

Trabajo Fin de Máster

Evaluación económica y ambiental de la
implantación de energías renovables en la
industria de producción de alúmina

Economic and environmental evaluation of the
implementation of renewable energies in the
alumina production industry.

Autor/es

INÉS SENANTE LLOMBART

Director/es

Javier Sáez De Guinoa Sentre
Luis Miguel Romeo Giménez

Escuela de Ingeniería y Arquitectura
2023

ÍNDICE

1.	INTRODUCCIÓN.....	6
1.1.	EL ALUMINIO EN LA ACTUALIDAD	6
1.2.	PROBLEMÁTICAS EN LA PRODUCCIÓN DE ALÚMINA	7
1.2.1.	<i>Consumo y producción de energía</i>	7
1.2.2.	<i>Producción de residuos</i>	8
1.2.3.	<i>Producción de gases de efecto invernadero.....</i>	8
1.3.	ENERGÍA RENOVABLE Y NO RENOVABLE Y SU ESTADO DE APLICACIÓN EN LA INDUSTRIA METALÚRGICA.	9
1.4.	PLANTEAMIENTOS Y OBJETIVOS	10
2.	PROCESO BAYER.....	11
2.1.	DESCRIPCIÓN GENERAL DEL PROCESO BAYER	11
2.2.	SIMULACIÓN DEL PROCESO BAYER.....	12
2.2.1.	<i>DATOS INICIALES.....</i>	14
2.2.2.	<i>DESCRIPCIÓN DE LAS ETAPAS</i>	14
2.2.3.	<i>VARIABLES DE INTERÉS</i>	21
3.	RESULTADO DE LA SIMULACIÓN	22
3.1.	VALIDACIÓN DE LOS RESULTADOS.....	25
3.2.	ANÁLISIS DE LOS RESULTADOS:	26
3.2.1.	<i>Consumo y producción de materiales</i>	26
3.2.2.	<i>Emisiones y desechos</i>	27
3.2.3.	<i>Energía necesaria.....</i>	27
4.	APLICACIÓN DE ENERGÍAS RENOVABLES – ENERGÍA FOTOVOLTAICA.....	30
4.1.	DIMENSIONADO DE LA INSTALACIÓN	30
5.	ANÁLISIS ECONÓMICO Y MEDIOAMBIENTAL:.....	35
5.1.	CASO BASE:	35
5.1.1.	<i>COMPRA DE LOS EQUIPOS:.....</i>	35

5.1.2.	COMPRA DE ENERGÍA ELÉCTRICA	39
5.1.3.	EMISIONES DE CO ₂	40
5.2.	CASO ENERGÍA RENOVABLES: COSTE DE LOS EQUIPOS Y PRODUCCIÓN DE ENERGÍAS RENOVABLES.....	40
5.2.1.	COSTE DE LOS EQUIPOS INCLUYENDO EL PARQUE FOTOVOLTAICO.....	40
5.2.2.	EMISIONES DE CO ₂	43
5.3.	COMPARACIÓN DE AMBOS CASOS	43
5.3.1.	ANÁLISIS ECONÓMICO.....	43
5.3.2.	ANÁLISIS AMBIENTAL.....	45
6.	CONCLUSIONES	46
	ANEXO 1: ETAPAS DEL PROCESO BAYER.....	48
	ANEXO 2: FUNDICIÓN DEL ALUMINIO – PROCESO HALL-HEROULT	56
	ANEXO 3: TABLAS DE DATOS	57
	BIBLIOGRAFÍA	71

ÍNDICE DE IMÁGENES

Imagen 1. Esquema simplificado etapas del proceso Bayer (Elaboración propia)	11
Imagen 2. Esquema etapas proceso Bayer (Elaboración propia)	13
Imagen 3. Esquema Proceso Bayer con corrientes (Elaboración propia)	22
Imagen 4. Energía producida – Energía necesaria (Elaboración propia)	34
Imagen 5. Etapas del proceso incluyendo los equipos principales (Elaboración propia)	36
Imagen 6. Análisis de sensibilidad del precio de la energía (Elaboración propia)	44

ÍNDICE DE TABLAS

Tabla 1.	Composición de la gibbsita empleada en la simulación (Elaboración propia).....	14
Tabla 2.	Resultados de la simulación (Elaboración propia).....	24
Tabla 3.	Validación resultados (Elaboración propia).....	25
Tabla 4.	Consumo de materiales obtenidos en la simulación (Elaboración propia)	26
Tabla 5.	Producción de alúmina obtenida en la simulación (Elaboración propia)	26
Tabla 6.	Emisiones y desechos obtenidos en la simulación (Elaboración propia).....	27
Tabla 7.	Energía necesaria y producida en la simulación (Elaboración propia)	27
Tabla 8.	Balances de energía eléctrica (Elaboración propia).....	28
Tabla 9.	Energía necesaria en la simulación (Elaboración propia)	29
Tabla 10.	Características panel fotovoltaico (Jinko Solar, 2022)	30
Tabla 11.	Irradiación global para un ángulo óptimo en Castelserás (Teruel) (European Commission, 2020) ³¹	
Tabla 12.	Valores medios de Irradiación global para un ángulo óptimo en Castelserás (Teruel) (Elaboración propia)	32
Tabla 13.	Porcentajes para el cálculo de la eficiencia del panel solar (Satel, 2020).....	32
Tabla 14.	Valores de k, latitud de 41º e inclinación de 37º (Cleanergysolar, n.d.).....	33
Tabla 15.	Valores de HSP mensual y anual (Elaboración propia)	33
Tabla 16.	Producción real de energía eléctrica en MWh (Elaboración propia).....	34
Tabla 17.	Coste equipos Proceso Bayer (Elaboración propia).....	37
Tabla 18.	Porcentajes respecto costes directos e indirectos.	38
Tabla 19.	Costes equipos teniendo en cuenta los costes directos e indirectos.	39
Tabla 20.	Porcentajes instalación, construcción y compra de materiales de un parque fotovoltaico (Satel, 2020).....	41
Tabla 21.	Características batería de litio (Tensite, 2023)	41
Tabla 22.	Energía por almacenar MWh/mes.	42
Tabla 23.	Energía por comprar MWh/mes.....	42
Tabla 24.	Costes amortizaciones (Elaboración propia)	43
Tabla 25.	Costes totales (Elaboración propia).....	44

Tabla 26.	Costes emisiones de CO ₂ (Elaboración propia).....	45
Tabla 27.	Cp promedio del CaO (Elaboración propia)	57
Tabla 28.	Promedio del Cp Fe ₂ O ₃ (Elaboración propia)	58
Tabla 29.	Cp promedio del SiO ₂ (Elaboración propia)	59
Tabla 30.	Cp promedio del TiO ₂ (Elaboración propia)	60
Tabla 31.	ΔfH° y Cp del Al(OH) ₃ (Chen et al., 1991)	61
Tabla 32.	Cp promedio del Al(OH) ₃ (Chen et al., 1991)	61
Tabla 33.	Entalpía de reacción del Al(OH) ₃ (Elaboración propia)	62
Tabla 34.	ΔfH° y Cp del NaOH (sólido) (Elaboración propia).....	62
Tabla 35.	ΔfH° y Cp del NaAl(OH) ₄ (aq).(Chen et al., 1991).....	63
Tabla 36.	ΔfH° y Cp del H ₂ O (líquido saturado) (Elaboración propi)	64
Tabla 37.	Cp promedio del H ₂ O (vapor saturado) (Elaboración propia).....	65
Tabla 38.	Calor latente del H ₂ O (vapor saturado) (Elaboración propia).....	65
Tabla 39.	Valores de la disolución de la gibbsita en NaOH (Chen et al., 1991)	66
Tabla 40.	Cp promedio del CH ₄ (Elaboración propia)	66
Tabla 41.	Entalpía de combustión del CH ₄ (Elaboración propia)	67
Tabla 42.	Cp promedio del O ₂ (Elaboración propia)	68
Tabla 43.	Cp promedio del N ₂ (Elaboración propia).....	68
Tabla 44.	Cp promedio del CO ₂ (Elaboración propia).....	69
Tabla 45.	Cp promedio del Al ₂ O ₃ (Elaboración propia).....	70

1. INTRODUCCIÓN

1.1. EL ALUMINIO EN LA ACTUALIDAD

El aluminio es el elemento metálico más abundante en la corteza terrestre, acumulándose principalmente en los primeros 16 km, y el metal no ferroso más utilizado del siglo XXI, siguiendo de cerca al acero.

Se trata de un metal de baja densidad, extremadamente ligero, blando y maleable, y de un color blanco – plateado. Tiene una elevada relación resistencia/peso. Es un buen conductor eléctrico y térmico, y tiene elevada resistencia a la corrosión, y además es 100% reciclable sin pérdidas de sus propiedades y consumiendo poca energía en un proceso relativamente sencillo. (Héctor Rodríguez, 2022).

En la tierra, a temperatura y presión estándar, el aluminio se encuentra en estado sólido formando parte de diversos minerales, generalmente silicatos y óxidos de hierro, pero nunca se encuentra en estado puro en la naturaleza. Su extracción se produce únicamente de la Bauxita, una roca sedimentaria con un alto contenido de óxido de aluminio (Al_2O_3). Dicha extracción se realiza mediante la obtención de alúmina en un primer paso y una posterior electrólisis para la obtención del metal.

Para extraer la bauxita primero es necesario un proceso de erosión natural, dónde con el paso del tiempo se eliminan de la roca madre componentes como las sales de sodio, potasio, magnesio, calcio y algo de sílice, dejando así un mineral más rico en aluminio. A partir de esta bauxita, se produce en primera instancia alúmina (Al_2O_3) en un proceso que combina la hidrometalurgia, con una solución alcalina basada en sosa caustica, y la pirometalurgia y forma lo que se denomina proceso Bayer.

Posteriormente, la alúmina se funde a aluminio a través de un proceso denominado proceso Hall – Heroult. En este proceso la alúmina es disuelta dentro de una cuba electrolítica revestida de carbón en un baño electrolítica con criolita fundida (Na_3AlF_6) y está se descompone en aluminio y oxígeno molecular que se deposita sobre los electrodos de carbón, dónde se quema y se produce CO_2 . Ambos procesos se pueden observar con un mayor detalle en el Anexo 1 y Anexo 2 respectivamente. (Bagshaw, 2017).

La producción de aluminio sigue siendo un campo muy analizado y explotado. En la actualidad, esta producción tiene gran relevancia en zonas como el Oeste de Asia, Norte América y el Este de Asia siendo China el principal productor de aluminio del mundo. De hecho, aproximadamente en 2022 se produjeron aproximadamente 69 millones de toneladas de aluminio en el mundo, valor que ha ido aumentando paulatinamente en los últimos años. (International Aluminium Institute, 2023)

Cómo conclusión, sí se tiene en cuenta que está aumentando la producción de aluminio y que este cada vez se emplea en más aplicaciones, se debe resaltar la importancia de realizar un estudio de su industria y de cómo esta se puede adaptar a las nuevas preocupaciones sociales relacionadas con el medio ambiente a través de la aplicación de energías renovables, la valorización de los residuos, la economía circular, ... De hecho, ya existen organizaciones y/o comités que están poniendo especial énfasis en adaptarse a la nueva industria con las nuevas tecnologías, cómo por ejemplo el Instituto Internacional del Aluminio (IAI), que está desarrollando proyectos que garanticen que el consumo y la producción de aluminio satisfacen las necesidades sociales. (International Aluminium Institute, 2023)

1.2. PROBLEMÁTICAS EN LA PRODUCCIÓN DE ALÚMINA

Cómo se ha mencionado anteriormente y con una mayor profundidad en el Anexo 1 y en el Anexo 2, para la producción de aluminio se necesita en una primera instancia transformar el mineral de bauxita en alúmina a través del proceso Bayer. Este es un proceso que se basa principalmente en dos ramas de la metalurgia extractiva, la hidrometalurgia y la pirometalurgia.

Aunque el proceso Bayer es un proceso muy arraigado en la industria de la minería, los problemas en la extracción del mineral y en su proceso de producción siguen siendo un aspecto importante por tratar.

Los problemas más relevantes en la producción de alúmina se pueden resumir en dos principalmente: el gran consumo de energía y la elevada producción de residuos. Existen otros problemas a tener en cuenta, pero estos influyen en menor medida. Algunos de estos problemas se van a explicar a continuación.

1.2.1. Consumo y producción de energía

Una de las mayores problemáticas del proceso Bayer es el elevado consumo de energía. Este consumo depende, entre otros factores, del tipo de bauxita a tratar, ya que la temperatura de digestión de esta es variable en función de sus propiedades.

Se requiere consumo de energía en multitud de etapas de dicho proceso, desde la trituración del mineral, hasta la generación de vapor para calentar el lodo de digestión, el calentamiento del hidrato en la calcinación, bombas de accionamiento, ... Se debe destacar que la operación más intensiva en energía es la calcinación, seguida de la digestión. (Bagshaw, 2017).

Como valores indicativos, se puede aproximar que la energía para producir una tonelada de alúmina a partir de la bauxita es de unos 12 GJ. (Bagshaw, 2017). Pero se debe tener en cuenta que este valor varía en función de diversos factores como por ejemplo con la región en la que se obtiene dicha alúmina, el año de su obtención, ... Por ejemplo, el valor en Europa en el año 2021 rondaba los 13,13 GJ, mientras que ese mismo año en Suramérica era tal solo de 8,1 GJ aproximadamente. (International Aluminium Institute, 2023).

1.2.2. Producción de residuos

Otro de los principales problemas del proceso Bayer es la cantidad de residuos que se producen en el proceso de producción de la alúmina. Estos residuos se conoce coloquialmente como lodos rojos debido a su coloración.

El lodo rojo se compone principalmente por óxidos de hierro, los encargados de proporcionarle ese color rojizo, y minerales a base de sílice, incluido el cuarzo (SiO_2), así como producto de desilicación (DSP) y diversas especies a base de calcio resultantes de la adición de cal para la caustificación en la etapa de digestión.

Este lodo se recoge en la etapa de separación sólido – líquido, justo después de la digestión de la mezcla. La cantidad de lodo que se produce puede ser entre una y dos veces superior a la cantidad de alúmina producida, dependiendo de la calidad de la bauxita utilizada. (Bagshaw, 2017). En concreto, el Instituto internacional del Aluminio en 2015 estimó una cantidad de 1,231 kg de lodos por tonelada de alúmina (European Aluminium, 2018)

Los problemas de la producción de estos lodos rojos son principalmente: problemas medioambientales, de seguridad y de almacenamiento debido a la cantidad de ellos que se producen.

1.2.3. Producción de gases de efecto invernadero

Durante la producción de la alúmina, las emisiones de gases de efecto invernadero están vinculadas en mayor proporción a las operaciones de minería (extracción de la bauxita) y refinado y al proceso de calcinación, dónde se usan combustibles que producen contaminantes atmosféricos (gas natural, carbón, ...). Sin embargo, cada subconjunto del sistema global tiene sus propias características en cuanto a procesos de producción, tecnologías y demanda energética.

Las estimaciones de las emisiones de gases de efecto invernadero de la industria de la alúmina se basan en los parámetros que intervienen en el modelo de cálculo influidos por factores externos como la disponibilidad de bauxita y los costes energéticos, así como por

el ajuste de las políticas y las correspondientes medidas de mitigación de los gases de efecto invernadero. (Liu et al., 2016).

1.3. ENERGÍA RENOVABLE Y NO RENOVABLE Y SU ESTADO DE APLICACIÓN EN LA INDUSTRIA METALÚRGICA.

La utilización de energías renovables en diversos procesos de fabricación como forma de obtención de energía independiente es cada vez un recurso más utilizado en la actualidad. Esto es debido al cambio social que se está experimentando y a la necesidad de adaptarse a los nuevos tiempos y a los nuevos objetivos mundiales recogidos por la Asamblea general de las Naciones Unidas (ONU) en los Objetivos de Desarrollo Sostenible (ODS), que están relacionados con estos cambios sociales, económicos y medioambientales.

Actualmente, la utilización directa de las energías renovables en la industria metalúrgica aún no es una realidad, pero se están realizando diversos estudios de viabilidad que podrían allanar el camino hacia nuevas oportunidades para la introducción de energías renovables en esta industria. (AutoSolar, 2023). Esto se hace necesario ya que el sector metalúrgico es uno de los mayores consumidores de energía y emisiones de gases de efecto invernadero. Además del gran consumo de agua que conllevan estas industrias, lo que hace que esto sea todo un desafío para las empresas del sector, que cada vez deben cumplir requisitos más exigentes (Alsimet, 2021).

Los estudios que se están llevando a cabo en la actualidad concluyen en la necesidad del uso de energías renovables para transformar el modelo industrial antiguo basado en el uso de combustibles fósiles y fuentes agotables, hacia la sostenibilidad, la economía circular y la reducción de emisiones atmosféricas y facilitar de esta forma una transición energética (Tuvsud, 2020).

En relación con el tema que nos aborda el documento, la industria del aluminio es una de las industrias más contaminantes, llegando a alcanzar valores de hasta el 1% de las emisiones globales de efecto invernadero (Alsimet, 2021). Se debe destacar que, en la actualidad, dentro de esta industria, el empleo de energías renovables no se realiza de forma directa en la extracción de la bauxita, pero se debe tener en cuenta que en el proceso se utiliza energía en diversas formas que podrían obtenerse a través de medios renovables.

Como conclusión se debe destacar que la transición energética implicará, al mismo tiempo, una transformación económica, social y cultural a gran escala que requerirá una actividad educativa para la sensibilización e información a la ciudadanía, pero también una formación específica para los responsables de la toma de decisiones y la cualificación y capacitación de la fuerza trabajadora para su empleabilidad en el sector de las energías renovables (Tomé Gil, 2019)

1.4. PLANTEAMIENTOS Y OBJETIVOS

Cómo se ha mencionado anteriormente, los principales problemas que aparecen en el proceso Bayer, para la obtención de la alúmina, son el elevado consumo de energía en diversas formas (térmica, eléctrica...) y la gran generación de residuos contaminantes, lo que conlleva problemas medioambientales, de seguridad y de almacenamiento.

Por eso, se plantea realizar una simulación del proceso Bayer dónde se especificará el consumo de energía y la producción de contaminantes y del producto final, la alúmina, en función de las características del mineral inicial y de la cantidad de este que se procese. Para poder disminuir los problemas anteriormente citados que conlleva este proceso se plantea realizar un estudio económico y medioambiental a partir de los datos obtenidos en la simulación.

Cómo uno de los problemas principales del proceso Bayer es el gran consumo de energía se va a desarrollar un segundo caso dónde la energía eléctrica necesaria en el proceso se va a obtener a partir de energías renovables, en concreto, a partir de la energía fotovoltaica. Se debe tener en cuenta que esta energía proviene de una electrificación de los procesos que trabajan a una baja/media temperatura con el fin de disminuir el consumo de combustibles fósiles. Al igual que para el caso anterior, se planteará un estudio económico y medioambiental para poder comparar ambos casos y observar las diferencias que existen entre ambas casuísticas y cuáles son los puntos fuertes de cada uno de ellos.

2. PROCESO BAYER

2.1. DESCRIPCIÓN GENERAL DEL PROCESO BAYER

El proceso Bayer es el principal método industrial utilizado para la producción de alúmina a partir de la bauxita.

Este proceso comienza con la trituración de la bauxita junto con Cal (CaO) para regenerar hidróxido de sodio en un proceso conocido como caustificación, además de eliminar el contenido de silicio. La bauxita triturada se mezcla con una disolución caliente de hidróxido de sodio (NaOH) en la etapa conocida como digestión. El NaOH es capaz de disolver únicamente los minerales de aluminio, formando iones $\text{Al}(\text{OH})_4^+$, de tal forma que el resto de los componentes del mineral permanecen sólidos. Estos sólidos forman el residuo del proceso cuyo nombre es conocido como “lodos rojos”. Estos sólidos se depositarán en un vertedero después de un tratamiento para recuperar la sosa que no reacciona.

Por otro lado, la disolución de aluminio $\text{Al}(\text{OH})_4^-$ que se produce se precipita de forma controlada para formar hidróxido de aluminio, $\text{Al}(\text{OH})_3$, libre de impurezas en la etapa de precipitación. Además de hidróxido de aluminio, se obtiene sosa caustica libre que se recircula en el proceso.

Por último, el hidróxido de aluminio libre de impurezas se calcina y se convierte en alúmina, liberando vapor de agua al mismo tiempo.

Todo ello se puede observar en el siguiente esquema, donde se especifican de una forma muy simplificada las etapas principales del proceso.

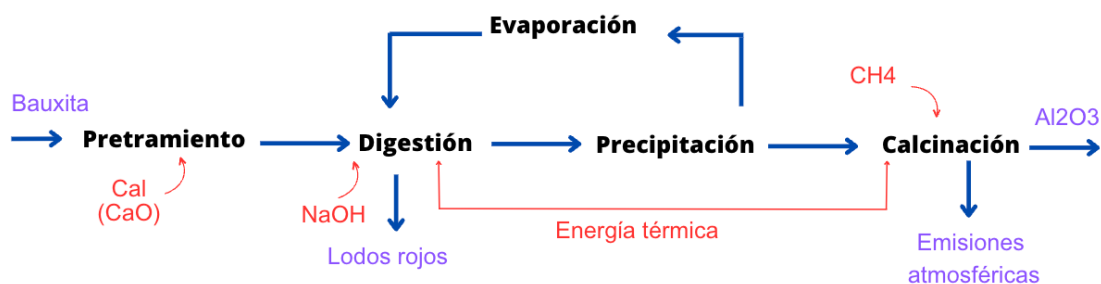


Imagen 1. Esquema simplificado etapas del proceso Bayer (Elaboración propia)

2.2. SIMULACIÓN DEL PROCESO BAYER

Se va a realizar una simulación del proceso Bayer para obtener valores que nos sirvan como base para la realización de un estudio medioambiental y económico aproximado, así como la posible aplicación de energías renovables. Estos valores se validarán con fuentes bibliográficas.

Para poder realizar la simulación se va a partir de unos valores iniciales, basados en otros estudios empíricos. Estos valores están relacionados con el flujo másico de la corriente de entrada al proceso y los porcentajes de los minerales de la bauxita. El flujo másico dependerá del tamaño de la fábrica, que en el caso a estudiar será de 1,5 millones de toneladas de bauxita al año.

Cómo dichos valores pueden modificarse dependiendo de la corriente de entrada y de la composición de la bauxita, mineral necesario para obtener aluminio, para la simulación se van a usar variables modificables para de esta forma poder ajustar la simulación a las necesidades requeridas.

La simulación se va a realizar por etapas y en cada etapa se realizarán los cálculos pertinentes teniendo en cuenta la base científica que corresponde con el proceso que ocurra en la misma (reacciones, disoluciones, destilaciones, ...). Dichas etapas son las que se especifican en la imagen 2, dónde se puede observar tanto los equipos necesarios, cómo las adiciones de compuestos.

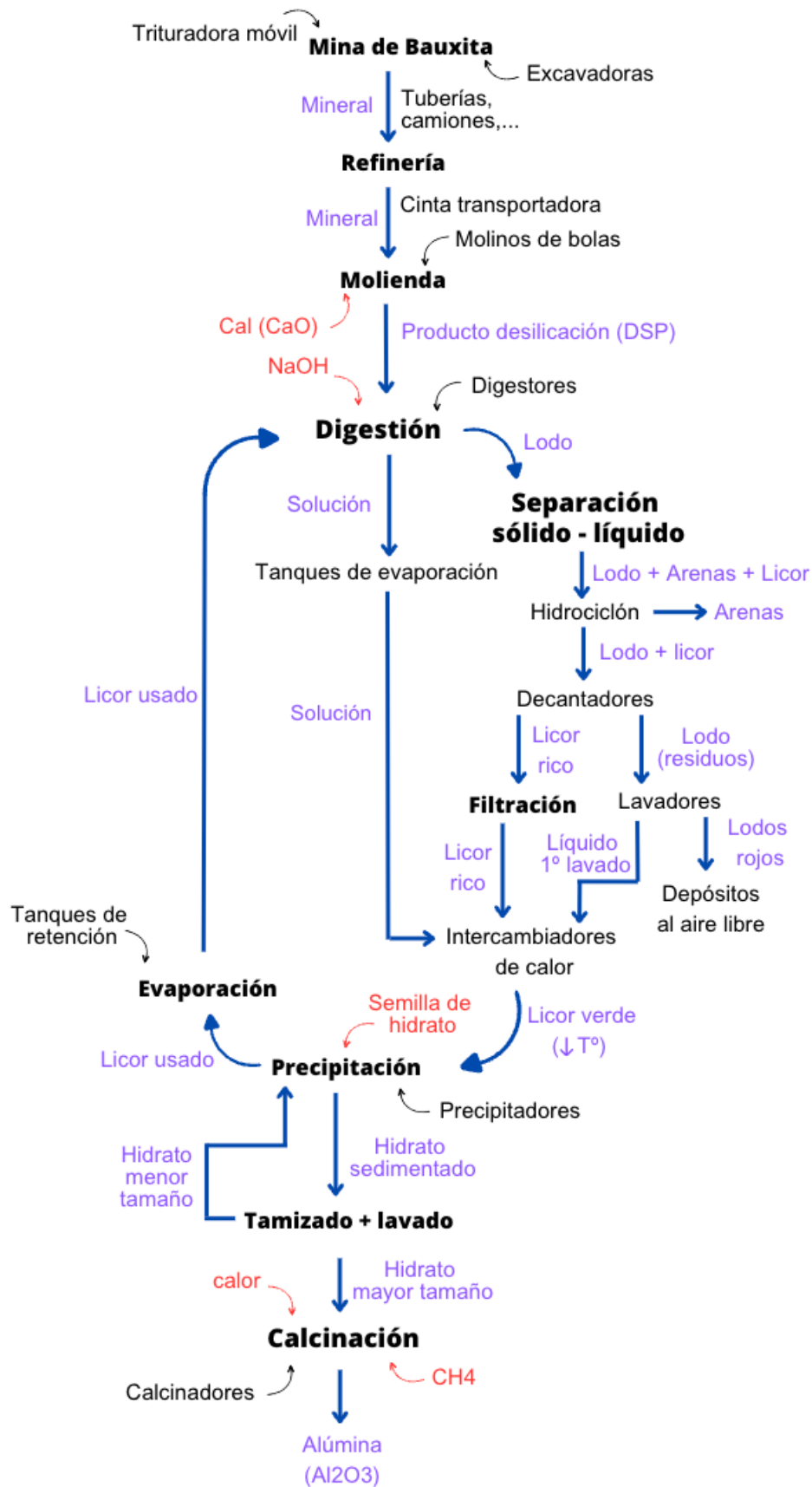


Imagen 2. Esquema etapas proceso Bayer (Elaboración propia)

Se van a especificar los datos de partida y los procesos que se llevan a cabo en cada etapa, detallando las propiedades termoquímicas de los compuestos que se usan o en su caso, que se forman en estas etapas.

2.2.1. DATOS INICIALES

Los datos iniciales, cómo se ha comentado anteriormente, se refieren al flujo másico total de bauxita que se introduce en la etapa de trituración y a la composición de los minerales de esta bauxita. Es decir, ya se ha extraído el mineral de la mina y se ha transportado hasta las instalaciones dónde se produce el Proceso Bayer y se procede a realizar la etapa de molienda de este mineral.

Los datos iniciales que se van a tener en cuenta en el análisis de este documento son: un flujo másico total de bauxita de 50 kg/s y el uso de mineral de gibbsita ya que es el más adecuado para la extracción de aluminio siguiendo en proceso Bayer. La gibbsita utilizada en el proceso tiene la siguiente composición:

COMPOSICIÓN GIBBSITA		
Compuesto	Composición	
Al(OH)3	63,85	%
Fe2O3	24,38	%
SiO2	5,29	%
TiO2	3,84	%
CaO	2,64	%

Tabla 1. Composición de la gibbsita empleada en la simulación (Elaboración propia)

2.2.2. DESCRIPCIÓN DE LAS ETAPAS

Se van a detallar las operaciones a nivel químico que se realizan en cada una de las etapas.

2.2.2.1. TRITURACIÓN O MOLIENDA.

La trituración o molienda es la etapa en la que se reduce el tamaño de los minerales de la bauxita (anexo 1). Se va a tener en cuenta de manera aproximada que los minerales llegan de la mina con un tamaño de 80 mm de diámetro con una velocidad de alimentación de 50 kg/s y que después de la molienda estos deben quedar reducidos a 0,15 mm de diámetro.

Para caracterizar la molienda de manera global y obtener una primera cuantificación energética del proceso de ruptura en un molino de bolas se va a usar la ecuación de Bond, ya que además se puede usar de una forma adecuada para una gran variedad de tamaños de minerales (Conicet, n.d.). La ecuación de Bond es: (Osorio Gueje, 2011):

$$E = W_i \cdot \left(\frac{10}{\sqrt{x_2}} - \frac{10}{\sqrt{x_1}} \right) = \frac{P}{T} \quad [Ec\ 1].$$

Dónde: E = Consumo energético específico en kWh/ton.

W_i = Bond Work Index, y representa la energía requerida por unidad de masa para moler un material de tamaño infinito a un tamaño de 100 μm .

x = Tamaño de la matriz en μm por el cual el 80% del material pasa, el subíndice 1 se refiere a la alimentación y el subíndice 2 al producto.

P = Potencia consumida en kW

T = velocidad de alimentación en ton/h

En la ecuación anterior se observa que se necesita el valor del Bond Work Index, dicho valor depende del mineral que se vaya a moler. En el caso de este documento se va a usar bauxita como mineral, y su valor de W_i para molienda en seco es de 11,7067 (Angulo García, n.d.).

2.2.2.2. DESILICACIÓN

Tras la molienda de la bauxita y su respectiva evaporación se obtiene un producto de desilicación (DSP) que es el que se introduce en la digestión (Anexo 1). Para obtener este producto, previamente se ha introducido el licor recirculado del proceso y cal (CaO) para que se produzca el proceso de caustificación. El CaO se agrega al licor para caustificar el carbonato (CO_3^{2-}) que ingresa a la solución a través de la degradación de compuestos orgánicos en la bauxita, así como la absorción de CO_2 presente en la atmósfera, en un proceso conocido como caustificación. Esta caustificación produce OH y precipita formando CaCO_3 , que luego se puede eliminar junto con las demás impurezas y depósitos insolubles. (Metrohm AG, 2022).

La cantidad de CaO que se debe añadir para el proceso de caustificación depende de la cantidad de mineral que se introduzca en el tanque. Como se muestra en el anexo I, se puede considerar que por tonelada de alúmina producida se necesitan 50 kg de CaO. Suponiendo que por cada kg de mineral que se introduce en el tanque se produce medio kg de alúmina y sabiendo la corriente de entrada de mineral a dicho tanque, se puede obtener la cantidad adicional que se necesita para que se produzca la caustificación. (*La Metalurgia Del Aluminio*, n.d.)

En esta etapa se calculará el calor necesario para que las corrientes que se introduzcan en el tanque de retención aumenten su temperatura para que se produzca la evaporación. Las corrientes se introducirán en condiciones normales (25°C) y saldrán a 90°C y obtener de esta forma el producto de desilicación. Para el cálculo de este calor necesario se va realizar un balance de energía. La ecuación es la siguiente:

$$Q = m \cdot C_p \cdot \Delta T \quad [Ec\ 2].$$

Siendo Q = Energía calorífica intercambiada, J/s

m = Flujo másico de la sustancia, kg/s

C_p = capacidad calorífica específica, J/K·Kg (Anexo 3)

ΔT = Variación de temperatura

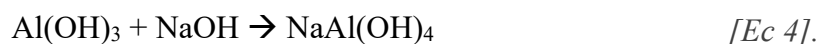
Teniendo en cuenta la composición de la corriente de entrada al tanque de retención, se puede aplicar la fórmula anterior a cada uno de los compuestos que la conforman, teniendo en cuenta sus propiedades físicas recogidas en el anexo 3. Es decir, se desglosa la corriente de entrada teniendo en cuenta la composición de cada uno de los compuestos y de esta forma se obtiene el calor necesario para aumentar la temperatura de cada uno de los compuestos. El calor total necesario será la suma de todos los calores individualmente.

$$Q_{Total} = Q_{Al(OH)_3} + Q_{Fe_2O_3} + Q_{SiO_2} + Q_{TiO_2} + Q_{CaO} \quad [Ec\ 3].$$

Se debe tener presente que el CaO tiene una particularidad. En primer lugar, al igual que para los compuestos anteriores, se tiene en cuenta el porcentaje de CaO que hay en el mineral y de esta forma se sabe la corriente de CaO que se introduce en los tanques. Pero además de esta corriente se debe considerar una corriente adicional que se debe añadir para que se lleve a cabo la caustificación.

2.2.2.3. DIGESTIÓN

La digestión es el proceso dónde el mineral de bauxita se lixivia a presión utilizando una solución concentrada de hidróxido de sodio caliente y vapor (anexo 1). Es decir, el mineral de bauxita se introduce en los digestores justo con hidróxido de sodio (NaOH) con el fin de disolver selectivamente la alúmina como aluminato de sodio (NaAl(OH)₄). Está reacción se muestra a continuación (Königsberger, 2008):



Se debe tener en cuenta que aunque solo reaccione el Al(OH)₃, la gibsitita que se usa tiene más compuestos sólidos en distintos porcentajes como se indica en el apartado 2.2.1.

Al igual que en los apartados anteriores, se quiere calcular la cantidad de energía necesaria en el proceso de digestión. Para ello se va a realizar primero un calentamiento del mineral y posteriormente se llevará a cabo la reacción.

- Aumento de temperatura del mineral.

Se va a llevar a cabo un aumento de temperatura, de los 90°C, que es la temperatura del proceso de desilicación, a los 140°C, que es la temperatura a la que se produce la reacción.

Para el aumento de la temperatura de todos los compuestos se va a seguir el mismo procedimiento que en la desilicación, utilizando la ecuación del calor específico con los valores de parámetros recogidos en el anexo 3.

- Aumento de temperatura del H₂O y del NaOH:

Se debe tener en cuenta que en esta fase se añaden dos compuestos nuevos: NaOH y H₂O. Estos compuestos se introducen a temperatura ambiente (25°C) y se deben calentar hasta la temperatura de reacción de 140°C.

Para el cálculo de la cantidad de NaOH que se tiene se debe tener en cuenta dos aspectos. Por un lado que 1 mol de Al(OH)₃ reacciona con 1 mol de NaOH cómo se puede ver en la ecuación 4, y por otro lado el exceso de NaOH que tenemos presente en la mezcla, que se supondrá de un 10%.

Para el caso del H₂O se estima que su cantidad depende del NaOH que se tiene en la mezcla. Sí se estima que la cantidad de agua necesaria es de 0,2 kg NaOH por cada kg de H₂O (Königsberger, 2008), cómo se ha calculado la cantidad de NaOH que se tiene, se obtiene la cantidad de agua con una regla de tres. El resto de los cálculos son similares a los anteriores, con la particularidad de que el agua se encontrará cómo líquido saturado ya que estamos a una presión de 3 atm.

En relación con esto se debe tener en cuenta que esta cantidad de NaOH y de H₂O en el momento de inicio del proceso deberá introducirse integra desde el exterior, pero una vez el proceso esté en funcionamiento una parte de estos será aportada por el propio proceso gracias a una recirculación de corrientes proveniente de la etapa de precipitación cómo se observa en la imagen 2. De esta forma se aprovecha gran parte de la cantidad de NaOH y H₂O introducida en primera instancia y reducimos así la cantidad de materia prima necesaria.

Además, esta recirculación también influye en la cantidad de energía necesaria para el aumento de temperatura de estos compuestos ya que la corriente recirculada que se introduce está previamente precalentada. Es decir, cómo la corriente recirculada proviene de la etapa de evaporación a una temperatura de 105°C, la cantidad de energía a aportar para aumentar esa temperatura hasta la

temperatura de reacción (140°C) es mucho menor que si los compuestos se introducen a temperatura ambiente.

- **Energía de la reacción**

Para el cálculo de la energía de reacción se van a usar valores de la entalpía de reacción calculados teniendo en cuenta los calores de disolución de la gibbsita en hidróxido sódico acuoso en función de la temperatura (Anexo 3). Estos valores se han obtenido a través de referencias bibliográficas. (Chen et al., 1991)

Para el caso de la estequiometría de la reacción se debe tener en cuenta que no todo el Al(OH)_3 disponible reacciona. Se asume de que el porcentaje que reacciona es del 97% en base molar.

Por lo tanto, sabiendo que la reacción se produce a 140°C y 3 atm, y cuál es el valor de la entalpía a esta temperatura (Anexo 3), se obtiene la energía necesaria siguiendo la ecuación:

$$Q_{\text{Al(OH)}_3, \text{reacc}} = \Delta H \cdot m_{\text{Al(OH)}_3} \quad [\text{Ec } 5].$$

2.2.2.4. SEPARACIÓN SÓLIDO – LÍQUIDO:

Una vez ha ocurrido la reacción, se tienen dos fases: una fase líquida con el NaAl(OH)_4 que se ha formado disuelto en agua, y una fase sólida formada por todos los compuestos sólidos del mineral que no han reaccionado y la parte correspondiente de Al(OH)_3 que tampoco ha reaccionado.

El procedimiento que se lleva a cabo en esta etapa es la separación del sólido y el líquido. El sólido pasará por un tratamiento de neutralización para la disminución de su pH y de esta forma poder depositarse en forma de lo que se conoce como lodos rojos, mientras que el líquido pasará a la siguiente etapa donde precipitará en forma de óxido.

Para el tratamiento de la fase sólida compuesta por Fe_2O_3 , SiO_2 , TiO_2 , CaO y el 3% del Al(OH)_3 que no ha reaccionado se va a considerar una separación ideal, pero con un porcentaje de humedad en el sólido del 20%. El procedimiento que se va a seguir consiste en un lavado del sólido con agua desionizada, lo que se conoce como tratamiento de neutralización. El fin de este lavado es reducir el pH de los lodos y de esta forma poder depositarse con seguridad en un vertedero.

Para la realización del tratamiento de neutralización primero se tiene en cuenta un pretratamiento donde se agregan 300 ml de agua destilada por cada 5 g de lodos rojos. La mezcla que se obtiene se lleva a un agitador donde mediante lavado y agitación sucesiva

de lodo se disminuye el pH para el depósito de los lodos. La cantidad de agua destilada que se utiliza en este lavado es de 500 ml por cada 200 g de lodos rojos. Con estos datos experimentales se obtiene la cantidad de agua necesaria para un depósito óptimo de los lodos rojos. (Centeno Bordonas et al., 2020).

2.2.2.5. PRECIPITACIÓN

A la etapa de precipitación llega el líquido procedente de la separación sólido – líquido. Se considerará esta fase líquida como una mezcla perfecta en una proporción adecuada. Este líquido también denominado licor verde es un licor sobresaturado en aluminio ya que contiene el NaAl(OH)_4 que se ha formado en la reacción de la digestión.

En esta etapa el licor verde va a precipitarse como hidróxido de aluminio (Al(OH)_3) siguiendo la siguiente reacción:



Para que se produzca esta reacción se ha tenido en cuenta dos aspectos en la simulación: una disminución de la temperatura hasta 70°C y el cálculo de la entalpía de reacción a partir de las respectivas entalpías de formación.

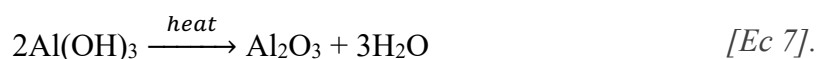
Una vez se ha producido la reacción de precipitación se obtienen dos fases, por un lado una fase sólida compuesta por el hidróxido de aluminio (Al(OH)_3) y por otro lado una fase líquida compuesta por el NaOH , tanto el que se produce como el que ya había en el líquido, y por H_2O que ya estaba presente en el líquido.

Ambas fases se van a someter primero a un lavado, donde la cantidad de agua que se necesita está relacionada con la cantidad de Al(OH)_3 que tenemos en la mezcla. Se va a considerar que por cada kg de Al(OH)_3 se necesita 1,5 kg de H_2O (Rodríguez et al., 2002)

Una vez la mezcla esta lavada, se va a proceder a la separación de la fase líquida y la fase sólida. La fase sólida será llevada a la siguiente etapa donde se calcinará y se obtendrá el producto final del proceso Bayer, la alúmina. Por otro lado, la fase líquida se evaporará a 105°C para poder recircularla en el proceso y de esta forma aprovechar el NaOH presente en el líquido, en lo que se conoce como etapa de evaporación.

2.2.2.6. CALCINACIÓN

La calcinación es la etapa donde el hidróxido de aluminio sólido proveniente de la etapa de precipitación se descompone en alúmina y agua a través de la aplicación de calor. La reacción que se origina es la siguiente:



Se debe tener en cuenta que, para producir el calor necesario en la reacción anterior, el calcinador que se emplea en la simulación funciona con la adición de gas natural (simulado como 100% CH₄) y aire para que se produzca la combustión, siguiendo la siguiente ecuación:



Para simular el funcionamiento del horno se debe tener en cuenta los siguientes aspectos: se introduce gas natural y aire a 25°C con un 5% de exceso de oxígeno; el hidróxido de aluminio se introduce a una temperatura de aproximadamente 70°C (proveniente de la etapa de precipitación), y que el horno funciona a una temperatura de 1100°C.

Con todo ello, se realiza un balance de materia teniendo en cuenta que se introduce el hidróxido de aluminio, metano y el aire. Cabe destacar que de estos compuestos únicamente se conoce el flujo másico de hidróxido de aluminio, no se conoce ni la cantidad de CH₄ necesaria ni por tanto la cantidad de aire, aunque cómo este depende directamente de la cantidad de CH₄ realmente solo se tiene cómo incógnita la cantidad de CH₄. Por lo que para obtenerla se va a realizar un proceso iterativo en Excel, partiendo de una suposición inicial.

En primer lugar, se supondrá una cantidad de flujo másico de CH₄ cualquiera (teniendo en cuenta el orden de magnitud del proceso), y se hallará la cantidad de energía que proporciona esa cantidad de CH₄ a través del valor del calor de combustión a 25°C (anexo 3) a través de un balance de energía. Además, se calculará la cantidad necesaria de aire para que se lleve a cabo esta combustión teniendo en cuenta la estequiometría de la reacción (Ec.8), la composición volumétrica aproximada del aire (79% N₂ y 21% O₂) y el exceso de oxígeno antes mencionado. Con el valor de los flujos másicos de los compuestos que intervienen (CH₄, N₂ y O₂) se calcula la energía necesaria para aumentar estos compuestos hasta la temperatura de trabajo del calcinador de 1100°C. Teniendo en cuenta ambos aspectos se obtiene la cantidad de energía real que nos aporta el CH₄.

Por otro lado, se calculará la energía necesaria para que se produzca la calcinación del hidróxido de aluminio teniendo en cuenta el valor de la entalpía de combustión (anexo 3) y la energía necesaria para aumentar este compuesto hasta la temperatura de trabajo del calcinador de 1100°C a través de balances de energía.

Una vez se ha obtenido la cantidad de energía que nos proporciona el CH₄ (teniendo en cuenta el respectivo consumo de energía para el aumento de temperatura de este y del aire) y la cantidad de energía que necesita el Al(OH)₃ para calcinarse y formar la alúmina,

se igualan ambas energías y se itera usando Excel, cambiando el valor del flujo másico del CH₄, hasta obtener aquel valor que nos las iguale.

2.2.2.7. EVAPORACIÓN

En esta etapa, la fase líquida que proviene de la precipitación se evaporará a 105°C para poder recircularla en el proceso y de esta forma aprovechar el NaOH presente en el líquido. Como se observa en la imagen 2, esta recirculación se introduce en la etapa de digestión.

En esta fase se tiene en cuenta que el líquido que proviene de la etapa de precipitación a una temperatura de 70°C se va a evaporar hasta 105°C, que es la temperatura a la que se produce la evaporación. Una vez la corriente se encuentra a 105°C se debe tener en cuenta que es necesario evaporar parte del agua del líquido, para ello se va a calcular el calor necesario para que el agua del lavado de la etapa de precipitación pase de líquido saturado a vapor saturado. Para ello se debe emplear el calor latente del H₂O como vapor saturado (Anexo 3).

De esta forma, a la salida del evaporador se va a tener una fase vapor compuesta por el agua procedente del lavado de la etapa de precipitación, que se condensa y se recircula a la etapa de precipitación, y una fase líquida, compuesta por agua y NaOH que es la que se recircula a la etapa de digestión.

En última instancia, como el líquido que sale del evaporador se encuentra a 105°C y la digestión ocurre a 140°C, se debe calcular la cantidad de calor necesaria para llevar a cabo ese aumento de temperatura.

Por lo tanto, el calor total necesario en la etapa de evaporación es:

$$Q_{\text{evaporación}} = Q\Delta T_{70^{\circ}\text{C} \rightarrow 105^{\circ}\text{C}} + Q_{\text{cambio fase}_{150^{\circ}\text{C}}} + Q\Delta T_{105^{\circ}\text{C} \rightarrow 105^{\circ}\text{C}} \quad [Ec\ 9].$$

2.2.3. VARIABLES DE INTERÉS

Se observa que en las etapas anteriores se tienen flujos de corriente con adiciones de compuestos como CaO, NaOH, CH₄ y agua, producción de emisiones, tanto de CO₂ a través de la combustión completa del metano como de residuos, la energía necesaria en el proceso o la producción de energía. A todas estas variables se les establece una nomenclatura para trabajar con ellas como se verá en el siguiente apartado.

3. RESULTADO DE LA SIMULACIÓN

En este apartado se van a exponer los resultados obtenidos en la simulación anteriormente explicada. Dichos datos se mostrarán especificados para cada una de las etapas en una tabla resumen acompañada con un gráfico descriptivo.

En el gráfico aparecen las etapas y la nomenclatura de cada una de las corrientes que existen en el proceso, detallando las adiciones de compuestos. Este gráfico se complementa con una tabla dónde aparecen reflejados con más detalle los valores de las corrientes del proceso, incluyendo los compuestos de estas corrientes. Además, se refleja los valores de energía necesaria en cada una de las etapas, incluyendo los valores obtenidos gracias a la recirculación de algunas de las corrientes del proceso.

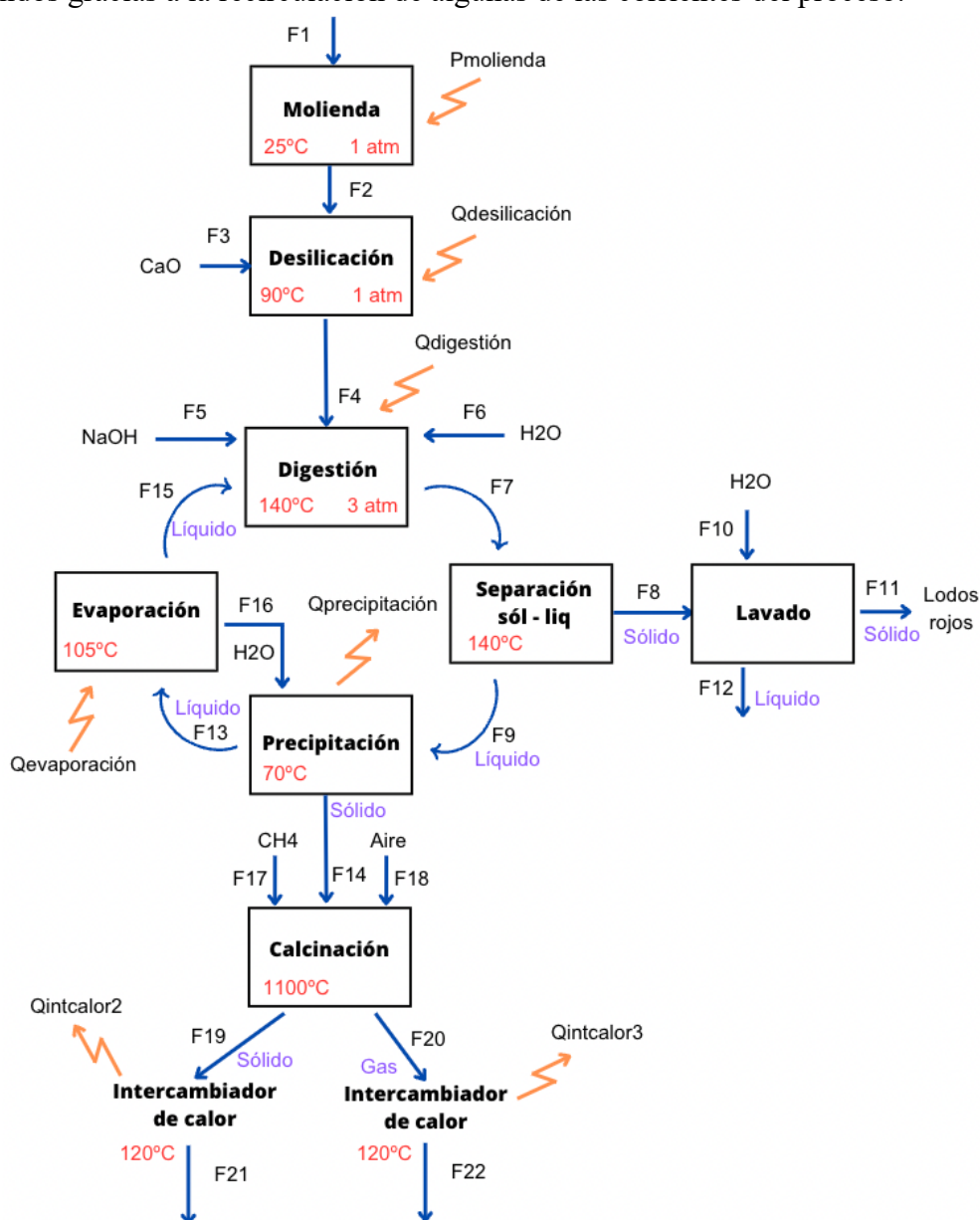


Imagen 3. Esquema Proceso Bayer con corrientes (Elaboración propia)

TOTAL CORRIENTE			Compuesto	Flujo masico		Qetapa		
F1	50	kg/s	Bauxita	50	kg/s			
						Pmolienda	1,646	MW
F2	50	kg/s	CaO	1,320	kg/s			
			SiO ₂	2,645	kg/s			
			Al(OH) ₃	31,925	kg/s			
			Fe ₂ O ₃	12,190	kg/s			
			TiO ₂	1,920	kg/s			
F3	1,25	kg/s	CaO	1,250	kg/s			
						Qdesilicación	3,554	MW
F4	51,25	kg/s	CaO	2,570	kg/s			
			SiO ₂	2,645	kg/s			
			Al(OH) ₃	31,925	kg/s			
			Fe ₂ O ₃	12,190	kg/s			
			TiO ₂	1,920	kg/s			
F5	0,67	kg/s	NaOH	18,007	kg/s			
F6	3,25	kg/s	H ₂ O	3,250	kg/s			
						Qdigestión	30,861	MW
F7	160,740	kg/s	NaAl(OH) ₄	48,295	kg/s			
			H ₂ O	90,034	kg/s			
			NaOH	2,128	kg/s			
			Fe ₂ O ₃	12,190	kg/s			
			SiO ₂	2,645	kg/s			
			TiO ₂	1,920	kg/s			
			CaO	2,570	kg/s			
			Al(OH) ₃	0,958	kg/s			
F8	25,353	kg/s	-					
F9	134,895	kg/s	NaAl(OH) ₄	46,551	kg/s			
			H ₂ O	86,784	kg/s			
			NaOH	1,560	kg/s			
F10	1580,497	l/s	H ₂ O	1580,497	l/s			
F11	20,283	kg/s	Fe ₂ O ₃	12,190	kg/s			
			SiO ₂	2,645	kg/s			
			TiO ₂	1,920	kg/s			
			CaO	2,570	kg/s			
			Al(OH) ₃	0,958	kg/s			
F12	1584,590	l/s	NaAl(OH) ₄	1,744	kg/s			
			H ₂ O	1583,748	l/s			
			NaOH	0,077	kg/s			
						Qprecipitación	-40,748	MW

F13	150,282	kg/s	H ₂ O	132,943	kg/s						
			NaOH	17,339	kg/s						
F14	30,772	kg/s	Al(OH) ₃	30,772	kg/s						
F15	104,123	kg/s	H ₂ O	86,784	kg/s						
			NaOH	17,339	kg/s						
F16	46,159	kg/s	H ₂ O (v)	46,159	kg/s						
						Qevaporación	123,974	MW			
F17	3,952	kg/s	CH ₄	3,952	kg/s						
F18	71,083	kg/s	O ₂	16,556	kg/s						
			N ₂	54,526	kg/s						
						Qcalcinación	97,87	MW			
F19	20,112	kg/s	Al ₂ O ₃	20,112	kg/s						
F20	85,696	kg/s	CO ₂	10,843	kg/s						
			H ₂ O	19,538	kg/s						
			O ₂	0,788	kg/s						
			N ₂	54,526	kg/s						
						Qintcalor2	-18,626	MW			
F21	20,112	kg/s	Al ₂ O ₃	20,112	kg/s						
									Qintcalor3	-115,201	MW
F22	86,696	kg/s	CO ₂	10,843	kg/s						
			H ₂ O	19,538	kg/s						
			O ₂	0,788	kg/s						
			N ₂	54,526	kg/s						

Tabla 2. Resultados de la simulación (Elaboración propia)

3.1. VALIDACIÓN DE LOS RESULTADOS

Se va a realizar una comprobación de los resultados obtenidos. Para ello se van a validar los resultados con fuentes bibliográficas. Todos los datos de referencia se han obtenido del informe medioambiental que realiza *European Aluminium*, la voz de la industria del aluminio en Europa (European Aluminium, 2018), excepto el valor de las emisiones directas de CO₂* que se ha obtenido de un informe del sector del aluminio realizado por orden de la Comisión Europea (Ecofys et al., 2009)

Producción de alúmina - Cifras relativas por tAl2O3	Simulación	Datos de referencia				
		European Aluminium 2015		IAI 2015		
Entradas						
Materias primas						
Bauxita	2 486	kg/t	2 156	kg/t	2 847	kg/t
NaOH	33	kg/t	48	kg/t	73	kg/t
CaO	62	kg/t	30	kg/t	32	kg/t
Agua fresca	0,16	m³/t	0	m³/t	0	m³/t
Energía						
Total	11 100	MJ/t	8 976	MJ/t	12 312	MJ/t
Eléctrica	362	kWh/t	141	kWh/t	218	kWh/t
Salidas						
Emisiones/desechos						
Lodos rojos	1008	kg/t	791	kg/t	1 231	Kg/t
Emisiones de CO2 directas	539	kg/t	400 – 800 kgCO2/t*			

Tabla 3. Validación resultados (Elaboración propia)

Sí se observa la tabla 3, se debe matizar algunos aspectos. En primer lugar, que la cantidad de agua que se ha utilizado en la simulación es un poco superior a la cantidad de agua que aportan las referencias bibliográficas. Esto es debido a que en la actualidad se está tendiendo a disminuir la cantidad de agua que se usa en el proceso, incluso se considera consumo nulo de agua debido a que es agua de proceso que no se consume y se reutiliza o se vierte de forma limpia. Además, se usan condensadores y otros sistemas para reaprovechar esta agua, aspecto que en la simulación no se ha tenido en cuenta, de ahí esa pequeña diferencia en el consumo de agua.

En cuanto a la cantidad de energía eléctrica, la simulación que se ha realizado consume mayor cantidad de energía eléctrica que la explicita en los datos de referencia, esto es debido a que la simulación esta más electrificada ya que en la actualidad se está tendiendo

a una disminución de la energía térmica proveniente de recursos fósiles, y con ello a un aumento del consumo de energía eléctrica que puede provenir de fuentes renovables (Australian Renewable Energy Agency (ARENA), 2022). El resto de los valores que se han obtenido en la simulación están dentro del orden de los recogidos por las referencias bibliográficas.

3.2. ANÁLISIS DE LOS RESULTADOS:

Para el análisis de resultados nos vamos a centrar en tres aspectos fundamentalmente: el consumo de materiales; la cantidad de emisiones y los desechos producidos; y la cantidad de energía necesaria en el proceso.

3.2.1. Consumo y producción de materiales

En relación con el consumo de materiales se observa que la cantidad de compuestos que se necesitan a lo largo del proceso es:

CONSUMO DE MATERIALES		
Compuesto	Flujo masico	
CaO	1,250	kg/s
NaOH	0,668	kg/s
H ₂ O	1583,748	kg/s
CH ₄	3,952	kg/s
Aire	71,083	kg/s

Tabla 4. Consumo de materiales obtenidos en la simulación (Elaboración propia)

En relación con la producción de alúmina, teniendo en cuenta la introducción de 50kg/s de bauxita, el valor que se ha obtenido es el siguiente:

PRODUCCIÓN		
Al ₂ O ₃	20,112	kg/s

Tabla 5. Producción de alúmina obtenida en la simulación (Elaboración propia)

Teniendo en cuenta las tablas 4 y 5, se puede observar que la cantidad de agua y de CH₄ para producir un kg de Al₂O₃ es de 78,75 kgH₂O/s y 0,2 kgCH₄/s respectivamente.

Sí se observan los valores obtenidos cabe destacar que la cantidad de agua para producir alúmina es muy elevada. Esto es debido a que para depositar los lodos rojos de una forma segura se deben lavar para reducir su pH. Como la concentración de iones OH⁻ es muy elevada, se necesita mucha agua para reducir este pH a un valor optimo.

3.2.2. Emisiones y desechos

En relación con las emisiones y los desechos producidos se debe tener en cuenta que es una de las problemáticas más notorias en el proceso Bayer tal y cómo se ha comentado en la introducción de este documento. Los valores en cuanto a las emisiones y desechos obtenidos en el proceso se muestran en la tabla 6:

EMISIONES/DESECHOS		
Compuesto	Flujo masico	
Lodos rojos	20,283	kg/s
Líquido con restos	1650,286	kg/s
CO ₂	10,843	kg/s

Tabla 6. Emisiones y desechos obtenidos en la simulación (Elaboración propia)

Sí se comparan estos valores con la cantidad de alúmina producida (tabla 5) obtenemos que la cantidad de lodos rojos y de CO₂ por kg de alúmina es de 1,01 kg lodos/s y de 0,54 kgCO₂/s respectivamente.

De los valores obtenidos se destaca que se produce prácticamente la misma cantidad de alúmina que de residuos sólidos, lo que implica que la cantidad de residuos que se produce es muy elevada. Por eso, se están desarrollando muchos estudios para intentar aprovechar estos residuos y que pase a ser un recurso valioso.

3.2.3. Energía necesaria

En relación con la energía del proceso, se debe tener en cuenta que hay etapas que requieren energía para llevarse a cabo y otras que producen energía, por intercambio de calor en la mayoría de los casos.

Para una mayor explicación de este concepto primero se va a exponer en una tabla resumen la energía detallada por etapas:

ENERGÍA		
Etapas	Energía	
Molienda	1,646	MW
Desilicación	3,554	MW
Digestion	30,861	MW
Precipitación	-40,748	MW
Evaporación	123,974	MW
Qintcalor2	-18,626	MW
Qintcalor3	-115,201	MW

Tabla 7. Energía necesaria y producida en la simulación (Elaboración propia)

Se observa en la tabla 7 que hay procesos que requieren energía, son aquellos con signo positivo teniendo en cuenta el convenio de signos, pero otros que la producen, son aquellos con signo negativo. Por ello, se va a realizar los siguientes balances de energía:

- Intercambiador de calor 2.

Se observa qué en el proceso de calcinación, la corriente de sólido que sale del calcinador a 1100°C se puede refrigerar a través de un intercambiador de calor y aprovechar esta energía para calentar parte de la digestión, ya que está se produce a 140°C. Se debe tener en cuenta que el calor que proviene del intercambiador de calor 2 se produce a través de una corriente sólida, por lo que este intercambio de calor debería estudiarse con mayor profundidad. Para el caso que nos concierne, se va a usar este calor para calentar una corriente de aire que entra a 25°C y sale a 900°C. Una vez se ha obtenido el flujo másico de aire que se puede calentar con ese calor, está misma cantidad de corriente se va a enfriar hasta los 200°C para poder utilizar el calor que se produzca en este enfriamiento en el proceso de digestión a 140°C.

- Intercambiador de calor 3.

Del proceso de calcinación, además de la corriente sólida cuyo calor es aprovechado por la digestión, se obtiene una corriente gaseosa que sale del calcinador a 1100°C, la cual se enfría gracias a un intercambiador de calor y de esta forma se aprovecha casi toda esta energía térmica para el calentamiento de la etapa de evaporación, ya que sus valores son muy similares. La cantidad que falta se obtendrá a través de energía eléctrica.

- Precipitación

En la tabla 7 se observa que en el proceso de precipitación también se produce energía térmica que podría ser utilizada en alguna otra parte del proceso. El problema es que esta etapa se lleva a cabo a 70°C por lo que la energía térmica que se produce tiene una temperatura muy limitada y no se puede aprovechar en otra etapa del proceso, por ello se enfría a temperatura ambiente.

En resumen, la energía que se ha podido aprovechar en alguna de las etapas del proceso se recoge en la tabla 8:

Etapa	Energía aportada			Etapa	Energía necesaria			Balance	
Qintcalor3	-115,201	MW	→	Evaporación	123,974	MW		8,773	MW
Qintcalor2	-18,626	MW	→	Digestión	30,861	MW		12,235	MW
				Desilicación	3,554	MW		3,554	MW
				Molienda	1,646	MW		1,646	MW

Tabla 8. Balances de energía eléctrica (Elaboración propia)

Una vez se ha tenido en cuenta la energía que se ha podido aprovechar en alguna de las etapas del proceso, se observa en un balance global que se necesita aporte de energía para que el proceso se pueda llevar a cabo. Por un lado, se necesita energía térmica, aportada por el CH₄, para que se lleve a cabo el proceso de calcinación, y por otro lado se necesita energía para aquellas etapas en las que con el aprovechamiento de energía no ha sido suficiente. Se considera que esta energía se aporta como energía eléctrica.

En relación con la energía térmica que aporta el CH₄ se destaca que para su cálculo se ha tomado un valor de entalpía de combustión de 800 kJ/mol (anexo 3), lo que equivale aproximadamente a un valor de poder calorífico del metano de 50 MJ/kg.

Teniendo en cuenta ambos aspectos, la cantidad de energía necesaria para que se lleve a cabo el proceso Bayer es:

Eléctrica	26,208	MW
Térmica (CH ₄)	197,11	MW
TOTAL	223,315	MW

Tabla 9. Energía necesaria en la simulación (Elaboración propia)

Sí se comparan estos valores con la cantidad de alúmina producida (tabla 5) se obtiene que la cantidad de energía necesaria es de 11,10 GJ/tonAl₂O₃.

Sí se compara este resultado con los valores de energía por tonelada de alúmina recopilados por el Instituto Internacional del Aluminio, se observa que está dentro de los márgenes de los valores recogidos (entre 8 y 13 GJ/tonAl₂O₃). (International Aluminium Institute, 2023). Estos valores difieren según la parte del mundo en la que se realiza la extracción esto es debido a que la composición de la gibbsita varía de un lugar a otro del mundo.

4. APLICACIÓN DE ENERGÍAS RENOVABLES – ENERGÍA FOTOVOLTAICA

Se debe tener en cuenta que la fábrica simulada consume energía térmica, producida a través del uso de CH_4 en un calcinador, y energía eléctrica, que se introduce desde el exterior. Por ello, la instalación fotovoltaica que se va a dimensionar únicamente va a producir la energía eléctrica necesaria en la fábrica, evitando así su compra en el mercado eléctrico español, cuyos precios son muy variables.

La instalación fotovoltaica que se va a dimensionar se va a ubicar en la zona rural de Castelserás ($40^\circ 58' 51,60''\text{N}$; $0^\circ 8' 52,80''\text{O}$), un pueblo ubicado en la comarca del Bajo Aragón, en la provincia de Teruel. Se ha elegido una zona rural debido a que la instalación de paneles fotovoltaicos requiere de un gran espacio, condición que se cumple con mayor facilidad en zonas con despoblación que en zonas industriales.

4.1. DIMENSIONADO DE LA INSTALACIÓN

Tomando como base los datos de la simulación, se tiene que la energía necesaria es de $11,10 \text{ GJ/tonAl}_2\text{O}_3$, de los cuales $9,801 \text{ GJ/tonAl}_2\text{O}_3$ se producen a través de la calcinación de CH_4 y los $1,303 \text{ GJ/tonAl}_2\text{O}_3$ restantes son energía eléctrica adquirida desde el exterior. Sabiendo que en la simulación se usaban 50 kg bauxita/s, esto quiere decir, que se necesitan $1,241 \text{ kWh}$ por kg de bauxita, de los cuales $0,146 \text{ kWh}$ son eléctricos y $1,095 \text{ kWh}$ térmicos. Para el estudio se va a emplear únicamente el valor que proviene de la energía eléctrica.

Para el dimensionamiento de la instalación fotovoltaica se van a usar placas solares Jinko Tiger Pro HC 144cel de 550W para aplicación industrial, cuyas características se recogen en la tabla 10:

Características panel fotovoltaico		
Potencia máxima	550	W
Voltaje a potencia máxima	40,9	V
Intensidad a potencia máxima	13,45	A
Voltaje en circuito abierto	49,62	V
Intensidad de cortocircuito	14,03	A
Tolerancia de potencia	0/3	%W
Dimensiones	1,134x2,278	m^2
Precio	169	€

Tabla 10. Características panel fotovoltaico (Jinko Solar, 2022)

Uno de los factores más importantes que se deben tener en cuenta en el dimensionado de la instalación fotovoltaica es el emplazamiento de la instalación, ya que, dependiendo de la ubicación, los valores de irradiación solar mensual variarían. Esto es debido a que la irradiación solar tiene en cuenta la dirección de los rayos solares, cómo inciden en la tierra, además de la inclinación de las placas, las sombras, el clima de la zona geográfica, ...

Para la obtención de la irradiancia se va a usar un programa llamado PVGIS (European Commission, 2020). El PVGIS es un software gratuito de la comisión europea Joint Research Center creado para facilitar el estudio de recurso solar y el potencial fotovoltaico en una zona en concreto de Europa. Este programa es muy útil ya que se puede variar la ubicación de la instalación, pero también la inclinación y orientación de los paneles fotovoltaicos. Por ello, usando este software para la fábrica considerada en la ubicación de Castelserás, se han obtenido los datos de la irradiación Global para el ángulo de inclinación de placas solares óptimo, 37°, de los últimos 10 años cómo se muestra a continuación:

Irradiación Global para un ángulo óptimo, 37° (kWh/m²)										
MES	2011	2012	2013	2014	2015	2016	2017	2018	2019	2020
Ene	125,41	129,95	118,61	107,43	135,65	121,86	130,22	141,7	132,36	109,12
Feb	146,12	168,06	122,00	112,51	113,55	129,82	130,13	108,09	174,93	174,89
Mar	138,25	207,88	136,28	159,75	152,55	152,10	186,9	155,68	208,52	148,29
Abr	188,1	158,56	168,24	186,47	193,93	172,63	201,78	169,47	165,5	148,02
May	200,88	202,56	167,5	197,47	210,37	186,70	205,38	192,57	207,32	201,26
Jun	197,89	205,21	189,61	202,81	196,09	205,73	200,51	192,13	208,39	197,22
Jul	214,62	222,52	212,88	210,00	208,82	219,86	207,07	219,83	217,32	221,88
Ago	213,12	208,36	200,24	209,79	199,89	221,76	196,12	209,99	208,74	209,76
Sep	196,67	178,98	191,03	165,83	172,94	182,66	191,07	184,59	190,74	178,91
Oct	178,10	155,73	167,01	179,52	143,39	150,04	102,06	147,20	165,10	165,01
Nov	95,35	103,05	125,13	117,7	138,58	111,16	151,50	100,81	120,14	129,24
Dic	130,77	136,6	119,71	101,65	135,26	103,43	121,13	124,06	107,51	122,63
TOT	2025,3	2077,5	1918,2	1950,9	2001,0	1957,7	2023,9	1946,1	2106,8	2006,2

Tabla 11. Irradiación global para un ángulo óptimo en Castelserás (Teruel) (European Commission, 2020)

Para el cálculo de la instalación fotovoltaica se van a coger los valores medios de los últimos 10 años.

Media (kWh/m ²)					
Enero	Febrero	Marzo	Abril	Mayo	Junio
121,40	134,46	163,41	174,65	195,11	197,39
Julio	Agosto	Septiembre	Octubre	Noviembre	Diciembre
216,01	207,88	183,04	156,42	119,90	120,09

TOTAL	1989,75
-------	---------

Tabla 12. Valores medios de Irradiación global para un ángulo óptimo en Castelserás (Teruel) (Elaboración propia)

Sabiendo que se necesitan 0,146 kWh por kg de bauxita, para una fábrica que trabaja con 1,5 millones de toneladas de bauxita al año se necesitaran 218 397,05 MWh/año, lo que significa 18 199,75 MWh/mes

Una vez se ha obtenido la energía total, se quiere obtener el número de placas necesarias para producir dicha energía. Para ello se usa la siguiente ecuación

$$E = I_{placa} \cdot V_{placa} \cdot \text{Número de placas} \cdot HSP \cdot \text{Eficiencia placa} \quad [Ec 10].$$

Siendo I_{placa} y V_{placa} son características de la placa

HSP = Hora solar pico

La ecuación anterior depende de dos parámetros que se desconocen, la eficiencia de la placa y la Hora Solar Pico. Para el cálculo de la eficiencia de la placa se han tenido en cuenta las siguientes pérdidas y su correspondiente porcentaje:

Pérdidas paneles fotovoltaicos	%
Pérdidas debido a la temperatura	10,2
Pérdidas en el cableado	0,43
Pérdidas por suciedad	0,3
Pérdidas en el inversor	1,1
Pérdidas por sombreado	2,32
Pérdidas por acoplamiento	2
Pérdidas del transformador	0,73
Pérdidas de auxiliares	0,03
TOTAL	17,11
EFICIENCIA PANEL SOLAR	82,89

Tabla 13. Porcentajes para el cálculo de la eficiencia del panel solar (Satel, 2020)

Por otro lado, el parámetro HSP expresa el tiempo en horas de una hipotética irradiación solar constante de 1000 W/m² sobre un determinado emplazamiento. Si la radiación se expresa en kWh/m², la HSP se obtendrá con la siguiente ecuación:

$$HSP = \frac{\text{Radiación (kWh/m}^2\text{)}}{1000 \text{ (W/m}^2\text{)}} \cdot k \quad [Ec 11].$$

Siendo k = factor de corrección

Radiación = Irradiación global medio para un ángulo óptimo (tabla 12)

Cómo se observa en la ecuación anterior, se necesita el valor del factor de corrección k. Este factor depende de la latitud de la ubicación de la instalación fotovoltaica y del ángulo de inclinación de las placas solares. Teniendo en cuenta que Castelserás tiene una latitud de 40,981° y las placas solares una inclinación óptima de 37° (obtenido a través del PVGIS), los valores del factor de corrección mensuales se recogen en la tabla 14:

Valores de k											
Ene	Feb	Mar	Abr	May	Jun	Jul	Ago	Sept	Oct	Nov	Dic
1,39	1,29	1,18	1,07	0,99	0,96	0,99	1,08	1,22	1,38	1,49	1,47

Tabla 14. Valores de k, latitud de 41° e inclinación de 37° (Cleanergysolar, n.d.)

Con todo ello, los valores de la hora solar pico mensual son los siguientes:

HSP (mensual)											
Ene	Feb	Mar	Abr	May	Jun	Jul	Ago	Sept	Oct	Nov	Dic
168,7	173,4	192,8	186,9	193,2	189,5	213,8	225,5	223,3	215,8	178,6	176,5

HSP (anual)	2337,25
-------------	---------

Tabla 15. Valores de HSP mensual y anual (Elaboración propia)

Usando la Ec 10, obtenemos que la cantidad de placas que hace falta para producir la energía eléctrica necesaria en el proceso es de 204 925 placas. Para comprobar este valor se va a usar un proyecto actual que se está llevando a cabo en Belchite (Zaragoza). En este proyecto se expone que se van a producir 79 401 MWh/año usando 92 988 paneles fotovoltaicos (Satel, 2020). Por lo que para producir la energía necesaria que conlleva el parque fotovoltaico que se está estudiando, 218 298 MWh/año, se necesitarían 255 770 paneles solares, lo que es del orden del número de paneles fotovoltaicos que se han obtenido. Hay que destacar que esta variación se debe a que la ubicación escogida no es

la misma que en el proyecto comparativo y la placa utilizada en esta simulación tiene un 28% más de potencia que la usada en el proyecto de Belchite.

Una vez se han obtenido el número de placas necesarias para la fábrica estudiada, se realizan los cálculos inversos a los anteriores para obtener los valores reales de energía producida cada mes.

Energía real producida (MWh/mes)					
Enero	Febrero	Marzo	Abril	Mayo	Junio
15 767,87	16 207,85	18 017,56	17 461,77	18 049,60	17 706,51
Julio	Agosto	Septiembre	Octubre	Noviembre	Diciembre
19 982,25	20 978,82	20 866,86	20 169,91	16 693,27	16 495,80

Tabla 16. Producción real de energía eléctrica en MWh (Elaboración propia)

Sí se realiza una comparación entre la cantidad de energía eléctrica necesaria y la energía eléctrica producida, se obtiene el siguiente gráfico:

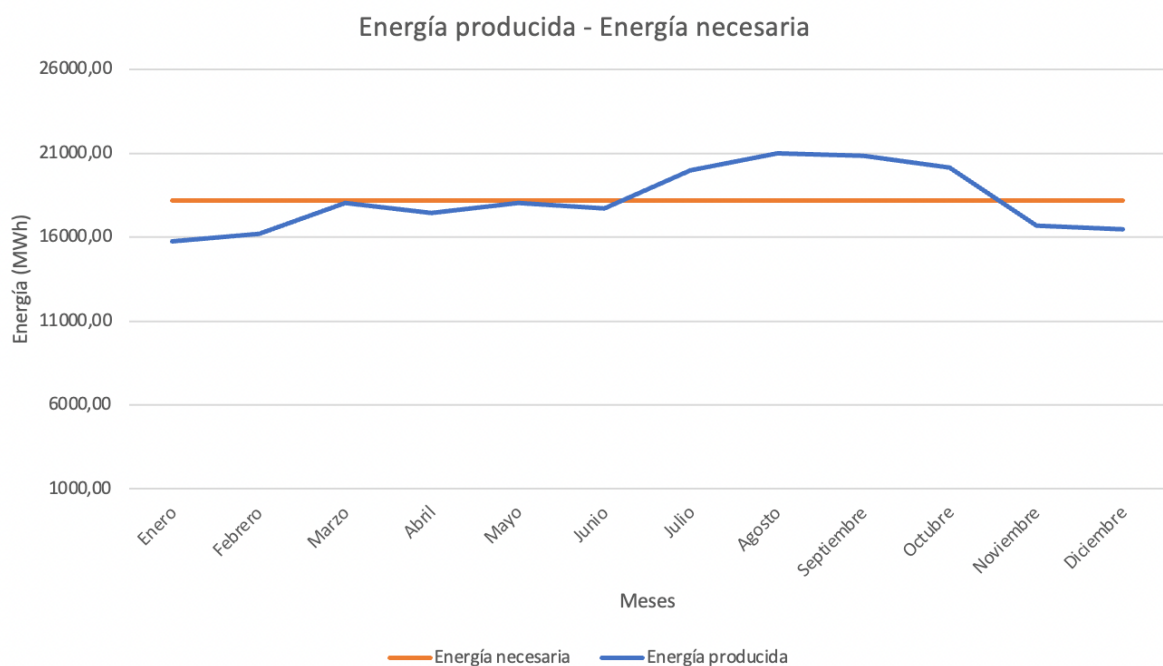


Imagen 4. Energía producida – Energía necesaria (Elaboración propia)

5. ANÁLISIS ECONÓMICO Y MEDIOAMBIENTAL:

Se va a realizar un análisis económico y medioambiental tanto del proceso simulado como del mismo proceso incluyendo la obtención de la energía eléctrica necesaria a través de un parque fotovoltaico.

En el análisis económico se va a tener en cuenta por un lado los costes directos, que incluyen la compra de los equipos necesarios, los sistemas eléctricos, las instalaciones de servicio, ... y por otro lado los costes indirectos, que incluyen aspectos relacionados con la ingeniería y supervisión, los gastos de construcción, las contingencias, ... En este análisis no se va a incluir ni la compra de la materia prima necesaria, ni del gas natural, ya que los valores para ambos casos serán iguales y no van a influir en la comparativa.

Para el análisis medioambiental se va a emplear para el caso base el Mix Eléctrico Español, un valor que expresa las emisiones de CO₂ asociadas a la generación de electricidad que se consume.

5.1. CASO BASE:

El caso base engloba la simulación que se ha realizado, en la que la energía eléctrica necesaria se compra en el mercado eléctrico de España y la energía térmica se consigue a través de la quema de CH₄ en un calcinador.

5.1.1. COMPRA DE LOS EQUIPOS:

Para el cálculo económico, en primera instancia, se va a calcular el coste de la compra de los equipos necesarios en el proceso. El coste de compra se va a obtener de fuentes bibliográficas y después se va a ajustar al año actual a través del índice CEPCI. Este índice es una herramienta introducida por los profesionales de la industria de procesos químicos para ajustar los costes de construcción de plantas de proceso de un periodo en el tiempo a otro periodo. Está compuesto a su vez por cuatro subíndices: equipamiento; mano de obra; edificios; e ingeniería y supervisión. La forma de usarlo es la siguiente:

$$\text{Coste presente} = \text{Coste pasado} \left(\frac{\text{Valor presente índice CEPCI}}{\text{Valor índice cuando coste pasado conocido}} \right) \quad [Ec 12].$$

Por lo tanto, con conocer el coste del equipo, el índice CEPCI cuando este coste es conocido, y el índice CEPCI actual podemos estimar cuál será el coste actual del equipo (Towering Skills, 2023)

Teniendo en cuenta que el proceso Bayer es un proceso complejo en el que intervienen diversos equipos se han elegido aquellos equipos más representativos en cada una de las etapas puesto que van a ser los que más influyan económicamente en el resultado final. Los equipos que van a tenerse en cuenta se pueden observar en la imagen 5:

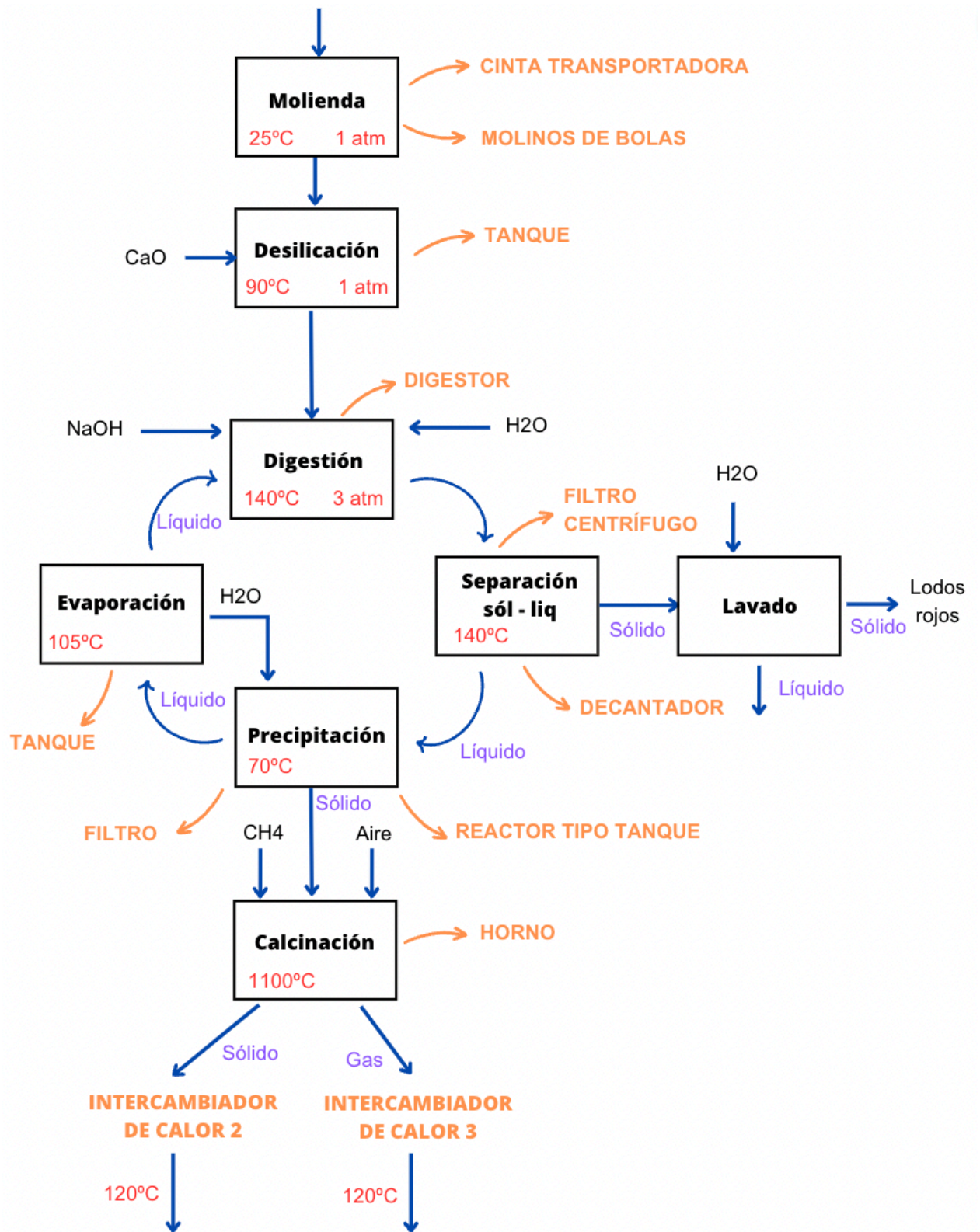


Imagen 5. Etapas del proceso incluyendo los equipos principales (Elaboración propia)

Para la obtención del coste de cada uno de esos equipos se ha utilizado el libro “Plant Design and Economics for Chemical engineers” de Max Peters, Klaus Timmerhaus y Ronald West. En este libro los costes de los equipos están en dólares, por lo que se va a utilizar el cambio de moneda actual para pasarlo a euros (Dato del 09/06/2023).

Otro aspecto a tener en cuenta es que muchos de estos equipos tienen una capacidad o dimensiones limitadas, por lo que teniendo en cuenta la simulación realizada y el tamaño de la planta que se está estudiando, se han obtenido el número de equipos que se necesitan.

Con todo ello, a continuación, se muestra una tabla dónde se recogen el equipo empleado, el número necesario y el coste de estos.

ETAPA	EQUIPO	Nº Equipos	COSTE (€)
Molienda	Cinta transportadora	1	18.791,46€
	Molino de bolas	5	3.758.291,33€
Desilicación	Tanque de mezcla	1	150.331,65€
Digestión	Digestor	8	2.405.306,45€
Separación sólido – líquido	Filtro centrífugo	10	1.691.231,10€
	Decantador	3	1.578.482,36€
Precipitación	Reactor tipo tanque	5	1.503.316,53€
	Filtro	9	4.566.323,97€
Calcinación	Hornos	2	21.422.260,58€
	Intercambiador de calor 2	1	52.616,08€
	Intercambiador de calor 3	44	3.307.296,37€
Evaporación	Tanque	1	300.663,31€

TOTAL	40.754.911,18€
--------------	-----------------------

Tabla 17. Coste equipos Proceso Bayer (Elaboración propia)

Se observa que el valor final de los costes totales en la compra de equipos asciende a 40,754 M€, de los cuales aproximadamente el 50% se debe al coste de los dos hornos necesarios en el proceso, ya que es el equipo más caro del proceso.

Para el cálculo de los costes directos e indirectos, una vez se ha obtenido el coste de los equipos, se calcula utilizando los siguientes porcentajes recogidos en el libro anteriormente citado:

TIPO DE COSTE		% COSTE DEL EQUIPO QUE PROCESAN:		
		Sólidos	Sólido - Líquido	Líquidos
COSTES DIRECTO	Coste equipos	100	100	100
	Instalación de equipos	45	39	47
	Instrumentación y controles	18	26	36
	Tuberías	16	31	68
	Sistemas eléctricos	10	10	11
	Edificio	25	29	18
	Mejora de patios	15	12	10
	Instalaciones de servicios	40	55	70
	TOTAL	269	302	360
COSTES INDIRECTOS	Ingeniería y supervisión	33	32	33
	Gastos de construcción	39	34	41
	Gastos jurídicos	4	3	4
	Honorarios del contratista	17	19	22
	Imprevistos	35	37	44
	TOTAL	129	126	144

Tabla 18. Porcentajes respecto costes directos e indirectos.

Los costes directos son aquellos que guardan una estrecha relación con el desarrollo de la instalación y construcción del proyecto, mientras que los indirectos son aquellos que no se atribuyen directamente al proyecto ya que engloban imprevistos, la obtención de la documentación necesaria, ... Por ello, el porcentaje de los costes directos es mayor que los de los indirectos.

Teniendo en cuenta los porcentajes definidos (tabla 18), y aplicando el coste de los equipos que se muestra en la tabla 17, se obtienen los siguientes costes directos e indirectos:

ETAPA	EQUIPO	COSTE DIRECTO	COSTE INDIRECTO
Molienda	Cinta transportadora	50.549,02 €	6.201,18 €
	Molino de bolas	11.350.039,82 €	4.735.447,08 €
Desilicación	Tanque de mezcla	454.001,59 €	189.417,88 €
Digestión	Digestor	7.264.025,48 €	3.030.686,13 €
Separación sólido – líquido	Filtro centrífugo	5.107.517,92 €	2.130.951,18 €
	Decantador	4.767.016,72 €	1.988.887,77 €
Precipitación	Reactor tipo tanque	4.540.015,93 €	1.894.178,83 €
	Filtro	13.790.298,38 €	5.753.568,20 €
Calcinación	Hornos	64.695.226,95 €	26.992.048,33 €
	Intercambiador de calor 2	189.417,88 €	75.767,15 €
	Intercambiador de calor 3	11.906.266,93 €	4.762.506,77 €
Evaporación	Tanque	908.003,19 €	378.835,77 €

TOTAL	176.960.876,07 €
--------------	------------------

Tabla 19. Costes equipos teniendo en cuenta los costes directos e indirectos.

Con todo ello, el coste final de la instalación y compra de los equipos necesarios en el proceso, incluyendo posibles imprevistos y la documentación necesaria, asciende a 176,961 M€

No se han encontrado resultados actuales debido a aspectos de confidencialidad, pero, para obtener una comparativa, el libro ‘Cost Estimate of the Bayer Process for Producing Alumina - Based on 1982 Equipment Prices’ de Deborah A proporciona una perspectiva valiosa sobre los costes del proceso en esa época. Se observa que los costes han ido disminuyendo a lo largo de los años debido a aspectos cómo mejora en los equipos y en los compuestos necesarios en el proceso. (A & Kramer, 1983).

5.1.2. COMPRA DE ENERGÍA ELÉCTRICA

Para el caso de comprar la energía eléctrica en el mercado español se debe tener en cuenta que el precio de está es fluctuante, depende tanto de la hora del día en la que se está realizando el consumo, cómo del día en particular.

Se ha cogido un valor medio de un día del año 2023 para realizar un cálculo estimado del coste de la compra de la energía eléctrica necesaria en el proceso. Este valor es de 0,12 €/kWh. Teniendo en cuenta que la cantidad de energía necesaria en el proceso asciende a 218 397,05 MWh/año, el precio de la energía total necesaria es de 26.207.646,39 €/año.

5.1.3. EMISIONES DE CO₂

Para el análisis medioambiental, se va a tener en cuenta tanto la cantidad de emisiones de CO₂ que emite el proceso Bayer en la quema de CH₄ en el calcinador como la cantidad de emisiones de CO₂ por esa compra de la electricidad.

En relación con la cantidad de emisiones del CO₂ del proceso, siguiendo la simulación, este valor asciende a 10,843 kg/s

En relación con la compra de electricidad, el factor que regula las emisiones de CO₂ en relación con su producción es el Mix eléctrico y es un indicador de las fuentes energéticas que se utilizan para producir esta electricidad. El valor del Mix eléctrico lo publica la Comisión Nacional de los Mercados y la Competencia (CNMC) en el acuerdo sobre etiquetaje de la electricidad. El valor para el Mix eléctrico español en 2023 fue de 273 gCO₂eq/kWh (Generalitat de Catalunya, 2023)

Teniendo en cuenta que la cantidad de electricidad necesaria es de 218 397,05 MWh/año, la cantidad equivalente de CO₂ es de 59 622 395,53 kgCO₂/año, lo que equivale a 39,75 gCO₂/kg bauxita, como en la simulación se utilizan 50 kg/s de bauxita, el valor es 1,987 kgCO₂/s. Por lo tanto, la cantidad total de emisiones de CO₂ es de 12,83 kg/s

5.2. CASO ENERGÍA RENOVABLES: COSTE DE LOS EQUIPOS Y PRODUCCIÓN DE ENERGÍAS RENOVABLES

Para el caso del estudio de la instalación de energías renovables para la obtención de la energía eléctrica necesaria en el proceso se va a partir de la misma simulación que en el caso anterior y se va a añadir un parque fotovoltaico capaz de suministrar esta energía eléctrica.

5.2.1. COSTE DE LOS EQUIPOS INCLUYENDO EL PARQUE FOTOVOLTAICO

Para el caso del coste de los equipos, como la simulación de la que se parte es la misma que para el caso anterior, el coste de los equipos es el mismo, lo único que en este caso tenemos que añadir los costes en relación con la compra de los materiales y la instalación del parque fotovoltaico necesario partiendo del dimensionamiento realizado en el apartado 4.1 del documento, además del coste de almacenamiento de energía

Como se ha obtenido, la cantidad de placas necesarias es de 204 925 placas, por lo que teniendo en cuenta que el precio de la placa elegida (tabla 10), descontando el 21% de IVA y aplicando un 15% de descuento debido a la demanda que se va a realizar de ellas, asciende a 23.255.606,24 €

Para el cálculo de los costes directos e indirectos para la compra de materiales y la instalación del parque fotovoltaico, en este caso se ha utilizado unos porcentajes correspondientes a cada uno de los aspectos a tener en cuenta en la compra de materiales, en la instalación, en el acondicionamiento del terreno, en la seguridad, ... Los factores empleados se recogen en la tabla 20:

Aspectos	Porcentaje
Obra Civil Parque Fotovoltaico	5,31%
Suministros Eléctricos Parque Fotovoltaico	12,72%
Placas solares	49,61%
Componentes principales	10,58%
Instalación eléctrica Parque Fotovoltaico	3,46%
Ensamblaje mecánico	17,38%
Monitorización parque fotovoltaico	0,26%
Seguridad Parque fotovoltaico	0,68
PRESUPUESTO TOTAL EJECUCIÓN MATERIAL	100%
Gastos generales y beneficio industrial	19%
TOTAL PRESUPUESTO GENERAL	119%

Tabla 20. Porcentajes instalación, construcción y compra de materiales de un parque fotovoltaico (Satel, 2020)

Teniendo en cuenta los porcentajes anteriores y el coste de las placas solares se obtiene que el presupuesto total general es de 55.783.980.21€

Por otro lado, se debe calcular el coste que conlleva almacenar la energía de aquellos meses que la cantidad de irradiación es mayor para poder aprovecharla aquellos meses dónde las placas fotovoltaicas no producen la energía suficiente como para abastecer a la planta.

Para este análisis se han empleado baterías de litio ya que son las más adecuadas para instalar junto con placas solares debido a su capacidad de carga y que no requieren ningún tipo de mantenimiento. En concreto, las baterías elegidas son batería LiFePO₄, cuyas características técnicas se muestran en la tabla 21:

Características batería de litio		
Almacenaje	4,9	kWh
Vida	15	años
Dimensiones	0,486x0,486x0,136	m ³
Precio	1.395,5	€

Tabla 21. Características batería de litio (Tensite, 2023)

Sí se observa la imagen 4, se concluye que los meses de verano se produce energía sobrante que se debe emplear en los meses de invierno. En la tabla 22 se recoge la cantidad de energía que debemos almacenar anualmente:

Energía que se tiene que almacenar (MWh/mes)					
Enero	Febrero	Marzo	Abril	Mayo	Junio
0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
Julio	Agosto	Septiembre	Octubre	Noviembre	Diciembre
1 782,5	2 779,06	2 667,11	1 970,15	0,00	0,00

Tabla 22. Energía por almacenar MWh/mes.

Sabiendo que una batería es capaz de almacenar 4,9 kWh y que se necesitan almacenar 9 198,82 MWh/año, se calcula que se necesitan 1 877 312 baterías, lo que supone un coste de 2.612.279.648,00 €.

Cómo se observa, este valor es desorbitado en comparación con el resto de los costes de la instalación, por lo que se va a plantear que, en lugar de almacenar energía, los meses que se requieran energía se comprará al mercado cómo energía verde, y los meses que se produzca energía restante con el uso de placas solares se venderán a la red eléctrica a mitad de precio que lo que cuesta comprarlas. Se supone que esta venta de energía no conlleva ningún coste en relación con licencias de actividad, y obligaciones fiscales y tributarias ya que se ha supuesto un precio mucho menor que el de la realidad.

Para este nuevo análisis, se necesita conocer la energía que se tiene que comprar y la energía que se puede vender. Para el caso de la energía que se puede vender correspondería a la energía que se tendría que almacenar recogida en la tabla 22. Para el caso de la energía que se tendría que comprar se observa la tabla 23:

Energía que se tiene que comprar (MWh/mes)					
Enero	Febrero	Marzo	Abril	Mayo	Junio
2 431,89	1 991,90	182,19	737,98	150,16	493,24
Julio	Agosto	Septiembre	Octubre	Noviembre	Diciembre
0,00	0,00	0,00	0,00	1 506,48	1 703,95

Tabla 23. Energía por comprar MWh/mes.

Sí se estima que la compra de energía verde tiene un coste del doble de la energía comprada procedente de combustibles fósiles, 0,24 €/kWh, y que la venta de energía verde se realiza a la mitad del precio de compra de energía procedente de combustibles fósiles, 0,06 €/kWh, los gastos en compra de energía ascienden a 2.207.470,98€/año y los beneficios por la venta de energía alcanzan los 551.929,44€/año, por lo que el balance de gastos totales es de 1 655 541,55€/año. En el supuesto caso de que no se pudiera vender

la energía en el mercado por motivos de falta de demanda, el coste de la energía eléctrica serían 2.207.470,98 €/año

5.2.2. EMISIONES DE CO₂

En este caso, únicamente se tendrá en cuenta el valor de las emisiones de CO₂ por la calcinación de CH₄ en el horno ya que las placas solares tienen las características de que no tienen emisiones atmosféricas directas ya que es una energía 100% sostenible. Es decir, el valor de emisiones de CO₂ es de 10,843 kg/s.

Cabe mencionar que cómo la compra de energía eléctrica de este apartado es únicamente energía verde no se tienen en consideración las emisiones de CO₂ del Mix eléctrico español. De hecho, se va a considerar cómo un impacto positivo, ya que son emisiones atmosféricas que estas dejando de producir, en concreto, este impacto alcanza un valor de -0,084 kgCO₂/s

5.3. COMPARACIÓN DE AMBOS CASOS

5.3.1. ANÁLISIS ECONÓMICO

Para comparar los costes de ambos casos se van a tener en cuenta dos aspectos, por un lado, la compra de equipos para los cuales se va a pedir un préstamo y se pagará anualmente la misma cantidad de dinero y, por otro lado, la compra de la energía eléctrica al mercado español, cuyo coste es fijo anualmente y depende del consumo de bauxita.

Para el cálculo del préstamo se va a suponer que el banco ofrece un préstamo con un 5% de interés fijo anual a 25 años. Para el cálculo de la cuota mensual a pagar se sigue la siguiente ecuación:

$$Cuota\ mensual\ fija = \frac{Valor\ del\ crédito\ (€) * Interés\ mensual}{(1 - (1 + Interés\ mensual)^{-plazos\ mensuales})} \quad [Ec\ 13].$$

Dónde: Interés mensual = Interés anual/12

Plazos mensuales = Tiempo de duración en meses

Con ello obtenemos la siguiente tabla comparativa con ambos casos:

COSTE	PROCESO BAYER	PROCESO BAYER + FOTOVOLTAICA
Valor del crédito (€)	176.960.876,07€	232.744.856,28€
Costes mensuales préstamo (€)	1.034.495,66€	1.360.603,25€
Costes anuales préstamo (€)	12.413.947,91€	16.327.239,02€

Tabla 24. Costes amortizaciones (Elaboración propia)

Una vez se han obtenido los costes anuales del préstamo, sabiendo la cantidad de energía eléctrica que se tiene que comprar anualmente debido al tamaño de la planta, se obtiene la tabla 25:

COSTE	PROCESO BAYER	PROCESO BAYER + FOTOVOLTAICA
Costes préstamo (€/año)	12.413.947,91€	16.327.239,02€
Costes E.eléctrica (€/año)	26.207.646,39€	1.655.541,55€
TOTAL (€/año)	38.621.594,30€	17.982.780,57€

Tabla 25. Costes totales (Elaboración propia)

Se debe tener en cuenta que para el segundo de lo caso se ha considerado compra y venta de la energía eléctrica sobrante. Sí no se pudiera vender la energía eléctrica sobrante por falta de demanda en el mercado el total ascendería a 18.534.710,01€.

Estos resultados obtenidos es cuando el precio de la energía eléctrica proveniente de combustibles fósiles es de 0,12€/kWh, pero este precio es variable dependiendo del mercado eléctrico. Por ello se va a realizar un análisis de sensibilidad para comprobar cómo varía el coste total en función de este parámetro. Para realizar el análisis se ha tenido en cuenta que el coste de la compra de energía verde para el caso de la instalación fotovoltaica es el doble que el de combustible fósil, y para la venta de la energía sobrante producida por la instalación fotovoltaica es la mitad que el precio de compra de la energía eléctrica producida por combustibles fósiles. Con todo ello se obtiene el siguiente gráfico comparativo:

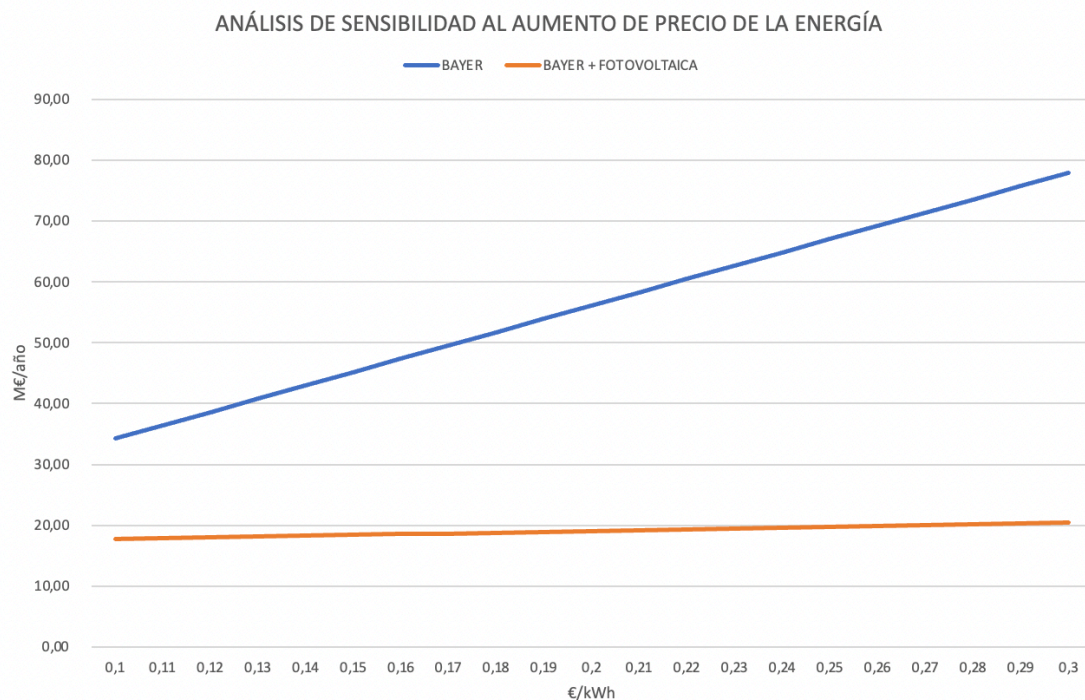


Imagen 6. Análisis de sensibilidad del precio de la energía (Elaboración propia)

En la imagen 6 se observa que cuanto mayor es el precio de la energía eléctrica proveniente de fuentes fósiles, mayor es la diferencia en el coste total anual. Esto es debido a que la cantidad de energía que hay que comprar para el caso de no tener instalación fotovoltaica es mucho mayor, por eso le afecta en una mayor proporción la variación del precio de la energía.

5.3.2. ANÁLISIS AMBIENTAL

Para el análisis ambiental se van a tener en cuenta distintos aspectos relacionados con las emisiones de CO₂. Se van a comparar entre ambos casos dos aspectos, por un lado, las emisiones directas del proceso Bayer, que van a ser las mismas ya que el calcinador empleado para ambos casos es el mismo, y por otro lado la cantidad de emisiones de CO₂ en relación con la energía eléctrica. En la tabla 26 se recogen ambos aspectos:

COSTE	PROCESO BAYER	PROCESO BAYER + FOTOVOLTAICA
Emisiones CO ₂ proceso (kgCO ₂ /kgbauxita)	0,217	0,217
Emisiones CO ₂ por E.eléctrica (kgCO ₂ /kgbauxita)	0,040	-0,002
TOTAL (kgCO₂/kgbauxita)	0,257	0,215

Tabla 26. Costes emisiones de CO₂ (Elaboración propia)

Se observa que la reducción de emisiones de CO₂ al usar la energía eléctrica procedente de una fuente renovable es aproximadamente el 16,14%.

Se debe hacer énfasis en que, aunque el uso de placas solares reduce las emisiones de CO₂ en la producción directa de energía eléctrica, en la fabricación de dichas placas se produce diversos contaminantes atmosféricos, ya que esta implica el uso de productos químicos, calor y electricidad. Además de que las placas se fabrican de silicio y las baterías para el almacenamiento de la energía de litio, dos sustancias cuya extracción produce gran cantidad de emisiones de gases de efecto invernadero.

6. CONCLUSIONES

El presente trabajo recoge una simulación de la producción de alúmina a través el proceso Bayer. Por medio de esta simulación se ha obtenido que para 50 kg/s de bauxita se producen 20,112 kg/s de alúmina, 10,843 kg/s de CO₂ y 20,283 kg/s de residuos en forma de lodos rojos. Para llevar a cabo esta simulación se requieren 3,952 kg/s de CH₄, 1,25 kg/s de CaO, 0,668 kg/s de NaOH y 223,315 MW, de los cuales 26,208 MW es energía eléctrica y 197,11 MW es energía térmica proveniente de la quema de gas natural.

El análisis que se va a realizar se va a centrar únicamente en la energía eléctrica necesaria en el proceso. Esta energía puede provenir de combustibles fósiles o de fuentes renovables. Sí se tiene en cuenta que cada vez la normativa en relación con el uso de la energía renovable es más estricta, que los combustibles fósiles cada vez son más escasos en el planeta y que la población cada vez está más concienciada con el uso de este tipo de energía, es necesario realizar un análisis económico y ambiental de la planta simulada teniendo en cuenta las diferentes casuísticas posibles, es decir, que se compre energía eléctrica o que la planta sea capaz de producirla a través del uso de energías renovables, en concreto, a través de la instalación de una planta fotovoltaica.

La planta trabaja con 1,5 millones de toneladas de bauxita al año, por lo que la energía eléctrica requerida es de 218 397,05 MWh/año. Con este valor se dimensiona una instalación fotovoltaica situada en la localidad de Castelserás (Teruel). La cantidad de placas requerida es de 204 925 paneles, que aportan una energía de 218 398,08 MWh/año. Se concluye que el almacenamiento de esta energía es inviable debido a la cantidad de baterías que se requieren, por lo que se estudia la opción de vender el excedente de energía aquellos meses que se produzca más de la necesaria y el comprar energía verde aquellos meses que no se tenga la suficiente.

Para el análisis económico de la planta se estudian y se comparan las dos casuísticas mencionadas anteriormente. Para ambos casos, se ha dividido el análisis en dos partes. La primera parte comprende los costes iniciales que conlleva comprar los equipos necesarios en el proceso y la instalación de estos, y en la segunda se analizan los costes anuales totales teniendo en cuenta tanto el pago del préstamo como los gastos fijos de compra de energía eléctrica.

Los costes iniciales son aproximadamente de 176,960 M€ teniendo en cuenta únicamente los equipos necesarios en el proceso y 232,744 M€ teniendo en cuenta dichos equipos y la compra e instalación del parque fotovoltaico. En relación con los costes fijos anuales, para el proceso Bayer, teniendo en cuenta la amortización del préstamo y la compra de energía eléctrica procedente de recursos fósiles, los costes son de 38,621 M€ y para el proceso Bayer junto con el parque fotovoltaico y la compra y venta de energía verde, los costes son de 17,982 M€ (18,534 M€ en caso de que la energía verde producida no se pudiera vender).

Se observa en este análisis que, aunque la inversión que se debe realizar es muy elevada para ambos casos, cómo la cantidad de energía eléctrica necesaria en el proceso es muy alta debido a la cantidad de materia prima que se trata en la planta, la instalación de las placas solares es rentable ya que la cantidad de energía que ahorras comprar en el mercado eléctrico cubre con creces los gastos de inversión iniciales en la instalación y compra de las placas solares.

Aunque se debe tener en cuenta que además del factor económico, en la instalación de placas solares tenemos otros factores que influyen en el análisis cómo es el espacio que requieren los parques fotovoltaicos para la producción de energía eléctrica. Esta necesidad de espacio genera dos grandes problemas, por un lado, el disponer de tanto espacio contiguo no es tan sencillo, y por otro lado el impacto visual de las placas fotovoltaicas genera un descontento en la población, ya que nadie desea vivir en zonas rodeadas por placas solares, de aquí el motivo que la instalación masiva actual se esté realizando en entorno rurales con despoblación, dónde existe disponibilidad de grandes terrenos, además de la ausencia de población que pueda presentar quejas.

Además, aunque parezca que el colocar placas solares en una zona sea un factor positivo ya que pueden aumentar los puestos de trabajo en esa zona, lo que sería idóneo para zonas con despoblación, el problema es que estos trabajos son todos de carácter temporal dado que el mantenimiento que requieren los parques fotovoltaicos es mínimo, cómo consecuencia, muchos de estos trabajadores son desplazados por la propia empresa que instalan las placas solares y no se quedan a vivir en las proximidades.

En relación con el análisis medioambiental, este se ha centrado en las emisiones de CO₂ del proceso. Para el primer caso, se tiene en cuenta dos fuentes de emisiones principalmente, por un lado, las emisiones de la quema del gas natural en la etapa de calcinación, y por otro lado las emisiones de CO₂ que conlleva la compra de energía eléctrica a través del Mix eléctrico español. Con todo ellos, las emisiones de CO₂ tienen un valor de 12,83 kg/s. En el segundo caso, al igual que en el primero, se tienen en cuenta las emisiones de la quema de gas natural, pero además se ha estimado el ahorro de emisiones de CO₂ gracias a la propia producción de energía eléctrica a través de las placas solares teniendo en cuenta el Mix eléctrico español. Por ello, las emisiones de CO₂ se reducen a 10,76 kg/s.

Se observa que, en este caso, la instalación de placas solares también reduce las emisiones de CO₂ a la atmósfera, pero existen otros factores que se deberían analizar con mayor profundidad, cómo, por ejemplo, las emisiones que conllevan la fabricación de las placas solares, la contaminación que conlleva la extracción de los materiales de los que están fabricados las placas solares, ...

ANEXO 1: ETAPAS DEL PROCESO BAYER

A continuación, se van a desarrollar una a una las etapas del proceso Bayer, que aparecen esquematizadas en el apartado 2 de este documento.

1. PREPARACIÓN DEL MINERAL

Los minerales de bauxita suelen encontrarse en depósitos cercanos a la superficie, formado por meteorización de la roca base, que suele estar cubierta de vegetación árboles, tierra, El proceso de meteorización produce primero arcillas de aluminosilicatos, que por lixiviación pasan a formar la bauxita. Por lo tanto, la extracción de bauxita suele realizarse en minas a cielo abierto, con un corte en el horizonte de arcilla.

Teniendo en cuenta lo anterior, los pasos a seguir son:

- 1) Retirar los árboles y la vegetación, desechar la sobrecarga de tierra que se encuentra encima de la roca sello y almacenarla para su posterior rehabilitación del emplazamiento minero una vez extraído todo el mineral.
- 2) La roca madre se fractura o se explota, y la bauxita (normalmente bastante friable) se extrae con excavadoras. La profundidad a la que se extrae el mineral viene determinada por el contenido de arcilla (caolinita) subyacente a la bauxita.
- 3) La bauxita se hace pasar por una trituradora primaria en la mina y la reduce a trozos de menos de 150 mm de diámetro.
- 4) El mineral se transporta por cinta transportadora, tubería o camión a la refinería de alúmina (si está cerca) o a un punto de embarque (si la refinería se encuentra en el extranjero).

Dependiendo de la calidad y variabilidad del yacimiento global, el mineral puede mezclarse y almacenarse en la mina o en la refinería (Bagshaw, 2017).

2. MOLIENDA

Una vez el mineral se encuentra en la refinería comienza el proceso Bayer. El primer paso es la molienda ya que el mineral debe reducirse a tamaño de partículas inferiores a 150 μm (0,15 mm) para una extracción eficaz del aluminio. El mineral se añade al molino junto con el licor usado recirculado y la cal. Existen tres tipos de molinos: de barras, de bolas y autógenos. Estos últimos utilizan los trozos de mineral más grandes para triturar los más pequeños. Los más usados en la obtención del aluminio son los molinos de bolas.

Cómo se ha mencionado en la primera etapa, los minerales de bauxita suelen encontrarse en depósitos cercanos a la superficie por lo que pueden contener trazar de materia húmica del suelo, raíces, ... Estos compuestos húmicos de alto peso molecular se descomponen en dióxido de carbono y reaccionan con el licor recirculado ya que está formado por una solución de sosa caustica, lo que produce carbonato sódico siguiendo la siguiente reacción.



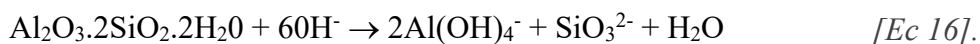
Esto se traduce en una reducción de la concentración efectiva de sosa cáustica. Para evitar la adición de cantidades excesivas de sosa cáustica fresca, se añade cal (CaO) en proporciones adecuadas (normalmente 50 kg por tonelada de alúmina producida) con la bauxita, para que reaccione con el carbonato sódico y de esta forma regenerar hidróxido sódico en una etapa denominada caustificación:



En esta reacción se produce carbonato cálcico que sale del circuito como parte del residuo (Bagshaw, 2017).

3. EVAPORACIÓN

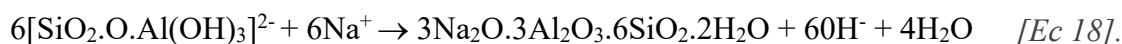
Las bauxitas contienen algunas arcillas que reaccionan con el licor cáustico recirculado introducido en la molienda y se disuelven. La arcilla reactiva más común es la caolinita y, en condiciones Bayer, se disuelve:



Después, los iones aluminato y silicato reaccionan para formar un ion complejo:



Y en presencia de sosa cáustica este ion complejo forma un Producto de Desilicación (DSP) insoluble que se encuentra con el residuo:



Sin embargo, se pierden 0,8 toneladas de sosa cáustica por cada tonelada de caolinita en la bauxita, así como casi una tonelada de alúmina que no está disponible (Bagshaw, 2017).

Como la sosa cáustica es un reactivo caro, hay que minimizar su pérdida, lo que implica que hay que minimizar el contenido de caolinita de la bauxita. Aunque éste es un objetivo, tiene sus peligros ya que, si hay muy poca caolinita, la sílice que se forma en la solución a partir de su disolución es inadecuada para formar la DSP insoluble y está permanece en la solución y contamina la alúmina final producida en el circuito. El contenido óptimo de caolinita en la bauxita es del 2-5% (Bagshaw, 2017).

Para garantizar que la formación de la DSP sea lo más completa posible, la suspensión de licor que contiene la bauxita molida se mantiene en tanques de retención a unos 90°C durante al menos 8 horas antes de proceder a la digestión.

La DSP tiene una estructura cristalina interesante, las unidades de aluminosilicato forman una estructura de jaula cargada negativamente y equilibrada por los cationes de sodio. Las jaulas pueden encerrar ("capturar") una serie de aniones del tamaño adecuado, como el cloruro y el sulfato, y servir como proceso de eliminación de impurezas.

4. DIGESTIÓN

Los purines del tanque de desalinización se bombean al tren de recipientes digestores, donde se mantienen durante un tiempo adecuado a la par que se introduce sosa cáustica en la cantidad óptima, ya que es posible que en el líquido usado recirculado no se tenga la suficiente.

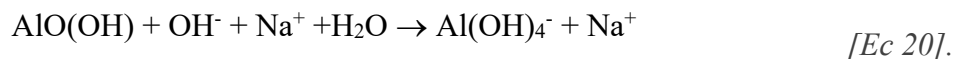
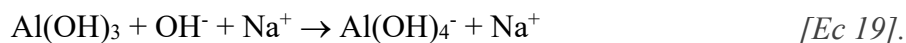
La extracción del aluminio de la bauxita en la solución cáustica depende del mineral de aluminio concreto presente (Bagshaw, 2017):

- La gibbsita es la que se ataca más fácilmente; la temperatura de digestión suele estar en el intervalo de 140-150°C durante 20 minutos. Mientras que la disolución de la gibbsita se produce en unos 5 minutos, el tiempo extra de digestión permite completar la reacción de desilicación, formando DSP.
- La boehmita se ataca con menos facilidad y se requieren temperaturas en torno a los 250°C durante 10 minutos.
- El diásporo es el mineral menos reactivo y pueden ser necesarias temperaturas de hasta 280°C.

Todas estas temperaturas de digestión están por encima del punto de ebullición del licor cáustico, por lo que el digestor se mantiene bajo presión; dependiendo del mineral, las bombas y el recipiente del digestor deben ser capaces de soportar la presión.

La temperatura para la digestión se consigue inyectando vapor a alta presión en el lodo. Tras la digestión, el lodo se reduce a presión atmosférica y se recogen el vapor y el calor desprendidos.

En términos sencillos, el aluminio se disuelve para formar el ion aluminato Al(OH)_4^- , como sal sódica, dando lugar a dos reacciones (Bagshaw, 2017)



Sin embargo, la imagen real en estos licores fuertemente cáusticos es mucho más compleja, y se han realizado muchos estudios para determinar exactamente cuál es la forma del ion aluminio en solución. La concentración de aluminio en solución es muy superior a su valor de equilibrio (el licor está sobresaturado), lo que plantea una serie de problemas para evitar que el aluminio precipite (cristalice) fuera de la solución antes de la etapa de precipitación.

5. SEPARACIÓN SÓLIDO - LÍQUIDO

Los sólidos que quedan en el lodo después de la digestión deben eliminarse en la mayor medida posible antes de que el aluminio del licor verde (también llamado preñado) se cristalice (lo que se denomina precipitación) en forma de hidróxido de aluminio (hidrato o trihidrato). Es esencial que el hidrato sea lo más puro posible para garantizar que el producto final de alúmina cumpla los requisitos de calidad necesarios. Para ello, la primera etapa es la separación sólido/líquido en grandes recipientes llamados espesadores.

Los espesadores son depósitos de 40 m de diámetro con una base cónica; el lodo se inyecta en la parte superior, en la periferia, y se añade floculante (coagulante: una formulación polimérica especialmente diseñada) para ayudar a que las partículas más pequeñas se agreguen a las más grandes. Un gran rastrillo en el recipiente gira y los sólidos se depositan en la base y salen por la parte inferior del cono (flujo inferior del espesador). El licor verde clarificado sale por un vertedero situado en la parte superior (rebosadero del espesador). Normalmente, en cada unidad se utiliza un tren de 5 espesadores en serie. Los sólidos, en una lechada densa, que salen del último espesador se bombean a los lavadores. A esta lechada densa se le conoce como lodos rojos.

Los lodos rojos son un residuo por lo que deben tratarse como tal. En el pasado, la lechada de residuos (unos 500 g de sólidos por litro de lechada) se bombeaba a presas especialmente construidas (zonas de almacenamiento de residuos, construidas con arcilla

impermeable) donde se contenía de forma segura. El residuo se sedimentaba lentamente y el licor sobrenadante se recuperaba y se devolvía a la refinería (Bagshaw, 2017).

La práctica actual consiste en instalar un sistema de drenaje por debajo de la zona de residuos para capturar cualquier líquido que se escape a través de la base de arcilla (cubierta con un revestimiento de plástico sintético). Antes de su eliminación en la presa de residuos, el lodo se espesa en un "superespesador" para eliminar la mayor cantidad posible de licor arrastrado (alrededor del 75% de sólidos), lo que da lugar a una configuración de apilamiento en seco. Todo el líquido obtenido se recircula y se introduce en la etapa de molienda para un máximo aprovechamiento. Una vez se tiene el lodo seco, se deposita al aire libre en zonas habilitadas para ello.

6. FILTRACIÓN

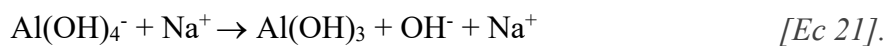
El licor procedente de los espesadores aún contiene bajos niveles de sólidos finos y debe someterse a una filtración de pulido antes de la etapa de precipitación. Los filtros a presión hacen pasar el licor a través de telas poliméricas especialmente diseñadas.

7. INTERCAMBIO DE CALOR

El licor que sale de la filtración se encuentra a temperaturas en torno a los 95°C; debe enfriarse a unos 80°C antes de entrar en los recipientes de precipitación. El licor pasa a través de intercambiadores de calor y se captura el calor generado, para su posterior uso en otras partes del proceso.

8. PRECIPITACIÓN Y CONSIDERACIONES DE EQUILIBRIO

El licor verde está sobresaturado de aluminio disuelto. La cristalización del hidróxido de aluminio $\text{Al}(\text{OH})_3$ (hidrato) a partir de este licor es la parte más lenta del ciclo Bayer; la cinética de la reacción global está controlada por pasos químicos, no por transferencia de masa. La reacción que se origina es la siguiente:



Por lo tanto, se requieren largos tiempos de mantenimiento, y es necesario proporcionar una gran masa recirculante de semilla de hidrato para acelerar la reacción. La semilla proporciona una superficie catalítica para fomentar la formación de hidróxido de aluminio, y una superficie en la que puede crecer.

Es muy importante que los cristales producidos tengan la forma y la estructura adecuadas para garantizar que pasen por la etapa de calcinación (para formar alúmina) y su posterior envío para llegar a la fundición de aluminio cumpliendo todos los criterios de calidad.

Así pues, la cristalización debe controlarse cuidadosamente para garantizar los mejores resultados en relación con el rendimiento, la resistencia del producto, la distribución del tamaño de las partículas y la pureza del producto de hidrato.

Las semillas de hidrato (cristales finos), previamente tamizadas en la etapa de precipitación, se añaden al primer precipitador; el hidróxido de aluminio cristaliza sobre estas semillas de forma controlada. El precipitador es un gran tanque vertical (con unas dimensiones típicas de 30 m de alto y 15 m de diámetro y un volumen de unos 4,5 ML) con algún tipo de agitación para mantener la suspensión de los sólidos en el licor. Los tanques anteriores tenían un fondo cónico con inyección de aire para proporcionar la agitación; estos tanques se llamaban Pachucas (ideados originalmente en Nueva Zelanda, pero introducidos en la práctica por primera vez en Pachuca, México).

Las refinerías modernas disponen de tanques de precipitación de fondo plano con agitación mediante una hélice agitada para mantener la suspensión de los sólidos en el licor. La precipitación tiene lugar durante al menos 24 horas a medida que la lechada de hidrato pasa a través de hasta 10 precipitadores en un tren. El número y el tamaño de los recipientes son necesarios para acomodar la lenta etapa de precipitación en el ciclo Bayer; todas las demás operaciones de la unidad son mucho más rápidas.

A medida que la lechada de hidrato (normalmente 500 g de sólidos/L) pasa por un banco de precipitadores, la temperatura se reduce cuidadosamente para proporcionar una mayor fuerza motriz para la cristalización. La cantidad de hidrato que pasa por el precipitador es un parámetro de eficacia importante. Cuanto mayor sea el rendimiento, más eficiente será la refinería.

Normalmente, el licor verde que entra en el precipitador (a 75-80°C) tendrá un contenido de aluminio de 140 g/L (expresado como Al_2O_3) y el licor usado que sale del precipitador (a 55°C) un valor de 50 g/L, lo que da un rendimiento de 90 g/L (Bagshaw, 2017). El mecanismo de precipitación implica una combinación de aglomeración y crecimiento. La primera etapa de la precipitación consiste en la adhesión de pequeñas partículas de semillas para formar aglomerados. Se trata de un proceso relativamente rápido, que se ve favorecido por las altas sobresaturaciones de alúmina y las altas temperaturas. Por tanto, es el mecanismo predominante en la primera fase de precipitación. Los aglomerados así formados tienen formas aleatorias, y las resistencias globales de las partículas aglomeradas son bajas. Esta es también la etapa en la que la mayor parte de la sosa incluida químicamente se incorpora a los cristales de hidrato. Por lo tanto, es esencial que la etapa de aglomeración de alto rendimiento vaya seguida de un periodo de crecimiento controlado. En esta etapa de crecimiento, además de aumentar de tamaño, las partículas se fortalecen y sus formas se regularizan.

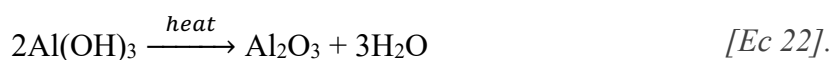
Dependiendo de las condiciones de precipitación, las temperaturas y las impurezas de la corriente de licor, las partículas finales de hidrato pueden presentar una naturaleza

predominantemente radial o en mosaico. Las partículas radiales tienden a ser más duras y menos propensas a romperse en partículas más pequeñas que las partículas en mosaico durante el transporte y la calcinación, por lo que son preferibles.

La distribución óptima del tamaño de las partículas en el producto de precipitación oscila normalmente entre 45 y 150 μm de diámetro. Al salir del último precipitador, las partículas de hidrato se tamizan del licor usado y se lavan con agua de buena calidad para garantizar la eliminación de la mayor cantidad de licor arrastrado. La etapa de precipitación del ciclo Bayer es la más crítica ya que se debe tratar de maximizar la recuperación del producto lo más rápido posible, a la par que se tiene que hacer crecer las partículas con un tamaño óptimo de forma lenta y controlada. Por lo tanto, un buen control de la precipitación en una refinera es lo más importante.

9. CALCINACIÓN

El hidróxido de aluminio (hidrato, a menudo expresado como $\text{Al}_2\text{O}_3 \cdot 3\text{H}_2\text{O}$ en lugar de, más correctamente, como $\text{Al}(\text{OH})_3$) procedente de la precipitación debe calentarse de alguna manera adecuada para eliminar las 3 moléculas de "agua" y producir alúmina anhidra (Al_2O_3), que es la materia prima deseada para la fundición. El hidrato es un hidróxido que no contiene agua de cristalización, pero al calentarlo se descompone liberando tres moléculas de agua por cada molécula de alúmina producida, como si fuera un trihidrato (Bagshaw, 2017).



En épocas anteriores se utilizaban largos hornos rotatorios para esta calcinación; sin embargo, consumen mucha energía y han sido sustituidos por calcinadores que utilizan gas natural o carbón como combustible. Estos calcinadores utilizan el principio de lecho fluido, por el que el gas inyectado suspende las partículas de hidrato mientras son transportadas a través del perfil de calcinación durante un periodo de segundos. La temperatura aplicada es importante para garantizar la calidad adecuada del producto de alúmina

La descomposición del hidrato en alúmina no es en absoluto tan sencilla como podría deducirse de la ecuación anterior. El producto final de la calcinación es la fase más estable de la alúmina, el corindón o α -alúmina. Sin embargo, esto no es deseable para la fundición, porque la α -alúmina tarda en disolverse en el baño. Por lo que, para la formación de alúmina de grado de fundición (SGA), la calcinación se lleva a cabo a unos 950°C ya que a esta temperatura la α -alúmina se disuelve lentamente en el baño. A esta temperatura, el contenido de α -alúmina de la SGA se mantiene generalmente en torno al 1%.

La mayor parte de la pérdida de peso se produce entre 200 y 350°C, lo que corresponde a la descomposición del hidróxido en alúmina y agua. En el intervalo de temperaturas de 350 a 500°C es donde se forma la "alúmina activada". La alúmina activada tiene una superficie muy elevada y es poco cristalina. Las temperaturas más altas son necesarias para recrystalizar la alúmina en superficies adecuadas para la fundición (Bagshaw, 2017).

La recrystalización de la estructura de hidróxido a la estructura de alúmina implica una reorganización completa de la estructura del material. El cristal original de la gibbsita es un hidróxido hexagonal estratificado, típico de los minerales arcillosos. Durante la calcinación, se forma agua en las capas, que es expulsada a lo largo de los límites de las capas en forma de vapor. Esto provoca la contracción y el agrietamiento de los cristales a lo largo de las caras de las capas.

Se produce algo de alúmina fina (de menos de 20 μm de tamaño) como resultado del tratamiento energético de las partículas de hidrato en la calcinación; por ejemplo, los bordes de los cristales se rompen a medida que las partículas se redondean. Este polvo fino de alúmina (polvo ESP) se recoge en precipitadores electrostáticos adyacentes a los calcinadores.

La calcinación del hidróxido de aluminio (hidrato) a alúmina es una reacción endotérmica (es decir, se absorbe calor). Este aspecto se aprovecha ya que el hidrato se aplica como retardante del fuego en la fabricación de, por ejemplo, alfombras, textiles y materiales de construcción. (Bagshaw, 2017)

ANEXO 2: FUNDICIÓN DEL ALUMINIO – PROCESO HALL-HEROULT

El proceso Hall-Heroult, utilizado actualmente en todo el mundo para la producción de aluminio a partir de alúmina, es dos años más antiguo que el proceso Bayer. En 1886, Charles Martin Hall, en Estados Unidos, y Paul Heroult, en Francia, descubrieron por separado que la alúmina, disuelta en un baño fundido de fluoruro de aluminio y sodio (criolita, Na_3AlF_6), podía electrolizarse con éxito para obtener aluminio metálico. La reacción global es:



Se necesitan algo menos de 2 toneladas de alúmina para producir una tonelada de metal.

La alúmina se introduce en la parte superior de la olla y se disuelve en la criolita fundida a temperaturas en torno a los 900°C . La criolita está contenida en un cátodo de carbono (la base de la olla); la electrólisis se produce juntamente con los ánodos de carbono. El aluminio fundido (punto de fusión: 660°C) se acumula en la parte superior del cátodo y, en ocasiones, se extrae con un sifón; la caldera emite dióxido de carbono.

La alúmina que se suministra a la fundición se utiliza primero como adsorbente para eliminar este HF de las corrientes de gas que salen de las cubas; por este motivo, la alúmina debe tener una superficie adecuada.

La fundición de alúmina para producir aluminio consume mucha energía: unos 51 GJ por tonelada de metal, más de cuatro veces la energía necesaria para producir la alúmina. (Bagshaw, 2017)

ANEXO 3: TABLAS DE DATOS

En este anexo se van a recoger los datos termodinámicos de los compuestos que se han utilizado o han ido produciéndose a lo largo de la simulación del proceso Bayer. Algunos de ellos se han obtenido directamente de fuentes bibliográficas, otros se han calculado interpolando datos de estas fuentes.

1. CaO

1) Peso molecular

PM = 0,0560771 kg/mol (*National Institute of Standards and Technology*, 2023)

2) Cp promedio

Para el cálculo de Cp se ha tenido en cuenta la siguiente ecuación(Cengel, 2015):

$$\frac{C_p}{R} = A + BT + \frac{D}{T^2} \quad [Ec\ 24].$$

Dónde R = 8,314 J/mol·K

A,B,D son constantes de fuentes bibliográficas ((Cengel, 2015)

Para obtener un valor más aproximado se ha realizado la integral definida de esta ecuación teniendo en cuenta que los límites de integración son las temperaturas entre las que se realiza la operación. Teniendo en cuenta estas condiciones se ha obtenido la tabla 27:

Compuesto	T (°C)	Tº (K)	Cp (J/mol·K)	Cp (J/kg·K)
CaO	25	298	43,919	783,188
	90	363		
	90	363	46,371	826,922
	140	413		
	70	343	45,996	820,228
	140	413		
	140	413	49,617	884,796
	400	673		

Tabla 27. Cp promedio del CaO (Elaboración propia)

2. Fe₂O₃

1) Peso molecular

PM = 0,15969 kg/mol (*National Institute of Standards and Technology*, 2023)

2) Cp promedio

Para el cálculo de Cp se ha tenido en cuenta la siguiente ecuación (Cengel, 2015):

$$\frac{Cp}{R} = A + BT + \frac{D}{T^2} \quad [Ec\ 25].$$

Dónde R = 8,314 J/mol·K

A,B,D son constantes de fuentes bibliográficas (Cengel, 2015)

Para obtener un valor más aproximado se ha realizado la integral definida de esta ecuación teniendo en cuenta que los límites de integración son las temperaturas entre las que se realiza la operación. Teniendo en cuenta estas condiciones se ha obtenido la tabla 28:

Compuesto	T (°C)	Tº (K)	Cp (J/mol·K)	Cp (J/kg·K)
Fe ₂ O ₃	25	298	109,663	686,725
	90	363		
	90	363	118,527	742,236
	140	413		
	70	343	117,082	733,186
	140	413		
	140	413	136,071	852,098
	400	673		

Tabla 28. Promedio del Cp Fe₂O₃ (Elaboración propia)

3. SiO₂

1) Peso molecular

PM = 0,06008 kg/mol (*National Institute of Standards and Technology*, 2023)

2) Cp promedio

Para el cálculo de Cp se ha tenido en cuenta la siguiente ecuación (Cengel, 2015):

$$\frac{Cp}{R} = A + BT + \frac{D}{T^2} \quad [Ec\ 26].$$

Dónde R = 8,314 J/mol·K

A,B,D son constantes de fuentes bibliográficas (Cengel, 2015)

Para obtener un valor más aproximado se ha realizado la integral definida de esta ecuación teniendo en cuenta que los límites de integración son las temperaturas entre las que se realiza la operación. Teniendo en cuenta estas condiciones se ha obtenido la tabla 29:

Compuesto	T (°C)	Tº (K)	Cp (J/mol·K)	Cp (J/kg·K)
SiO ₂	25	298	47,546	791,376
	90	363		
	90	363	52,253	869,721
	140	413		
	70	343	51,483	856,910
	140	413		
	140	413	61,724	1027,357
	400	673		

Tabla 29. Cp promedio del SiO₂ (Elaboración propia)

4. TiO₂

1) Peso molecular

$$PM = 0,0798658 \text{ kg/mol}$$

2) Cp promedio

Para el cálculo de Cp se ha tenido en cuenta la siguiente ecuación (National Institute of Standards and Technology, 2023):

$$Cp = A + Bt + Ct^2 + Dt^3 + \frac{E}{t^2} \quad [Ec\ 27].$$

Dónde R = 8,314 J/mol·K

A,B,C,D,E son constantes de fuentes bibliográficas (*National Institute of Standards and Technology*, 2023).
 $t = T/1000$ con T siendo la temperatura en Kelvin

Para obtener un valor más aproximado se ha realizado la integral definida de esta ecuación teniendo en cuenta que los límites de integración son las temperaturas entre las que se realiza la operación. Teniendo en cuenta estas condiciones se ha obtenido la tabla 30:

Compuesto	T (°C)	Tº (K)	Cp (J/mol·K)	Cp (J/kg·K)
TiO ₂	25	298	60,570	758,397
	90	363		
	90	363	65,047	814,456
	140	413		
	70	343	64,358	805,832
	140	413		
	140	413	71,048	889,598
	400	673		

Tabla 30. Cp promedio del TiO₂ (Elaboración propia)

5. Al(OH)₃

1) Peso molecular

PM = 0,0780036 kg/mol (*National Institute of Standards and Technology*, 2023)

2) Entalpías de formación y Cp

Los datos de entalpías de formación y el calor específico se han obtenido de fuentes bibliográficos e interpolando entre ellos. Los valores obtenidos se recogen en la tabla 31. (Chen et al., 1991)

Compuesto	T (°C)	T° (K)	ΔfH° (kJ/mol)	ΔfH° (kcal/mol)	Cp (J/mol*K)	Cp (J/kg*K)
Al(OH) ₃	25	298	-1293,13	-309,066	91,69	1175,46
	40	313	-1293,40	-309,130	95,58	1225,36
	60	333	-1293,69	-309,200	100,52	1288,66
	70	343	-1293,79	-309,224	102,86	1318,66
	80	353	-1293,89	-309,247	105,20	1348,66
	90	363	-1293,96	-309,263	107,405	1376,92
	100	373	-1294,02	-309,279	109,61	1405,19
	105	378	-1294,03	-309,282	110,65	1418,49
	120	393	-1294,07	-309,290	113,76	1458,39
	140	413	-1294,05	-309,286	117,71	1509,03
	150,3	423,3	-1294,01	-309,276	119,91	1537,24

Tabla 31. ΔfH° y Cp del Al(OH)₃ (Chen et al., 1991)

3) Cp promedios

Para el cálculo de Cp promedio se ha tenido en cuenta los Cp de la tabla 31 y se han calculado el promedio entre dichos valores entre las temperaturas que se requerían en cada situación. Con ello, se ha obtenido la tabla 32:

Compuesto	T (°C)	Tº (K)	Cp (J/mol·K)	Cp (J/kg·K)	Cp,prom (J/Kg*K)
Al(OH)₃	25	298	91,690	1175,46	1276,19
	90	363	107,405	1376,92	
	80	353	105,200	1348,66	1376,92
	100	373	109,61	1405,19	
	90	363	107,405	1376,92	1442,97
	140	413	117,71	1509,03	
	60	333	100,52	1288,66	-
	70	343	102,86	1318,66	1413,84
	140	413	117,71	1509,03	

Tabla 32. Cp promedio del Al(OH)₃ (Chen et al., 1991)

4) Entalpía de reacción

Para la obtención del valor de la entalpía de reacción del Al(OH)₃ se ha usado el programa AspenTech. Los valores obtenidos se muestran en la tabla 33:

Compuesto	ΔH_r (kJ/molAl ₂ O ₃)	ΔH_c (kJ/molAl(OH) ₃)
Al(OH) ₃	244,00	122,00

Tabla 33. Entalpía de reacción del Al(OH)₃ (Elaboración propia)

6. NaOH

1) Peso molecular

PM = 0,03999 kg/mol (National Institute of Standards and Technology, 2023)

2) Entalpías de formación y Cp

Los datos de entalpías de formación se han obtenido de fuentes bibliográficas e interpolando entre ellos. (Chen et al., 1991). Para el caso del calor específico se ha aplicado la siguiente ecuación (National Institute of Standards and Technology, 2023):

$$C_p = A + Bt + Ct^2 + Dt^3 + \frac{E}{t^2} \quad [Ec\ 28].$$

Dónde R = 8,314 J/mol·K

A,B,C,D,E son constantes obtenidas de fuentes bibliográficas.

(National Institute of Standards and Technology, 2023)

t = T/1000 con T siendo la temperatura en Kelvin

Con todo ello, los valores obtenidos se recogen en la tabla 34.

Compuesto	T (°C)	Tº (K)	ΔfH° (kJ/mol)	ΔfH° (kcal/mol)	Cp (J/mol*K)	Cp (J/kg*K)
NaOH (sólido)	25	298	-470,355	-112,418	59,521	1488,143
	40	313	-472,44	-112,916	60,485	1512,239
	60	333	-474,66	-113,447	61,480	1537,120
	70	343	-475,70	-113,695	61,927	1548,304
	80	353	-476,74	-113,944	62,374	1559,475
	90	363	-479,16	-114,521	62,839	1571,108
	100	373	-481,57	-115,098	63,338	1583,582
	105	378	-482,19	-115,246	63,604	1590,230
	120	393	-484,05	-115,691	64,482	1612,181
	140	413	-486,83	-116,355	65,871	1646,914
	160	433	-490,05	-117,125	67,539	1688,620

Tabla 34. ΔfH° y Cp del NaOH (sólido) (Elaboración propia)

7. $\text{NaAl}(\text{OH})_4$

1) Peso molecular

PM = 0,1180007 kg/mol (*National Institute of Standards and Technology*, 2023)

2) Entalpías de formación y C_p

Los datos de entalpías de formación y el calor específico se han obtenido de fuentes bibliográficas e interpolando entre ellos. Los valores obtenidos se recogen en la tabla 35. (Chen et al., 1991)

Compuesto	T (°C)	T° (K)	$\Delta_f H^\circ$ (kJ/mol)	$\Delta_f H^\circ$ (kcal/mol)	C_p (J/mol*K)	C_p (J/kg*K)
$\text{NaAl}(\text{OH})_4$ (aq)	25	298	-1743,11	-416,614	132,1	1119,484
	40	313	-1743,50	-416,707	153,7	1302,534
	60	333	-1743,62	-416,736	173,9	1473,720
	70	343	-1743,55	-416,718	179,00	1516,940
	80	353	-1743,47	-416,700	184,1	1560,160
	100	373	-1744,85	-417,030	184,5	1563,550
	120	393	-1744,75	-417,006	175,1	1483,889
	140	413	-1745,94	-417,290	155,7	1319,483
	160	433	-1746,63	-417,455	126,5	1072,027

Tabla 35. $\Delta_f H^\circ$ y C_p del $\text{NaAl}(\text{OH})_4$ (aq). (Chen et al., 1991)

8. H_2O

1) Peso molecular

PM = 0,018015 kg/mol (*National Institute of Standards and Technology*, 2023)

2) LÍQUIDO SATURADO: Entalpías de formación y C_p :

Los datos de entalpías de formación y el calor específico se han obtenido de fuentes bibliográficas e interpolando entre ellos (Renedo, 2018). Los valores obtenidos se recogen en la tabla 36:

Compuesto	T (°C)	T° (K)	ΔfH° (kJ/mol)	ΔfH° (kcal/mol)	Cp (J/mol*K)	Cp (J/kg*K)
H ₂ O (líquido saturado)	20	293	-	-	76,13	4226,00
	25	298	-	-	75,92	4214,00
	28,98	293	121,46	0,52	-	-
	36,16	309,16	151,53	0,65	-	-
	40	313	167,57	0,72	75,27	4178,00
	45,81	318,81	191,83	0,83	75,28	4178,87
	60	333	251,19	1,08	75,32	4181,00
	70	343	293,02	1,26	75,44	4187,50
	75,87	348,87	317,58	1,37	75,51	4191,32
	80	353	334,92	1,44	75,56	4194,00
	89,95	362,95	376,70	1,62	75,71	4202,46
	99,63	372,63	417,46	1,80	75,86	4210,69
	100	373	419,03	1,80	75,86	4211,00
	105	378	440,23	1,90	76,02	4219,50
	120,2	393,2	504,70	2,17	76,48	4245,34
	138,9	411,9	584,33	2,52	77,05	4277,13
	140	413	589,11	2,54	77,09	4279,00
	143,6	416,6	604,74	2,60	-	-

Tabla 36. ΔfH° y Cp del H₂O (líquido saturado) (Elaboración propia)

3) VAPOR SATURADO: Cp promedio

Para el cálculo de Cp se ha tenido en cuenta la siguiente ecuación (*National Institute of Standards and Technology*, 2023):

$$Cp = A + Bt + Ct^2 + Dt^3 + \frac{E}{t^2} \quad [Ec\ 29].$$

Dónde R = 8,314 J/mol·K

A,B,C,D,E son constantes obtenidas de fuentes bibliográficas (*National Institute of Standards and Technology*, 2023)

t = T/1000 con T siendo la temperatura en Kelvin

Para obtener un valor más aproximado se ha realizado la integral definida de esta ecuación teniendo en cuenta que los límites de integración son las temperaturas entre las que se realiza la operación. Teniendo en cuenta estas condiciones se ha obtenido la tabla 37:

Compuesto	T (°C)	T (K)	Cp (J/mol·K)	Cp (J/kg·K)
H ₂ O (v)	120	393	39,835	2211,207
	1100	1373		

Tabla 37. Cp promedio del H₂O (vapor saturado) (Elaboración propia)

4) VAPOR SATURADO: Calor latente:

Los datos del calor latente del agua como vapor saturado se obtienen de fuentes bibliográficas (*Tabla Vapor Saturado*, n.d.). Este calor latente depende de la presión y de la temperatura del vapor, por lo que para el caso que nos concierne en este trabajo, el dato empleado es:

Compuesto	T (°C)	Calor latente (kcal/kg)
H ₂ O (v)	105,1	535,72

Tabla 38. Calor latente del H₂O (vapor saturado) (Elaboración propia)

9. Disolución del Al(OH)₃ en NaOH

Los datos de entalpías de formación y el calor específico para el cálculo de la reacción de digestión se han obtenido de fuentes bibliográficas. Como aparece reflejado en la fuente dichos datos se obtienen de unas ecuaciones dependiente de la temperatura a la que se realice la disolución de gibbsita en NaOH (Chen et al., 1991). Las ecuaciones son:

$$\Delta H^{\circ} = a_1 + a_5 T + a_9 T^2 \quad [Ec\ 30].$$

$$\Delta Cp^{\circ} = a_5 + 2a_9 T \quad [Ec\ 31].$$

Dónde: a₁, a₅, a₉ son parámetros.

T es la temperatura a la que se realice la digestión en Kelvin

Los valores obtenidos se recogen en la tabla 39:

Compuesto	T (°C)	T° (K)	ΔH° (kJ/mol)	ΔC_p° (J/mol K)
Disolución de gibbsita en NaOH	25	298	21,48	112,095
	40	313	23,17	112,909
	60	333	25,44	113,995
	80	353	27,73	115,081
	90	363	28,88	115,624
	100	373	30,04	116,167
	120	393	32,38	117,253
	140	413	34,73	118,339
	150,3	423,3	35,95	118,899

Tabla 39. Valores de la disolución de la gibbsita en NaOH (Chen et al., 1991)

10. CH₄

1) Peso molecular

PM = 0,01604 kg/mol (*National Institute of Standards and Technology*, 2023)

2) Cp promedio

Para el cálculo de Cp se ha tenido en cuenta la siguiente ecuación (*National Institute of Standards and Technology*, 2023):

$$C_p = A + Bt + Ct^2 + Dt^3 + \frac{E}{t^2} \quad [Ec\ 32].$$

Dónde R = 8,314 J/mol·K

A,B,C,D,E son constantes obtenidas de fuentes bibliográficas (*National Institute of Standards and Technology*, 2023).

t = T/1000 con T siendo la temperatura en Kelvin

Para obtener un valor más aproximado se ha realizado la integral definida de esta ecuación teniendo en cuenta que los límites de integración son las temperaturas entre las que se realiza la operación. Teniendo en cuenta estas condiciones se ha obtenido la tabla 40:

Compuesto	T (°C)	T (K)	Cp (J/mol·K)	Cp (J/kg·K)
CH ₄	25	298	62,645	3905,560
	1100	1373		

Tabla 40. Cp promedio del CH₄ (Elaboración propia)

3) Entalpía de combustión

El valor de la entalpía de combustión se ha obtenido de una fuente bibliográfica (World Nuclear Association, 2023) y se recoge en la tabla 41:

Compuesto	ΔH_c (MJ/kg)	ΔH_c (kJ/mol)
CH ₄	-50	-800,00

Tabla 41. Entalpía de combustión del CH₄ (Elaboración propia)

11. O₂

1) Peso molecular

PM = 0,031999 kg/mol (National Institute of Standards and Technology, 2023)

2) Cp promedio

Para el cálculo de Cp se ha tenido en cuenta la siguiente ecuación (National Institute of Standards and Technology, 2023) :

$$C_p = A + Bt + Ct^2 + Dt^3 + \frac{E}{t^2} \quad [Ec\ 33].$$

Dónde R = 8,314 J/mol·K

A,B,C,D,E son constantes obtenidas de fuentes bibliográficas (National Institute of Standards and Technology, 2023)

t = T/1000 con T siendo la temperatura en Kelvin

Para obtener un valor más aproximado se ha realizado la integral definida de esta ecuación teniendo en cuenta que los límites de integración son las temperaturas entre las que se realiza la operación. Teniendo en cuenta estas condiciones se ha obtenido la tabla 42:

Compuesto	T (°C)	T (K)	Cp (J/mol·K)	Cp (J/kg·K)
O ₂	25	298	32,997	1031,209
	1100	1373		
	120	393	33,165	1036,439
	1100	1373		
	25	298	32,783	1024,530
	900	1173		

	200	473	33,203	1037,641
	900	1173		

Tabla 42. C_p promedio del O_2 (Elaboración propia)

12. N_2

1) Peso molecular

PM = 0,0280134 kg/mol (National Institute of Standards and Technology, 2023)

2) C_p promedio

Para el cálculo de C_p se ha tenido en cuenta la siguiente ecuación:

$$C_p = A + Bt + Ct^2 + Dt^3 + \frac{E}{t^2} \quad [Ec\ 34].$$

Dónde $R = 8,314\text{ J/mol}\cdot\text{K}$

A,B,C,D,E son constantes obtenidas de fuentes bibliográficas.
(National Institute of Standards and Technology, 2023)

$t = T/1000$ con T siendo la temperatura en Kelvin

Para obtener un valor más aproximado se ha realizado la integral definida de esta ecuación teniendo en cuenta que los límites de integración son las temperaturas entre las que se realiza la operación. Teniendo en cuenta estas condiciones se ha obtenido la tabla 43:

Compuesto	T (°C)	T (K)	Cp (J/mol·K)	Cp (J/kg·K)
N ₂	25	298	30,731	1090,036
	1100	1373		
	120	393	31,238	1115,107
	1100	1373		
	25	298	30,457	1087,227
	900	1173		
	200	473	30,576	1091,497
	900	1173		

Tabla 43. C_p promedio del N_2 (Elaboración propia)

13. CO₂

1) Peso molecular

PM = 0,0440095 kg/mol (*National Institute of Standards and Technology*, 2023)

2) Cp promedio

Para el cálculo de Cp se ha tenido en cuenta la siguiente ecuación (*National Institute of Standards and Technology*, 2023):

$$Cp = A + Bt + Ct^2 + Dt^3 + \frac{E}{t^2} \quad [Ec\ 35].$$

Dónde R = 8,314 J/mol·K

A,B,C,D,E son constantes obtenidas de fuentes bibliográficas.
(*National Institute of Standards and Technology*, 2023)

t = T/1000 con T siendo la temperatura en Kelvin

Para obtener un valor más aproximado se ha realizado la integral definida de esta ecuación teniendo en cuenta que los límites de integración son las temperaturas entre las que se realiza la operación. Teniendo en cuenta estas condiciones se ha obtenido la tabla 44:

Compuesto	T (°C)	T (K)	Cp (J/mol·K)	Cp (J/kg·K)
CO ₂	120	393	51,663	1173,980
	1100	1373		

Tabla 44. Cp promedio del CO₂ (Elaboración propia)

14. Al₂O₃

1) Peso molecular

PM = 0,1019613 kg/mol (*National Institute of Standards and Technology*, 2023)

2) Cp promedio

Para el cálculo de Cp se ha tenido en cuenta la siguiente ecuación (*National Institute of Standards and Technology*, 2023):

$$Cp = A + Bt + Ct^2 + Dt^3 + \frac{E}{t^2} \quad [Ec\ 36].$$

Dónde $R = 8,314 \text{ J/mol}\cdot\text{K}$

A,B,C,D,E son constantes obtenidas de fuentes bibliográficas.
(*National Institute of Standards and Technology*, 2023)

$t = T/1000$ con T siendo la temperatura en Kelvin

Para obtener un valor más aproximado se ha realizado la integral definida de esta ecuación teniendo en cuenta que los límites de integración son las temperaturas entre las que se realiza la operación. Teniendo en cuenta estas condiciones se ha obtenido la tabla 45:

Compuesto	T (°C)	T (K)	Cp (J/mol·K)	Cp (J/kg·K)
Al ₂ O ₃	120	393	119,759	1174,553
	1100	1373		

Tabla 45. C_p promedio del Al₂O₃ (Elaboración propia)

BIBLIOGRAFÍA

- A, D., & Kramer. (1983). *Cost Estimate of the Bayer Process for Producing Alumina-based on 1982 Equipment Prices*.
<https://play.google.com/books/reader?id=RhnFFQFTUt8C&pg=GBS.PP1&hl=es>
- Alsimet. (2021, September 14). *La innovación y la eficiencia, claves para reducir el impacto ambiental de la metalurgia* | Alsimet.
<http://alsimet.es/es/noticias/innovacion-eficiencia-impacto-ambiental-metalurgia>
- Angulo García, F. X. (n.d.). *MOLINO PENDULAR DE 8000 kg/h*.
- Australian Renewable Energy Agency (ARENA). (2022, April 12). *World-first pilot to electrify calcination in alumina refining*. <https://arena.gov.au/news/world-first-pilot-to-electrify-calcination-in-alumina-refining/>
- AutoSolar. (2023). *Una empresa australiana estudia el uso de energía renovables para la industria metalúrgica*. <https://autosolar.es/energia-solar/se-estudia-la-viabilidad-de-la-fabricacion-de-metales-con-energias-renovables>
- Bagshaw, T. (2017). *THE ALUMINIUM STORY - BAUXITE TO ALUMINA: THE BAYER PROCESS - An Introductory Text*.
- Cengel, Y. (2015). *Datos de Entalpías y Capacidades Caloríficas*.
- Centeno Bordones, G., Jiménez, Y., & Vicente García, JOSÉ. (2020). *Caracterización fisicoquímica de los lodos rojos neutralizados y calcinados con posible actividad catalítica en procesos de oxidación avanzada*.
- Chen, Q., U, Y. X., & Hepler, L. G. (1991). *Calorimetric study of the digestion of gibbsite, $Al(OH)_3(cr)$, and thermodynamics of aqueous aluminate ion, $Al(OH)_4-(aq)$* .
- Cleanergysolar. (n.d.). *Factor de corrección de K para superficies inclinadas*. Retrieved October 20, 2023, from <https://renovablesconsaburum.files.wordpress.com/2015/12/tablas-factor-correccion-k.pdf>
- Conicet. (n.d.). *Reducción de tamaños. Molinos*.
- Ecofys, Fraunhofer Institute for Systems and Innovation Research, & Öko-Institut. (2009). *Methodology for the free allocation of emission allowances in the EU ETS post 2012*.
- European Aluminium. (2018). *Life-Cycle inventory data for aluminium production and transformation processes in Europe*.
- European Commission. (2020). *JRC Photovoltaic Geographical Information System (PVGIS)*. https://re.jrc.ec.europa.eu/pvg_tools/es/
- Generalitat de Catalunya. (2023). *Factor de emisión de la energía eléctrica: el mix eléctrico*. *Cambio climático*.
https://canviclimatic.gencat.cat/es/actua/factors_demissio_associats_a_lenergia/index.html
- Héctor Rodríguez. (2022, August 24). *Propiedades del Aluminio*. National Geographic España. https://www.nationalgeographic.com.es/ciencia/propiedades-aluminio-al_18221

- International Aluminium Institute. (2023). *Statistics Aluminium*. <https://international-aluminium.org/statistics/primary-aluminium-production/>
- Jinko Solar. (2022). *Tiger Pro 72HC*. www.jinkosolar.com
- Königsberger, E. (2008). Thermodynamic simulation of the Bayer process. *Zeitschrift Fuer Metallkunde/Materials Research and Advanced Techniques*, 99(2), 197–202. <https://doi.org/10.3139/146.101624/MACHINEREADABLECITATION/RIS>
- La Metalurgia del Aluminio*. (n.d.).
- Liu, Z., Geng, Y., Adams, M., Dong, L., Sun, L., Zhao, J., Dong, H., Wu, J., & Tian, X. (2016). Uncovering driving forces on greenhouse gas emissions in China's aluminum industry from the perspective of life cycle analysis. *Applied Energy*, 166, 253–263. <https://doi.org/10.1016/j.apenergy.2015.11.075>
- Metrohm AG. (2022). *Análisis de licores de aluminato de Bayer mediante valoración termométrica en línea*. https://www.metrohm.com/es_es/applications/application-notes/prozess-applikationen-anpan/an-pan-1034.html
- National Institute of Standards and Technology. (2023). <https://www.nist.gov/>
- Osorio Gueje, Y. (2011). *DETERMINACIÓN DEL ÍNDICE DE BOND A LA TRITURACIÓN DEL MINERAL SAPROLÍTICO DEL PROYECTO FERRONÍQUEL YAMANIGÜEY SA*.
- Renedo, C. J. (2018). *Tablas termodinámicas*.
- Rodríguez, R. M., Gutiérrez-Campos, D., Reverón, H., & Moya, M. (2002). Purificación de un sub-producto Bayer a través del uso de un agente quelante (EDTA). In *Nueva Serie* (Vol. 2).
- Satel. (2020). *PLANTA FOTOVOLTAICA “CAMPO DE BELCHITE 2.”* <http://coiiar.e-visado.net>
- Tabla Vapor Saturado*. (n.d.).
- Tensite. (2023). *TS-L5000*. www.tensite-energy.com
- Tomé Gil, B. M. (2019, July 16). *El potencial de las energías renovables para Asturias y su industria | Agenda Pública*. <https://agendapublica.elpais.com/noticia/14132/potencial-energias-renovables-asturias-su-industria>
- Towering Skills. (2023). *Cost Indices*. <https://toweringskills.com/financial-analysis/cost-indices/>
- Tuvsud. (2020, March 4). *Recursos energéticos en la industria | TÜV SÜD*. <https://www.tuvsud.com/es-es/centro-recursos/articulos-de-opinion/cerca-del-50-de-los-recursos-energeticos-se-quedan-en-la-industria>
- World Nuclear Association. (2023). *Heat values of various fuels*. <https://world-nuclear.org/information-library/facts-and-figures/heat-values-of-various-fuels.aspx>