe ingresar al electrolizador esto se puede apreciar en la Tabla 27

Tabla 27: Balance en moles del electrolizador

	2H ₂ O	↔	2H ₂	+	O ₂
Moles iniciales	x=2690.7		-		-
Moles reaccionan	0.9x		0.9x		-
Moles finales	x-0.9x		2421.7		-

Por lo que la masa de agua que se debe agregar está dada por la Ecuación 82.

$$F_{14} = 2690.7 \frac{\text{mol}}{\text{año}} * 18 \frac{\text{ton}}{\text{mol}} = 48.434 \frac{\text{ton}}{\text{año}} \quad (82)$$

Detallado esto, METSIM calcula los flujos 15 y 16 que se detallan en la Tabla 29 y la Tabla 29. Es importante notar que se genera una importante masa de oxígeno que se puede almacenar o simplemente botar a la atmosfera, y que de la misma manera el agua sobrante de la reacción que sale se puede considerar que es recirculada para abastecer este flujo de agua extra debido a que son flujos prácticamente iguales.

Tabla 28: Balance masa flujo 14

Flujo 14		
Especie	% masa	Flujo Másico ton/año
H ₂ O	100%	241.76
Total	100%	241.76

Tabla 29: Balance masa flujo 15

Flujo 15		
Especie	% masa	Flujo Másico ton/año
O ₂	89%	385195.19
Total	100%	385195.19

Tabla 30: Balance masa flujo 16

Flujo 16		
Especie	% masa	Flujo Másico ton/año
H ₂	100%	48564.97
Total	100%	48564.97

Para calcular la cantidad de energía que requiere el electrolizador se necesita el consumo de energía del electrolizador el cual según Mamlouk et al. [26] varía entre 45-65 kWh/kgH₂, para este caso particular consideraremos un valor de 45 kWh/kgH₂.

$$E_{\text{electrolizador}} = (F_{16}) * E_{\text{especifica-electrolizador}} = 3455.81 \frac{\text{ton}}{\text{t/s}} \quad (83)$$

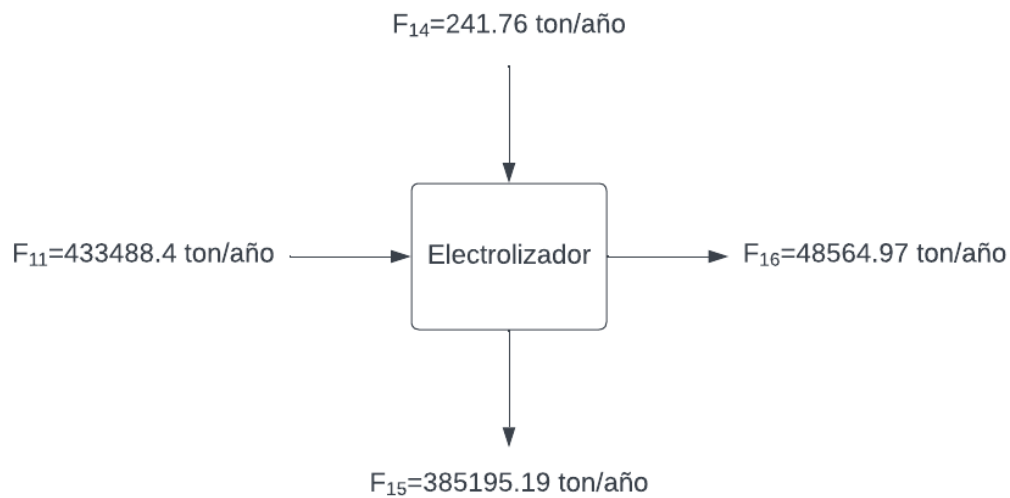


Figura 35: Diagrama de flujo Electrolizador caso 2.

4.2.6 Balance Calefactor de Hidrógeno – Caso 2

El balance de masa del calefactor de hidrógeno resulta un tanto redundante ya que conocemos perfectamente los flujos que lo componen, no así el balance de energía de este equipo que está dado por la Ecuación (84).

Tabla 31: Descripción Flujos calefactor de hidrógeno.

Flujos Calefactor hidrógeno	
Flujo 12	Hidrógeno recuperado
Flujo 16	Hidrógeno generado en electrolizador
Flujo 4	Gas de Hidrógeno entrando al Shaft

Es importante notar que el hidrógeno recuperado viene a una temperatura de 250 °C y el flujo proveniente desde electrolizador tiene una temperatura de 90 °C, el objetivo es calentar ambos flujos hasta una temperatura de 500 °C.

$$M_{12} * H_{12} + F_{16} * H_{16} + E_{calefacción H_2} = F_4 * H_4 + \delta_{perdidas de calor} \quad (84)$$

Tabla 32: Balance masa y energía flujo 4

Flujo 4				
Especie	% masa	Flujo Másico ton/año	masa molar g/mol	H 500°C kJ/mol
H ₂	100%	49329	2.02	13.78
Total	100%	49329		

Tabla 33: Balance masa y energía flujo 12

Flujo 12				
Especie	% masa	Flujo Másico ton/año	masa molar g/mol	H 250°C kJ/mol
H ₂	100%	780.03	2.02	6.47
Total	100%	780.03		

Tabla 34: Balance masa y energía flujo 4

Flujo 16				
Especie	% masa	Flujo Másico ton/año	masa molar g/mol	H 90°C kJ/mol
H ₂	100%	48564.97	2.02	1.87
Total	100%	48564.97		

Finalmente despejando y reemplazando los datos en la ecuación 84 obtenemos que se necesitan 141,14 kWh/ton de acero líquido para calentar los flujos 12 y 16 a 500 °C.

$$EL_{\text{calefacción } H_2} = 141,14 \text{ kWh/tls} \quad (85)$$

En la Figura 36 se puede observar un resumen de los flujos obtenidos para este equipo.

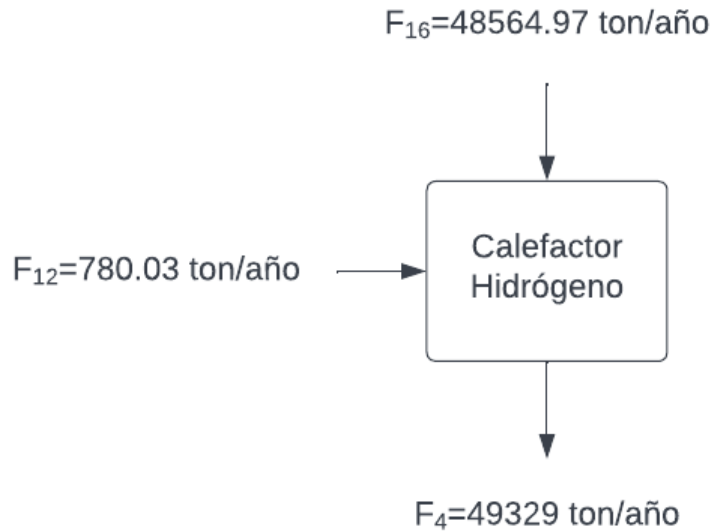


Figura 36: Diagrama de flujo Calefacto de hidrógeno caso 2

4.3 Discusión

4.3.1 Emisiones directas de CO₂

Las emisiones de dióxido de carbono en ambos casos para el caso 1 fueron detalladas en la Ecuación 60 teniendo un resultado de 28.402 ton/año. Mientras que para el caso 2 se presentan a continuación agregando la tasa de desgaste de los electrodos de grafitos de 5kg/tls [23] (tls significa “tons of liquid steel”, en español toneladas de acero líquido), los flujos que emiten dióxido de carbono son los flujos 9 y 13 según lo detallado en las secciones 4.2.3.

$$CO_2 \text{ caso 2} = (22407.61 + 573.73) \frac{\text{ton}}{\text{año}} + \frac{5 \frac{\text{kg}}{\text{ton}} * 632000 \frac{\text{ton}}{\text{año}}}{\frac{1000 \text{kg}}{\text{ton}}} = 26.141,34 \frac{\text{ton}}{\text{año}} \quad (86)$$

Ahora bien, con ambos casos se llegaron a emisiones bastante similares, y que implican una importante disminución de emisiones de CO₂ respecto a los procesos

tradicionales, para poder comparar estos valores es necesario llevar las emisiones de CO₂ a una forma de emisiones de CO₂ por tonelada de acero líquido para eso se dividen ambos valores la base de cálculo de ambos casos que es 632.000 ton/año. De esta manera se obtiene que para el caso 1 un valor de 0,0449 ton CO₂/ton acero, y para el caso 1 un valor de 0,0413 ton CO₂/ton acero.

Si se comparan los valores obtenidos en ambos casos con las emisiones directas de dióxido de carbono de los procesos tradicionales que para el caso de la ruta alto horno – convertidor de oxígeno alcanza un valor 1.8 ton CO₂/ton acero, mientras que DRI-EAF presenta un valor medio de 1.1 ton CO₂/ton acero, el proceso HYBRIT reduce las emisiones de CO₂ de más de un 97% en ambos casos.

4.3.2 Consumo de energía y emisiones

En este punto es necesario recalcar que para la producción de acero verde como en esta memoria se plantea es necesario recurrir a energías renovables es decir que no involucren la generación de gases de efecto invernadero. Por lo tanto, la futura planta debería ser subministrada por una fuente de energía que cumpla con estas características.

El consumo de energía es importante ya que dependiendo de la fuente de energía si es o no renovable puede haber emisiones de CO₂ asociado a la energía que alimenta la planta, este apartado busca esclarecer que pasaría con las emisiones indirectas de dióxido de carbono si se tomase como fuente de energía principal la matriz de energía de algunos y no fuentes de energías convencionales, para esto existen un factor de emisiones de CO₂ que es dependiente del país correspondiente, y depende estrechamente desde donde proviene su fuente de electricidad. Por ejemplo, por un lado, existe quema de combustibles fósiles como es el caso de Polonia que tiene uno de los factores más altos de la unión europea con un factor de 710 gCO₂/kWh ya que aproximadamente un 10% provienen desde energías renovables [27], pero por otro lado, existe el caso de Suecia que es uno de los

países que conforma la unión europea con mayor fuente de energías renovables (68% de su energía proviene desde fuentes renovables [27]) y su factor de emisiones de dióxido de carbono asociado a la energía eléctrica es 8 gCO₂/kWh. Es por esto por lo que resulta interesante analizar a cuanto se elevarían las emisiones de CO₂ del proceso, para esto que se analizaron 4 casos Polonia, Suecia, el promedio de la Unión Europea (265 gCO₂/kWh) [28]. y Chile (405.6 gCO₂/kWh) [29]

Tabla 35: Consumos de energía por equipos

Consumo de energía		
Calefactor pellets (kWh)	334,40	7%
Calefactor H (kWh)	141.14	3%
EAF (kWh)	788.54	17%
Electrolizador (kWh)	3455.81	73%
Total	4719.90	100%

La mayor parte del consumo de energía se lo lleva el electrolizador con el 73% del consumo total de la planta, considerando un consumo de 50 kWh/kgH₂, por lo tanto, mientras más se avance en el desarrollo de estos equipos considerando que su eficiencia aumente, se tendrá un menor consumo de energía.

Se puede apreciar en la Figura 37 que existe un punto donde este factor de emisiones hace inviable el proceso y que en cierto punto se hace relevante el consumo de energía por parte de los equipos por sobre las emisiones directas consumidas. Lo anterior es cierto cuando se sobrepasan las emisiones del proceso de alto horno, es decir en países donde el factor sea mayor a 381,3 gCO₂/kWh. En ese punto, no es beneficioso ambientalmente basar la producción de acero por esta vía. Homólogamente el punto límite para el caso de que se cuenta con una planta de DRI-EAF tradicional, este punto crítico corresponde a 233.0 gCO₂/kWh. Para cumplir con el objetivo de una reducción del 90% de emisiones el valor máximo de emisiones por energía debería ser de 38.16 gCO₂/kWh

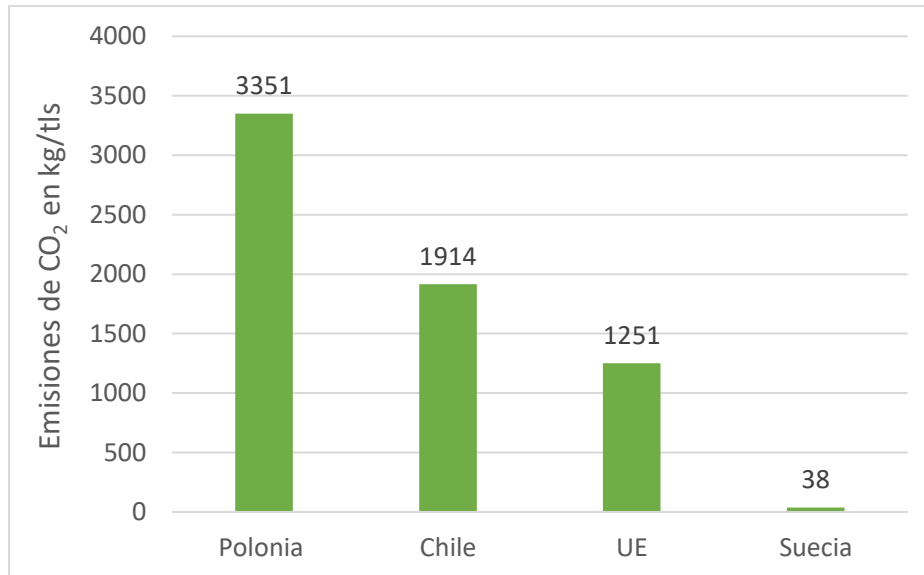


Figura 37: Emisiones de dióxido de carbono por país asociada a la energía necesaria en el proceso.

4.3.3 Costos asociados a impuestos

Debido a la existencia de impuestos a las emisiones de gases de efecto invernadero fuertemente aplicado en Europa resulta interesante evaluar cuánto dinero se está ahorrando en este ítem respecto a otros procesos.

Para ejemplificarlo, tomaremos los dos casos extremos, en cuanto a impuestos por gases de efecto invernadero. Nuevamente Polonia aparece en la lista como el país de Europa con los impuestos más bajos por este concepto con un valor de 0,08 US\$/tonCO₂. En contraste esta la situación de Suecia que es el país de Europa con mayores impuestos con un valor de 129,89 US\$/tonCO₂. El promedio de la Unión Europea alcanza los 47,31 US\$/tonCO₂ y para el caso de Chile es de 5 US\$/tonCO₂. Como se puede apreciar en la Figura 38, nuevamente para forzar la transición se hace evidente la influencia de medidas gubernamentales para acelerar los procesos hacia una producción más sustentable. Y que a medida que los costos por emisiones aumenten será cada vez más rentable cambiarse desde la producción tradicional a este nuevo proceso.

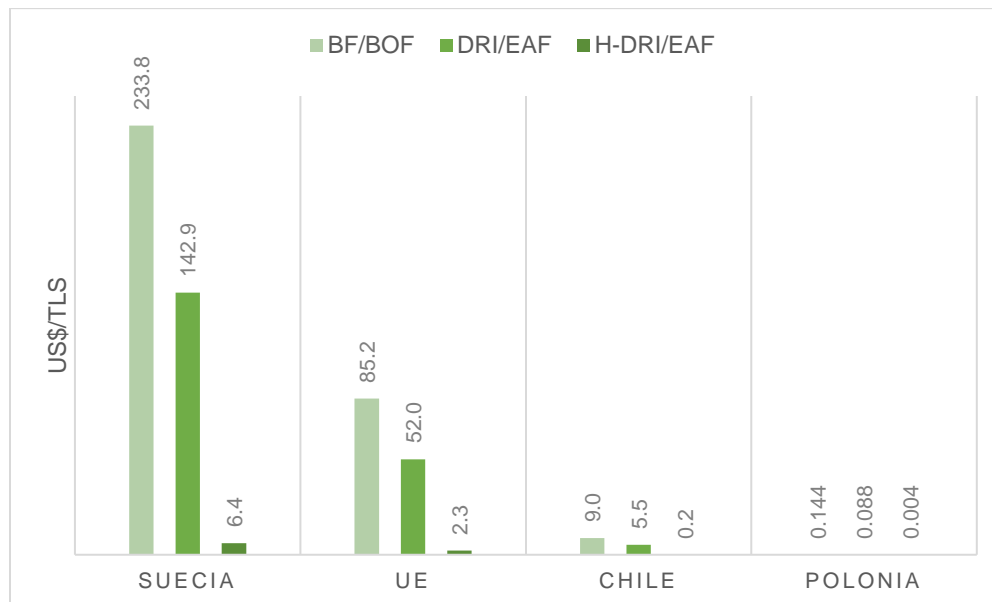


Figura 38: Costos de emisión de dióxido de carbono por tonelada de acero líquido

Para casos como Suecia donde podría existir un ahorro de 227,4 dólares por tonelada de acero, esta diferencia podría marcar la rentabilidad de cambiar las operaciones a H-DRI desde operaciones que involucren al alto horno. Para ponerlo en perspectiva si se produjesen 632000 toneladas de acero por la vía del alto horno y horno reductor de oxígeno se producirían 1.137.600 ton de CO₂ que se traducirían en Suecia en un impuesto a pagar de 147,78 Millones de dólares.

4.3.4 Costos asociados a energía

Es importante analizar cómo responde el proceso H-DRI frente al precio de la electricidad, para esto nuevamente tomaremos los mismos ejemplos anteriores para que así puedan ser comparables.

Tabla 36: Precio electricidad por país [30]

Precio electricidad por país	
País	US\$/kWh
Suecia	0.11
UE	0.18
Polonia	0.16
Chile	0.105

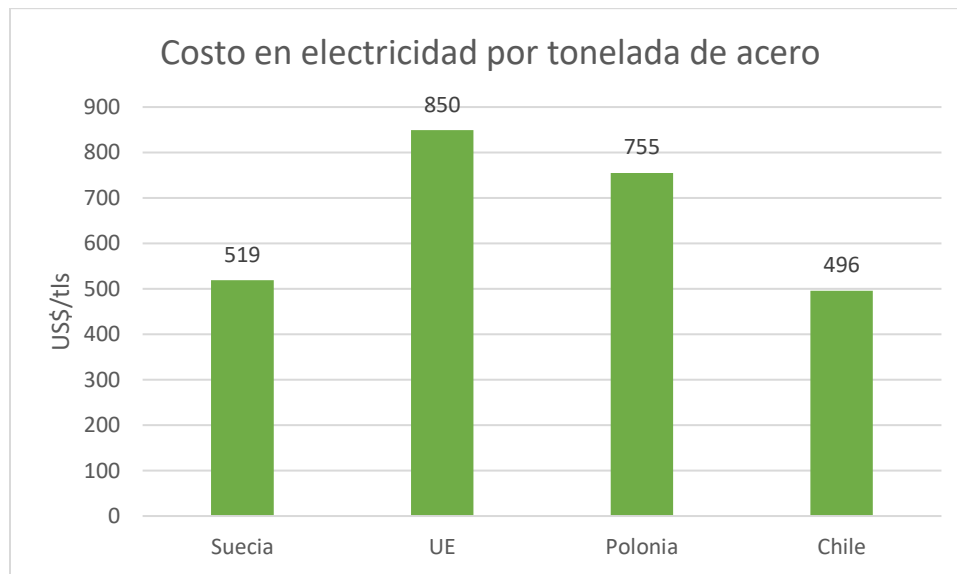


Figura 39: Costos de electricidad por tonelada de acero

Resulta necesario considerar que estos costos de energías eléctricas son los costos de energía para industrias, por lo que la disminución del costo de la energía para industrias en comparación al costo de esta para hogares tiene más que ver con políticas de cada que país que otra cosa, ahora bien, si tenemos en cuenta que el valor de la tonelada de acero varía dependiendo del tipo de acero, no obstante la bobina de acero laminado en caliente ronda entre los 900 y 1200 USD la tonelada por lo que los altos consumos de energía eléctrica del proceso por lo que los llamados impuestos verdes o impuesto al carbón [31], ya que las fuentes de energías de ambos procesos son tan diferentes que no son comparables los procesos tradicionales basan el costo de su producción en el precio del carbón y gas metano, que son sus fuentes de energías principales, por otro lado, este proceso basa su energía en la energía eléctrica.

Si ahora tenemos en cuenta la implementación de una planta de energías renovables que alimente a nuestra planta podemos apreciar que los costos asociados a la energía eléctrica se verán significativamente disminuidos en comparación a acoplarse a la matriz energética de un país llegando a ser hasta un 50% más barato dependiendo del tipo de energía y país, no obstante el los costos de instalar una planta de energías renovables que alimente una planta son altos y no son viables para todas las empresas, por lo que conectarse a una matriz energética sigue siendo una realidad.

Tabla 37. Precios energía para distintas fuentes renovables [32]

Precio electricidad por tipo de energía renovable	
Tipo de energía	US\$/kWh
Bioenergía	0.067
Geotérmica	0.068
Hidroeléctrica	0.048
Solar FV	0.048
Eólica Terrestre	0.033
Eólica Marina	0.075

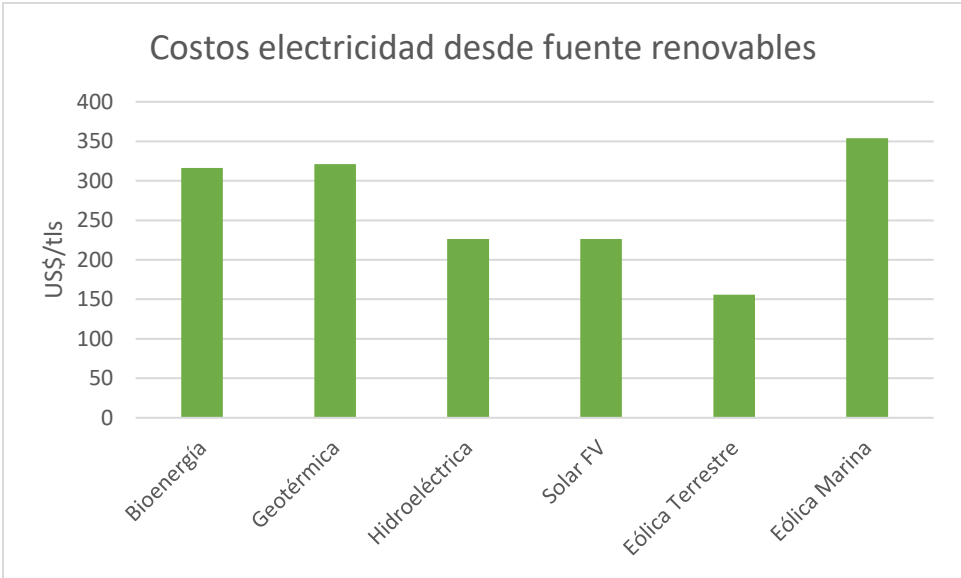


Figura 40. Costos eléctricos desde fuentes renovables por tonelada de acero líquido producido

Las estimaciones indican que el proceso H-DRI será entre un 20 a un 30% que los procesos tradicionales, esto sin considerar el efecto que pueden tener los llamados impuestos verdes, por lo que nuevamente estos son necesarios para aumentar la competitividad del proceso. Ahora bien, si se estima que el costo de producción de acero por vía tradicional es alrededor de 550 USD/ton [33] se estimaría que el costo del mismo acero por vía H-DRI sería de 715 USD/ton por lo que si a su vez consideramos los altos costos de los impuestos verdes en países como Suecia el valor de la producción por vía tradicional podría elevarse a 780 USD/ton por lo que la competitividad de precios se verá dada principalmente por los impuestos. Teniendo en consideración que los valores de las materias primas como de mano de obra tenderían a ser similares en ambos procesos se tiene que cuestan entre 250 USD/ton y 50 USD/ton por lo que el máximo costo de energía eléctrica para el proceso son aproximadamente 0.101 USD/kWh considerando el valor de los impuestos verdes de Suecia.

4.3.5 Costo electrolizador

Si se parte desde la base que contamos con una planta de acero de DRI Tradicional, resulta un tanto lógico pensar que equipos como el Electric Arc Furnace, intercambiadores de calor, Shaft y calefactores, ya se encuentran en la planta por la operación misma de esta. Sin embargo, la conversión al proceso de H-DRI requiere la implementación de un equipo electrolizador. Por lo tanto, se analizó el costo de un electrolizador que sea capaz de alimentar 48.564,97 toneladas de hidrógeno por año que se requieren.

Se estimó el costo de la planta de electrolisis mediante un método de estimación basado en la capacidad de producción de la planta, obtenido desde Garret [34]. Garret presento en la Figura 41 la relación entre el costo de una planta de hidrógeno y la capacidad de esta de toneladas por día de material producido. Cabe destacar que es necesario considerar que este texto es del año 1989, por lo tanto,

resulta necesario actualizar el valor de dichos equipos a la actualidad. Para realizar esto, se utilizó el Chemical Engineering Plant Cost Index [35] (Índice de costos de planta de ingeniería química) el cual abreviaremos por sus siglas en inglés como CEPCI, este es utilizado para realizar ajustes en plantas de ingeniería química entre un año y otro y es actualizado periódicamente por la revista Chemical Engineering.

Por lo que según el balance obtenido se necesitan 133.054 kg/día de hidrógeno por lo que llevándolo al grafico se obtiene un valor de 28 MUSD. Actualizando el valor según la ecuación 87, utilizando el valor del promedio anual para el año 2021 se tiene que la planta de hidrógeno tendrá un valor de 55.436.241,6 USD.

$$\begin{aligned} \text{Costo actual} &= C_{1991} * \left(\frac{CEPCI_{2021}}{CEPCI_{1991}} \right) = 28000000 * \left(\frac{708}{357.6} \right) \\ &= 55436241,6 \text{ USD\$} \end{aligned} \quad (87)$$

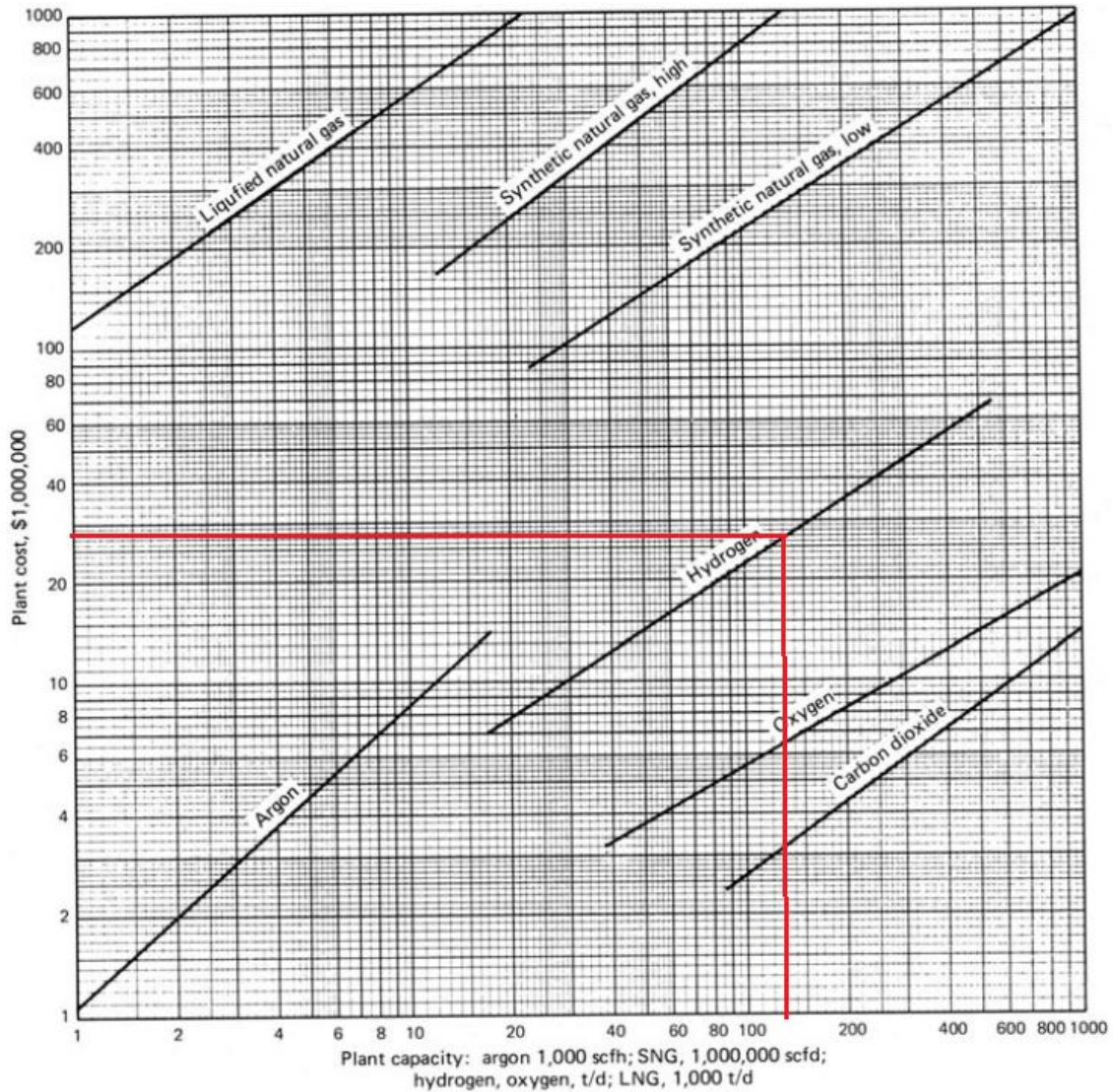


Figura 41: Determinación costo Planta de hidrógeno de acuerdo a su capacidad [35].

4.3.6 Comparación con otros estudios de literatura.

Existen otros estudios que han evaluado métodos de reducción directa con hidrógeno y con resultados variados, pero siempre positivos, en su mayoría estos estudios han utilizado el mismo proceso que el aquí empleado a excepción de Otto [19] quien utilizó un lecho fluidizado en vez de un Shaft.

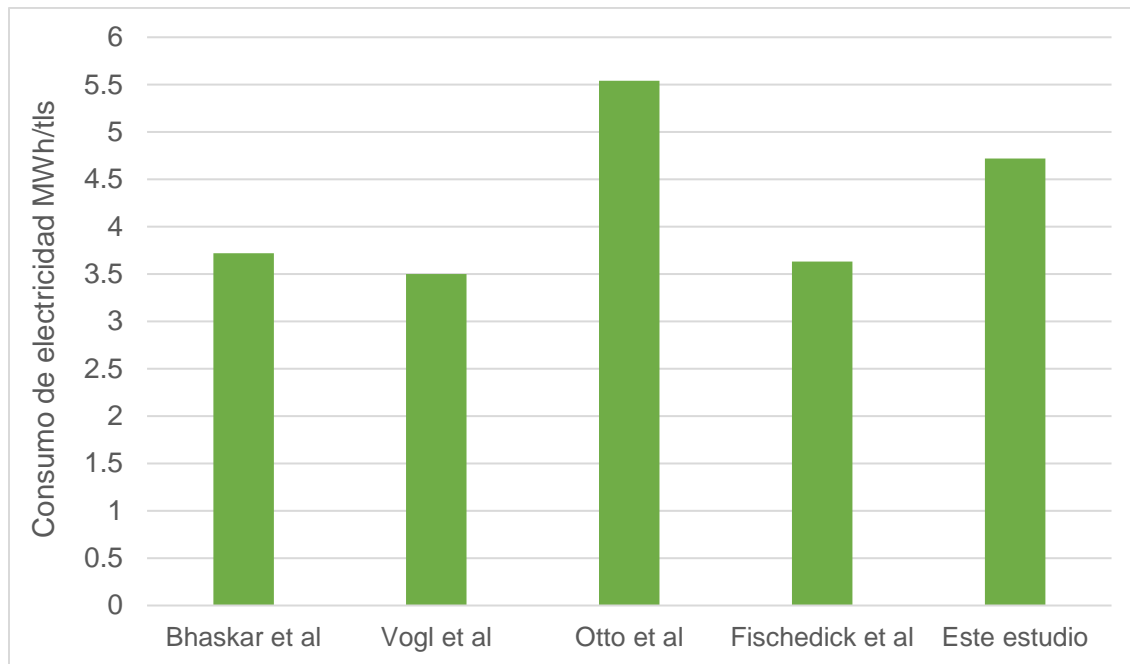


Figura 42: Consumo de electricidad reportador por distintos estudios.

Los distintos consumo que se aprecian se pueden deber a varios factores entre ellos las distintas suposiciones y modelos que se tengan en cuenta, para ejemplificar tanto Otto et al. [19] como Fishedick [18] en sus estudios no especificaron el λ utilizado, mientras que Vogl [2], Bhaskar [17] y este estudio utilizaron un λ de 1.5. Se espera que la diferencia de consumo eléctrico se genere en el electrolizador ya que es el equipo que más energía consume, con relación a esto el aumento la diferencia de este estudio que puede explicar ese mayor consumo es que utilizo un consumo de energía de por parte del electrolizador de 50 kWh/kgH₂, mientras que Bhaskar [17] utilizo un valor de 45 kWh/kgH₂, lo que provoca que aumente significativamente el consumo de energía pero que a su vez el electrolizador se más eficiente.

En cuanto a emisiones indirecta de dióxido de carbono, el consumo eléctrico vuelve a tomar una arista importante en el caso de no realizarse el proyecto con energías renovables se puede apreciar que utilizando el valor promedio (265 gCO₂/kWh) de emisiones de dióxido de carbono de la Unión Europea.

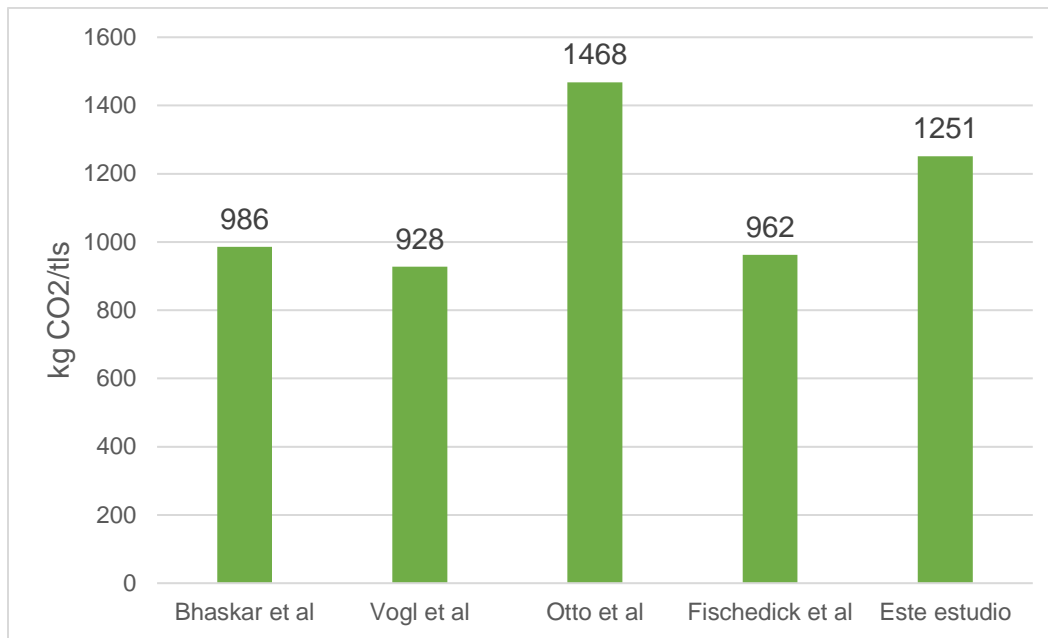


Figura 43: Emisiones reportadas por distintos estudios.

Nuevamente podemos apreciar el impacto directo y la importancia que tiene llevar a cabo el proceso con energías renovables, ya que las emisiones indirectas de carbono producto del consumo de energía eléctrica se disparan, emitiendo prácticamente de CO₂ a la atmosfera de manera indirecta, lo que no representa verdaderamente una mejora en cuanto a emisiones se trata respecto a los procesos tradicionales.

En cuanto a emisiones directas se refiere tanto Bhaskar et al. [17] y Fishedick et al. [18] no se refieren a ellas debido a que asocian las emisiones con el consumo energético de la planta. En tanto Otto et al. [19] reporta emisiones de 94 kgCO₂/tls no obstante utiliza metano como fuente de calor. En cambio, Vogl et al. [2] indica que se generan 53 kgCO₂/tls lo que representa un 2,8% de las emisiones del proceso BF/BOF.

CAPÍTULO V: CONCLUSIONES

1. A partir de los balances de masa realizados se determinó que las emisiones directas de dióxido de carbono para el proceso H-DRI propuesto no superan los 45 kg por tonelada de acero producido. Lo que representa una reducción de alrededor de 97% con respecto al proceso DRI Tradicional.
2. Los impuestos verdes son una buena forma de equiparar la viabilidad y los precios de esta nueva vía, ya que se estima que este nuevo proceso será entre un 20 a 30% más costoso que la vía DRI tradicional, no obstante impuestos altos como el aplicado en Suecia hacen que el proceso H-DRI se vuelva competitivo frente a las vías tradicionales de la producción de acero ya que en el caso de ejemplo de la sección 4.3.4, se reportó que después de impuesto los valores de la ruta tradicional podían alcanzar los 780 USD/ton, mientras que la producción por la nueva ruta H-DRI un valor de 715 USD/ton.
3. La implementación de una planta de energía renovables que entregue la energía eléctrica necesaria a la planta de H-DRI es una opción viable ya que los costos de las energías renovables son menores que los costos de energía proveniente de las matrices de los distintos países. Ahora bien, si se considera que el costo de producir acero por la vía tradicional puede alcanzar 780 USD/ton (considerando valores de impuestos verde de Suecia que alcanzan los 129.89 USD/kgCO₂) se puede obtener que el valor máximo de energía que puede costar la energía es de 0,101 USD/kWh en el proceso de H-DRI para así no sobrepasar el valor que costaría la producción por la ruta alto horno tradicional después de aplicados impuestos verdes tan altos como es el caso de Suecia.
4. En el caso de no contar con energías renovables que alimenten la planta directamente, se estimó que el valor de emisiones por parte de la matriz

energética no puede superar los 38,16 gCO₂/kWh para así cumplir con la reducción del 90% de emisiones del acuerdo de Paris.

Referencias

- [1] Y. Yang, K. Raipala y L. Holappa, «Ironmaking.,» de *Treatise on Process Metallurgy.*, 2014, pp. 2-88.
- [2] V. Vogl, M. Åhman y L. Nilsson, «Assessment of hydrogen direct reduction for fossil-free steelmaking,» *Journal of Cleaner Production*, pp. 736 - 745, 2018.
- [3] J. Bermúdez, «Reciclado de CO2 mediante reformado de gas de coquería para la producción de metanol,» Universidad de Oviedo, Oviedo, 2013.
- [4] H. Radberg, «Identifying, visualizing and quantifying process disturbances at SSAB Oxelösund using multivariate modelling,» 2007.
- [5] C. Hoffmann, M. V. Hoey y B. Zeumer, «Decarbonization challenge for steel,» McKinsey, 2020.
- [6] S. Hornby y G. Brooks, «Impact of Hydrogen DRI on EAF Steelmaking,» 2021.
- [7] S. Balaguera y M. Romero, «Aspectos prácticos de la coquización de Cundinamarca y Boyacá,» de *I + D, Vol 14*, 2014, pp. 37-41.
- [8] P. G. García, «Funcionamiento y simulación de un horno alto,» Oviedo, 2017.
- [9] A. Cardozo, «Análisis y consideraciones conceptuales de diseño de la inyección de gas natural en toberas del alto horno,» Cuyo, 2005.
- [10] OpenStax, Química - Los átomos primero, Houston: Rice University, 2022.
- [11] Departamento de Metalurgia, Universidad de Santiago de Chile, «Producción de acero,» de *Manual de aceros*, Santiago, pp. 66-92.
- [12] L. Holappa, «Secondary Steelmaking,» de *Treatise on Process Metallurgy*, 2014, pp. 301-345.
- [13] L. G. Romero, «Evaluación de una planta de producción de hierro esponja a partir del gas natural de Camisea en el sur del Perú,» Universidad Nacional De Ingeniería, Lima, 2014.
- [14] T. Battle, U. Srivastava, J. Kopfle, R. Hunter y J. McClelland, «The direct reduction of iron,» de *Treatise on Process Metallurgy*, 2014, pp. 89-176.

- [15] P. Nora y K. Gutierrez, «Diseño y desarrollo de un modelo de proceso que permita determinar la productividad para las plantas de reducción directa MIDREX en una industria siderúrgica,» Ciudad Guayana, 2006.
- [16] F. O.-T. M. L.-T. M. G.-G. F.A. Jiménez Becerra, «Estudio Experimental de la producción de Hidrógeno en una celda electrolítica alcalina,» de *Memorias de XXVII congreso internacional anual de la SOMIM*, Pachucha, 2021.
- [17] A. Bhaskar, M. Assadi y S. H. Nikpey, «Decarbonization of the Iron and Steel Industry with Direct Reduction of Iron Ore With Green Hydrogen,» 2020.
- [18] M. Fishedick, J. Marzinkowski, P. Winzer y M. Weigel, «Techno-economic evaluation of innovate steel production technologies,» *Journal of cleaner production*, vol. 84, pp. 563-580, 2014.
- [19] A. Otto, M. Robinius, T. Grube, S. Schiebahn, A. Praktiknjo y D. Stolten, «Power-to-Steel: Reducing CO₂ through the Integration of Renewable Energy and Hydrogen into the German Steel Industry,» 2017.
- [20] A. Heidari, N. Niknahad, M. Iljana y T. Fabritius, «A review on the kinetics of iron ore reduction by hydrogen,» *Materials*, vol. 14, p. 19, 2021.
- [21] A. Pineau, N. Kanari y I. Gaballah, «Kinetics of reduction of iron oxides by H₂ Part I: Low temperature reduction of hematite,» *Thermochimica Acta*, vol. 447, pp. 89-100, 2006.
- [22] A. Pineau, N. Kanari y I. Gaballah, «Kinetics of reduction of iron oxides by H₂ Part II: Low temperature reduction of magnetite,» *Termochimica acta*, vol. 456, pp. 75-88, 2007.
- [23] T. Demus, T. Echterhof, H. Pfeifer, M. Schulten, Y. Noel y P. Quicker, «Investigations on the use of biogenic residues as a substitute for fossil coal in the EAF steel making process,» de *10 th European Electric Steelmaking Conference*, Alemania, 2012.
- [24] SSAB, «Hardox 600,» SSAB, 22 02 2021. [En línea]. Available: https://www.ssab.com/api/sitecore/Datasheet/Get?key=9922e0cb298e44bb8261be7311f741a6_es-es. [Último acceso: 2021 01 20].

- [25] R. Singh, «Production of steel,» de *Applied Welding Engineering (Third Edition), processes, code and standards*, Butterworth-Heinemann, 2020, pp. 35-52.
- [26] M. Mamlouk, «Fuel Cells and Hydrogen Technology,» de *Comprehensive Renewable Energy (Second Edition)*, Elsevier, 2022.
- [27] Eurostat, «Estadísticas de energía renovable,» 2020.
- [28] European Environment Agency, «European Environment Agency,» 14 07 2022. [En línea]. Available: <https://www.eea.europa.eu/ims/greenhouse-gas-emission-intensity-of-1>. [Último acceso: 15 07 2022].
- [29] Ministerio de energía, «Energía abierta,» 1 03 2022. [En línea]. Available: <http://energiaabierta.cl/visualizaciones/factor-de-emision-sic-sing/>. [Último acceso: 15 07 2022].
- [30] Eurostat, «Electricity price statistics,» 2022.
- [31] T. Koch, «The disruptive potential of green steel,» Rocky mountain institute, 2019.
- [32] International Renewable Energy Agency, «Costos de generación de energías renovables en 2021,» 2021.
- [33] H. Medarac, J. Moya y J. Somers, «Production costs from iron steel industry in EU and third countries,» European Commission, 2020.
- [34] D. E. Garret, *Chemical Engineering economics*, Van Nostrand Reinhold, 1989.
- [35] Chemical Engineering, «Chemical Engineering,» p. 64, 04 2022.
- [36] H. Jalkanen y L. Holappa, «Converter Steelmaking,» de *Treatise on Process Metallurgy.*, 2014, pp. 223-270.
- [37] F. Muscolino, M. A. Martinis, Ghiglione y P. Duarte, «Introduction to direct reduction technology,» 2016.
- [38] B. Zhang, S.-X. Zhang, R. Yao, Y.-H. Wu y J.-S. Qiu, «Progress and prospects of hydrogen production: Opportunities and challenges.,» *Journal of Electronic Science and Technology*, vol. 19, 2021.
- [39] O. Levenspiel, *Chemical Reaction Engineering*, John Wiley and sons, 1999.

- [40] Ministerio de energía, «Ministerio de energía,» 2017. [En línea]. Available: <https://energia.gob.cl/indicadores-ambientales-factor-de-emisiones-gei-del-sistema-electrico-nacional>. [Último acceso: 15 07 2022].
- [41] N. G. Bernal, «Biblioteca Congreso Nacional,» 12 2018. [En línea]. Available: https://obtienearchivo.bcn.cl/obtienearchivo?id=repositorio/10221/26723/1/BCN___Implementacion_de_Impuesto_Verde_en_Chile.pdf. [Último acceso: 18 07 2022].
- [42] W. Ruhmer, Handbook on the estimation of metallurgical process costs, Mintek, 1991.
- [43] S. Bray, «Tax Foundation,» 22 06 2022. [En línea]. Available: <https://taxfoundation.org/carbon-taxes-in-europe-2022/>. [Último acceso: 18 07 2022].
- [44] A. t. Cate y C. Xiao, «A One-GigaWatt Green-Hydrogen Plant,» Hydrohub innovation Program, 2022.
- [45] F. Delgado, J. Freire-González y M. Presnoa, «Environmental taxation in the European Union: Are there common trends?,» *Economic Analysis and Policy*, vol. 73, pp. 670-682, 2022.
- [46] M. Elzohiery, H. Y. Sohn y Y. Mohassab, «Kinetics of Hydrogen Reduction of Magnetite Concentrate Particles in Solid State Relevant to Flash Ironmaking,» *Steel research*, p. 14, 2016.
- [47] B. Koffy, A. Ceruti, M. Duerr, A. Iancu, A. Kona y G. Janssens-Maenhout, «CoM Default Emission Factors for the Member State of the European Union,» 2017.
- [48] H. Pfeifer y M. Kirschen, «Thermodynamic analysis of EAF energy efficiency and comparison with a statical,» *Engineering*, pp. 1-16, 2003.
- [49] M. Santos Diogo, A. Sequeira Cesar y J. Figueiredo, «Hydrogen production by alkaline water electrolysis,» *Quim*, vol. 36, pp. 1176-1193, 2013.
- [50] D. Nuber, H. Eichberger y B. Rollinger, «Circored fine ore direct reduction,» *Millenium steel*, pp. 37-40, 2006.

- [51] M. Weigel, M. Fishedick, J. Marzinkowski y P. Winzer, «Multicriteria analysis of primary steelmaking technologies,» *Cleaner Production*, vol. 112, pp. 1064-1076, 2016.

Anexos.

7.1 Composición del EAF

Especie	Rango en la escoria
CaO	40-60
SiO ₂	5-15
FeO	10-30
MgO	3-8
CaF ₂	-
MnO	2-5
S	-
P	-

7.2 Composición tradicional de ferroaleaciones.

Ferro Cromo bajo carbono	
Especie	% masa
Cr	68.29
C	0.069
Si	0.650
P	0.0225
S	0.0103
%Cr considerado	60

Ferro Cromo alto carbono	
Especie	% masa
Cr	63.45
C	6.400
Si	0.520
P	0.015
S	0.033
%Cr considerado	60

Ferro Manganeso alto carbono	
Especie	% masa
Mn	72.85
Si	0.39
C	6.7
P	0.17
S	0.018
%Mn considerado	70

Ferro Manganeso medio carbono	
Especie	% masa
Mn	79.37
Si	0.16
C	1.38
P	0.16
S	0.009
%Mn considerado	75

Ferro Silicio	
Especie	% masa
Si	75.9
C	0.04
Al	0.53
S	0.005
P	0.033
Mn	0.27
%Si considerado	75

Grafito	
Especie	% masa
C	99.61
Cenizas	0.36
Volátiles	0.20
S	0.02
N	0.01
H ₂ O	0.01
%C considerado	95

Níquel	
Especie	% masa
Ni	99.96
Co	0.0202
Cu	0.0003
Ca	0.0001
C	0.0026
S	0.001
Zn	0.0001
Al	0.0001
Pb	0.0001
Fe	0.0001
Se	0.0003
%Ni considerado	100