



Universidad
Zaragoza

Trabajo Fin de Grado

Estudio de la viabilidad de la integración de la tecnología Power to Gas en la industria del Vidrio

Technical viability study for the Power to Gas integration in the glass industry

Autor

Cristian Barón Vidán

Directores

Begoña Peña Pellicer

Jorge Perpiñán Hinarejos

Titulación del autor

Grado en Ingeniería de Tecnologías Industriales

ESCUELA DE INGENIERÍA Y ARQUITECTURA

Año 2021 /2022

Estudio de la viabilidad de la integración de la tecnología Power to Gas en la industria del vidrio

Resumen

El progresivo aumento de los precios, tanto de la energía como de las emisiones de CO₂, están reduciendo la competitividad de las industrias europeas frente a países con políticas medioambientales menos rigurosas. Este efecto es especialmente notable en las industrias más intensivas.

Esto está motivando la investigación en el desarrollo de tecnologías para descarbonizar estas industrias utilizando energía renovable. Gracias a esto se pueden reducir emisiones asociadas, además de obtener energía con independencia del exterior. Una alternativa plausible es la producción de hidrógeno renovable que, junto con el CO₂ capturado de los gases de combustión, puede servir para producir metano sintético gracias a la tecnología Power to Gas.

La industria del vidrio supone es una de estas industrias afectadas. Su principal tecnología de producción está basada en hornos de fusión alimentados con gas natural. Si bien se espera sustituirlos en el futuro por hornos eléctricos, es necesaria una solución de transición con el objetivo de reducir las emisiones actuales. En esta dirección, el presente Trabajo Fin de Grado investiga la integración de las tecnologías de Power to Gas y captura de CO₂ en la industria del vidrio usando el software Aspen Plus.

Para ello, en primer lugar se ha modelado una planta de referencia de producción de envases de vidrio, ajustando los balances de masa y de energía y validando los resultados con datos bibliográficos.

A partir de ella, se ha implementado un modelo integrado base que incluye varias tecnologías. Un sistema basado en Calcium Looping captura el CO₂ emitido por los gases de combustión en el horno de fusión. Este CO₂ se lleva al reactor de metanación junto al H₂, el cual se obtiene gracias a un electrolizador. El oxígeno coproducido en la electrolisis se recircula al calcinador, mientras que el gas natural sintético alimenta tanto al horno de fusión como al calcinador.

A partir de este modelo integrado se ha analizado el efecto de tres modificaciones que aprovechan las sinergias entre las diferentes tecnologías.

En la primera variante se sustituye la caliza usada como materia prima en el horno de fusión por óxido de calcio, obtenido como subproducto del Calcium Looping. La segunda variante considera oxicomustión en el horno de refino y en las archas de recocido de la planta base.

Finalmente, se analiza una tercera variante en la que se utilizan los calores residuales de los procesos anteriores para generar electricidad mediante un ciclo Rankine. El objetivo es reducir el consumo de la planta, previsiblemente muy alto debido a la utilización de electrolizadores.

Este trabajo presenta los resultados de las simulaciones de Aspen de dichos modelos, así como la comparación entre los mismos respecto a parámetros como las emisiones de CO₂ o el consumo de gas natural fósil, con el objetivo de extraer conclusiones sobre la viabilidad de estas integraciones. Para completar el estudio se han llevado a cabo estudios de sensibilidad para analizar cómo varía el consumo eléctrico en función del porcentaje de CO₂.

ABSTRACT

The gradual raise of the price of both the energy and the CO₂ emissions are diminishing the competitiveness of the European industries in comparison to countries with less rigorous environmental policies. This effect is particularly remarkable in the most energy-intensive industries.

This is motivating the research on the development of technologies for the decarbonization of these industries, using renewable energy. Thanks to that, associated emissions can be reduced, as well as obtaining energy with independency of the exterior. A plausible alternative is the production of renewable hydrogen that, together with the CO₂ captured from the flue gas, can help to produce synthetic methane thanks to the Power to Gas technology.

The glass industry is one of those affected industries. Its main production technology is based in melting furnaces fueled by natural gas. Although they are expected to be replaced by electric furnaces in the future, a transitory solution with the goal of decreasing actual emissions is needed. This Bachelor's degree Project researches the integration of the Power to Gas and the CO₂ capture technologies in the glass industry using Aspen Plus as software.

In order to do that, a reference plant that produces container glass has been modeled, adjusting the mass and energy balances and validating the results with data from bibliography.

From this plant, a base integrated model that contains various technologies has been implemented. A system based in Calcium Looping captures the CO₂ emitted with the flue gas from the melting furnace. This CO₂ is taken to the methanation reactor alongside the H₂, which is obtained thanks to an electrolyzer. The coproduced oxygen in the electrolysis is recirculated to the calciner, while the synthetic natural gas feeds both the melting furnace and the calciner.

From this integrated model, three modifications that take advantage of the synergies between all these technologies have been analyzed.

In the first variant the limestone used as feedstock for the melting furnace is replaced by calcium oxide, which is obtained as a subproduct of the Calcium Looping. The second variant considers oxycombustion in the refining and annealing phases of the base plant.

Finally, a third variant that utilizes the residual heat flows of the previous processes for electricity generation using a Rankine cycle is analyzed. The goal is to reduce the plant consumption, which is predicted to be really high due to the use of electrolyzers.

This project shows the results of the Aspen simulations for these models, as well as the comparisons between them with the purpose of studying parameters such as CO₂ emissions or fossil natural gas, with the purpose of extracting conclusions about the viability of these integrations. In order to complete the study, sensibility analyses have also been conducted with the goal of analyzing how the electric consumption varies as a function of the CO₂ percentage.

ÍNDICE DE CONTENIDO

1.- INTRODUCCIÓN	9
1.1.- Objetivos y ODS	9
1.2.- Estructura del trabajo	10
2.- ANTECEDENTES	11
2.1.- La problemática de las emisiones	11
2.2.- Estado del arte dentro de la industria del vidrio	12
3.- MODELIZACIÓN Y VALIDACIÓN DE LA PLANTA DE REFERENCIA	14
3.1.- Descripción general	14
3.2.- Datos de partida e hipótesis	15
3.3.- Simulación y validación	17
4.- MODELO DE BAJAS EMISIONES Y VARIACIONES	19
4.1.- Modelo integrado base	19
4.1.1.- Planta de vidrio	20
4.1.2.- Calcium Looping	21
4.1.3.- Reactor de metanación	24
4.1.4.- Electrolizador PEM	26
4.2.- Variación 1	27
4.3.- Variación 2	29
4.4.- Variación 3	30
5.- RESULTADOS	32
5.1.- Datos y corrientes intermedias importantes	32
5.1.1.- Modelo integrado 1	32
5.1.2.- Modelo integrado 2	34
5.1.3.- Modelo integrado 3	35
5.1.4.- Modelo integrado 4	35
5.2.- Comparativas	38
5.3.- Análisis de sensibilidad	41
6.- CONCLUSIONES	43
7.- BIBLIOGRAFÍA	45
Anexo.- TOPOLOGÍAS Y EQUIPOS EN ASPEN	46
Anexo.1.- Modelo base (Bloque VIDRIO)	47
Anexo.2.- Modelo integrado base	55
Anexo.2.1.- Main Flowsheet	55
Anexo.2.2.- Producción de vidrio (Bloque VIDRIO)	57
Anexo.2.3.- Reactor de metanación (Bloque PTG)	61
Anexo.2.4.- Electrolizador PEM (Bloque PEM)	64
Anexo.2.5.- Calcium Looping (Subbloque CAL)	67
Anexo.3.- Variación 1	72
Anexo.3.1.- Main Flowsheet	72
Anexo.3.2.- Producción de vidrio	73
Anexo.3.3.- Reactor de Metanación	77
Anexo.3.4.- Electrolizador PEM	79
Anexo.3.5.- Calcium Looping	81
Anexo.4.- Variación 2	83
Anexo.5.- Variación 3	84

ÍNDICE DE FIGURAS E ILUSTRACIONES

<i>Figura 1 - Evolución de las emisiones globales de CO₂ por sectores [Fuente: IEA]</i>	11
<i>Figura 2 - Evolución del precio de las emisiones de CO₂ [Fuente: ICE]</i>	11
<i>Figura 3 - Bucles de convección presentes en horno de fusión [Fuente: [3]]</i>	12
<i>Figura 4 -Perfil de temperaturas en horno eléctrico [Fuente: [2]]</i>	13
<i>Figura 5 - Esquema general de la planta de vidrio (Elaboración propia)</i>	14
<i>Figura 6 - Esquema general de la integración (Elaboración propia)</i>	19
<i>Figura 7 - Esquema de planta de Calcium Looping (Elaboración propia)</i>	21
<i>Figura 8 - Modelo en Aspen del CaL</i>	22
<i>Figura 9 - Esquema general del reactor de metanación (Elaboración propia)</i>	24
<i>Figura 10 - Modelo en Aspen del reactor de metanación</i>	24
<i>Figura 11 - Modelo en Aspen del electrolizador PEM</i>	26
<i>Figura 12 – Esquema general de la variación 1 (Elaboración propia)</i>	27
<i>Figura 13 – Esquema general de la variación 2 (Elaboración propia)</i>	29
<i>Figura 14 – Esquema general del ciclo Rankine (Elaboración propia)</i>	30
<i>Figura 15 - Estudio sobre tamaño de ciclo Rankine</i>	36
<i>Figura 16 - Análisis Pinch del reactor de metanación</i>	36
<i>Figura 17 - Análisis Pinch del ciclo Rankine con el resto del sistema</i>	37
<i>Figura 18 - Consumo de CH₄ fósil por configuraciones</i>	38
<i>Figura 19 - Consumo de CO₂ por configuraciones</i>	38
<i>Figura 20 - Consumo eléctrico por configuraciones</i>	39
<i>Figura 21 - Penalización energética por configuraciones</i>	39
<i>Figura 22 - Caliza consumida por configuraciones</i>	40
<i>Figura 23 – Agua consumida y oxígeno producido por configuraciones</i>	40
<i>Figura 24 - Estudio sobre tamaño de electrolizador</i>	41
<i>Figura 25 - Estudio sobre consumo y producción</i>	42
<i>Figura 26 - Estudio sobre captura de CO₂</i>	42
<i>Figura 27 – Configuración global del modelo base</i>	47
<i>Figura 28 - Zona 1 del modelo base</i>	47
<i>Figura 29 - Zona 2 del modelo base</i>	48
<i>Figura 30 - Subbloque "MELTING"</i>	51
<i>Figura 31 - Subbloque "REFINING"</i>	51
<i>Figura 32 - Zona 3 del modelo base</i>	52
<i>Figura 33 - Subbloque "ANNEALIN"</i>	54
<i>Figura 34 - Subbloque "INSPECT"</i>	54
<i>Figura 35 - Configuración global del modelo integrado base</i>	55
<i>Figura 36 - Configuración global del reactor de metanación</i>	61
<i>Figura 37 - Zona 1 del reactor de metanación</i>	61
<i>Figura 38 - Zona 2 del reactor de metanación</i>	62
<i>Figura 39 - Configuración global del electrolizador</i>	64
<i>Figura 40 - Zona 1 del electrolizador PEM</i>	64
<i>Figura 41 - Zona 2 del electrolizador</i>	65
<i>Figura 42 - Configuración global del Calcium Looping</i>	67
<i>Figura 43 - Zona 1 del Calcium Looping</i>	67
<i>Figura 44 - Zona 2 del Calcium Looping</i>	68
<i>Figura 45 - Zona 3 del Calcium Looping</i>	70
<i>Figura 46 - Configuración global del ciclo Rankine</i>	84
<i>Tabla 1 - Materia prima</i>	15
<i>Tabla 2 - Reacciones principales</i>	15
<i>Tabla 3 - Composición final de vidrio según documento de referencia</i>	16

<i>Tabla 4 - Ratios de recirculación de calcín interno</i>	16
<i>Tabla 5 - Consumos energéticos y emisiones</i>	17
<i>Tabla 6 - Comparativa de flujos másicos</i>	17
<i>Tabla 7 - Comparativa de la composición del vidrio producido</i>	17
<i>Tabla 8 - Energía aportada en los hornos que utilizan combustión de gas natural</i>	18
<i>Tabla 9 - Reacciones en tecnologías de bajas emisiones</i>	20
<i>Tabla 10 - Principales corrientes de entrada y salida por bloque</i>	20
<i>Tabla 11 - Reacciones debidas a nuevos componentes en el gas natural sintético</i>	21
<i>Tabla 12 - Ratios destacadas</i>	22
<i>Tabla 13 - Temperaturas de diseño fijadas</i>	23
<i>Tabla 14 - Temperaturas de salida de gases fijadas [4]</i>	23
<i>Tabla 15 - Reacciones en metanación</i>	25
<i>Tabla 16 - Temperaturas de operación en metanación</i>	25
<i>Tabla 17 - Reacciones en electrólisis</i>	26
<i>Tabla 18 - Parámetros de diseño fijados</i>	30
<i>Tabla 19 - Corrientes de refrigeración usadas</i>	31
<i>Tabla 20 - Composición de gas natural sintético y gas de combustión</i>	32
<i>Tabla 21 - Temperaturas pre- y post- intercambiadores</i>	32
<i>Tabla 22 - Corrientes importantes en el sistema CaL del modelo integrado base</i>	33
<i>Tabla 23 - Intercambiador intermedio y recuperadores en CaL</i>	33
<i>Tabla 25 - Corrientes en reactor de metanación</i>	33
<i>Tabla 26 - Corrientes de agua principales en electrolizador</i>	34
<i>Tabla 28 – Comparativa respecto modelos</i>	34
<i>Tabla 29 - Principales corrientes en refino y recocido</i>	35
<i>Tabla 30 - Principales corrientes de agua-vapor en el ciclo Rankine</i>	35
<i>Tabla 31 - Balance energético en el ciclo Rankine</i>	35
<i>Tabla 32 - Listado de equipos en zona 1 del modelo base</i>	47
<i>Tabla 33 - Listado de corrientes en modelo base (1)</i>	48
<i>Tabla 34 - Listado de corrientes en modelo base (2)</i>	48
<i>Tabla 35 - Listado de equipos en zona 2 del modelo base</i>	49
<i>Tabla 36 - Listado de corrientes en modelo base (3)</i>	49
<i>Tabla 37 - Listado de corrientes en modelo base (4)</i>	50
<i>Tabla 38 - Listado de corrientes en modelo base (5)</i>	50
<i>Tabla 39 - Listado de equipos en subbloque "MELTING"</i>	51
<i>Tabla 40 - Listado de equipos en subbloque "REFINING"</i>	51
<i>Tabla 41 - Listado de equipos en zona 3 del modelo base</i>	52
<i>Tabla 42 - Listado de corrientes en modelo base (6)</i>	52
<i>Tabla 43 - Listado de corrientes en modelo base (7)</i>	53
<i>Tabla 44 - Listado de corrientes en modelo base (8)</i>	53
<i>Tabla 45 - Listado de equipos en subbloque "ANNEALIN"</i>	54
<i>Tabla 46 - Listado de equipos en subbloque "INSPECT"</i>	54
<i>Tabla 47 - Listado de equipos en esquema global de modelo integrado base</i>	55
<i>Tabla 48 - Listado de corrientes en modelo integrado base (1)</i>	55
<i>Tabla 49 - Listado de corrientes en modelo integrado base (2)</i>	56
<i>Tabla 50 - Listado de corrientes en modelo integrado base (3)</i>	56
<i>Tabla 51 - Listado de corrientes en modelo integrado base (4)</i>	57
<i>Tabla 52 - Listado de corrientes en modelo integrado base (5)</i>	57
<i>Tabla 53- Listado de corrientes en modelo integrado base (6)</i>	58
<i>Tabla 54 - Listado de corrientes en modelo integrado base (7)</i>	58
<i>Tabla 55 - Listado de corrientes en modelo integrado base (8)</i>	59
<i>Tabla 56 - Listado de corrientes en modelo integrado base (9)</i>	59
<i>Tabla 57 - Listado de corrientes en modelo integrado base (10)</i>	60
<i>Tabla 58 - Listado de corrientes en modelo integrado base (11)</i>	60

<i>Tabla 59 - Listado de equipos en zona 1 del reactor de metanación</i>	61
<i>Tabla 60 - Listado de corrientes en modelo integrado base (12)</i>	61
<i>Tabla 61 - Listado de equipos en zona 2 del reactor de metanación</i>	62
<i>Tabla 62 - Listado de corrientes en modelo integrado base (13)</i>	62
<i>Tabla 63 - Listado de corrientes en modelo integrado base (14)</i>	63
<i>Tabla 64 - Listado de equipos en zona 1 del electrolizador PEM</i>	64
<i>Tabla 65 - Listado de corrientes en modelo integrado base (15)</i>	64
<i>Tabla 66 - Listado de corrientes en modelo integrado base (16)</i>	65
<i>Tabla 67 - Listado de equipos en zona 2 del electrolizador</i>	65
<i>Tabla 68 - Listado de corrientes en modelo integrado base (17)</i>	66
<i>Tabla 69- Listado de corrientes en modelo integrado base (18)</i>	66
<i>Tabla 70 - Listado de equipos en zona 1 del Calcium Looping</i>	67
<i>Tabla 71 - Listado de corrientes en modelo integrado 1 (19)</i>	68
<i>Tabla 72 - Listado de corrientes en modelo integrado base (20)</i>	68
<i>Tabla 73 - Listado de equipos en zona 2 del Calcium Looping</i>	69
<i>Tabla 74 - Listado de corrientes en modelo integrado base (21)</i>	69
<i>Tabla 75 - Listado de corrientes en modelo integrado base (22)</i>	69
<i>Tabla 76 - Listado de equipos en zona 3 del Calcium Looping</i>	70
<i>Tabla 77 - Listado de corrientes en modelo integrado base (23)</i>	70
<i>Tabla 78 - Listado de corrientes en modelo integrado base (24)</i>	71
<i>Tabla 79 - Listado de corrientes en variante 1 (1)</i>	72
<i>Tabla 80 - Listado de corrientes en variante 1 (2)</i>	72
<i>Tabla 81 - Listado de corrientes en variante 1 (3)</i>	73
<i>Tabla 82 - Listado de corrientes en variante 1 (4)</i>	73
<i>Tabla 83 - Listado de corrientes en variante 1 (5)</i>	73
<i>Tabla 84 - Listado de corrientes en variante 1 (6)</i>	74
<i>Tabla 85 - Listado de corrientes en variante 1 (7)</i>	74
<i>Tabla 86 - Listado de corrientes en variante 1 (8)</i>	75
<i>Tabla 87 - Listado de corrientes en variante 1 (9)</i>	76
<i>Tabla 88 - Listado de corrientes en variante 1 (12)</i>	76
<i>Tabla 89 - Listado de corrientes en variante 1 (11)</i>	76
<i>Tabla 90 - Listado de corrientes en variante 1 (12)</i>	77
<i>Tabla 91 - Listado de corrientes en variante 1 (13)</i>	77
<i>Tabla 92 - Listado de corrientes en variante 1 (14)</i>	78
<i>Tabla 93 - Listado de corrientes en variante 1 (15)</i>	79
<i>Tabla 94 - Listado de corrientes en variante 1 (16)</i>	79
<i>Tabla 95 - Listado de corrientes en variante 1 (17)</i>	80
<i>Tabla 96 - Listado de corrientes en variante 1 (18)</i>	80
<i>Tabla 97 - Listado de corrientes en variante 1 (19)</i>	81
<i>Tabla 98 - Listado de corrientes en variante 1 (20)</i>	81
<i>Tabla 99 - Listado de corrientes en variante 1 (21)</i>	81
<i>Tabla 100 - Listado de corrientes en variante 1 (22)</i>	82
<i>Tabla 101 - Listado de corrientes en variante 1 (23)</i>	82
<i>Tabla 102 - Listado de corrientes en variante 1(24)</i>	82
<i>Tabla 103 - Listado de corrientes en variante 2 (1)</i>	83
<i>Tabla 104 - Listado de corrientes en variante 2 (2)</i>	83
<i>Tabla 105 - Listado de equipos en ciclo Rankine</i>	84
<i>Tabla 106 - Listado de corrientes en variante 3 (1)</i>	85
<i>Tabla 107 - Listado de corrientes en variante 3 (2)</i>	85
<i>Tabla 108 - Listado de corrientes en variante 3 (3)</i>	85
<i>Tabla 109 - Listado de corrientes en variante 3 (4)</i>	85

1.- INTRODUCCIÓN

Las industrias intensivas en consumo de energía, tales como siderúrgica, papelera o cementera, comparten unas características comunes: estar integradas en cadenas de valor estratégicas y un gran consumo de energía del que se derivan grandes emisiones de CO₂, principal responsable del cambio climático. Lograr resultados efectivos sobre estas industrias puede suponer un gran avance en campos tales como la mitigación del cambio climático o una mejora de la independencia exterior, así como la industrialización sostenible y limpia.

Una de estas industrias es la industria del vidrio, sobre la que se centra este Trabajo de Fin de Grado. Aunque existen tres industrias principales (envase, vidrio plano y fibras), este trabajo se centra en el envase por ser la de mayor producción, superando el 65%[1].

En este trabajo se proponen diferentes alternativas de descarbonización de dicha industria. Para ello se aplicarán los conocimientos asimilados a lo largo del Grado en Tecnologías Industriales.

Tal y como se ha mencionado, la industria del vidrio tiene en común con las industrias anteriormente nombradas un gran consumo de energía y grandes emisiones de CO₂ al ambiente. Debido a los grandes flujos continuos de material y a la muy alta temperatura de fusión del vidrio, se torna necesaria la utilización de grandes hornos, con grandes consumos. La mayoría de estos hornos se basan en la combustión de gas natural, siendo esta la principal fuente de CO₂ en este tipo de plantas.

Una alternativa plausible es la producción de hidrógeno renovable que, junto con el CO₂ capturado en la propia planta, puede servir para producir metano sintético gracias a la tecnología Power to Gas. Este concepto es en el que se sustenta este trabajo. El objetivo general es reducir emisiones y obtener independencia con el exterior.

1.1.- Objetivos y ODS

En este trabajo se han establecido los siguientes objetivos:

En primer lugar se ha realizado una revisión de la bibliografía para conocer el estado del arte de la industria del vidrio y del resto de tecnologías involucradas, con el fin de disponer de datos con los que modelar y validar los diferentes modelos.

En segundo lugar, se ha diseñado un modelo de referencia de planta de vidrio sobre el que desarrollar las alternativas propuestas, se ha implementado en Aspen Plus, y se ha validado con datos bibliográficos.

En tercer lugar, se ha modelado el concepto integrado que incluye un reactor de metanación, un electrolizador y un ciclo de Calcium looping.

Sobre este modelo se han propuesto tres alternativas para estudiar su efecto en el consumo energético:

- Sustituir caliza por óxido de calcio como materia prima.
- Utilizar oxicomustión en el refinado y el recocido.
- Incluir un ciclo de potencia para convertir calores residuales en electricidad.

Finalmente, se han comparado los resultados de los diferentes modelos y se han realizado estudios de sensibilidad sobre parámetros importantes de los modelos con el objetivo de comprender cómo afectan a KPIs como consumos, emisiones, etc.

A su vez, este trabajo contribuye a la consecución de los siguientes ODS:

- 7.3: *De aquí a 2030, duplicar la tasa mundial de mejora de la eficiencia energética.*
- 9.4: *De aquí a 2030, modernizar la infraestructura y reconvertir las industrias para que sean sostenibles, utilizando los recursos con mayor eficacia y promoviendo la adopción de tecnologías y procesos industriales limpios y ambientalmente racionales, y logrando que todos los países tomen medidas de acuerdo con sus capacidades respectivas.*
- 13.2: *Incorporar medidas relativas al cambio climático en las políticas, estrategias y planes nacionales.*
- 14.3: *Minimizar y abordar los efectos de la acidificación de los océanos, incluso mediante una mayor cooperación científica a todos los niveles.*

1.2.- Estructura del trabajo

El trabajo está dividido en 6 capítulos. Tras esta introducción, en el **capítulo 2** (“antecedentes”) se trata más en profundidad la problemática de las emisiones de CO₂ y su relación con el cambio climático, además de explicarse de forma somera el estado del arte de la industria del vidrio y las propuestas de descarbonización más comunes.

En el **capítulo 3** se presenta el diseño, implementación en Aspen Plus, y validación del modelo base, representativo de la industria del envase basada en horno de gas natural.

En el **capítulo 4** se presentan las cuatro propuestas basadas en Power to Gas para reducir las emisiones. Se explican las hipótesis de partida, así como el modelado de los equipos en Aspen Plus. Los detalles sobre los diferentes modelos se pueden encontrar en el **anexo**.

El **capítulo 5** recoge los resultados para las diferentes configuraciones, incluyendo comparativas de emisiones y consumos y un análisis de sensibilidad. Finalmente, el **capítulo 6** recoge las conclusiones obtenidas.

2.- ANTECEDENTES

2.1.- La problemática de las emisiones

El avance de la humanidad nunca ha sido tan rápido como desde el surgimiento de la Revolución Industrial. Nuevas tecnologías y conocimientos han permitido desarrollar conceptos inimaginables hasta entonces, mejorando indudablemente la calidad de vida respecto a tiempos pasados.

Por desgracia, con cada gran avance surgen grandes problemas. El desproporcionado aumento de la producción desde entonces ha llevado asociado un gran aumento del consumo energético y de las emisiones de CO₂ [Figura 1]. No solo eso, sino que este aumento es cada vez más rápido, y a pesar de que hoy en día se utilizan tecnologías más limpias las emisiones de CO₂ siguen aumentando, principales responsables del cambio climático.

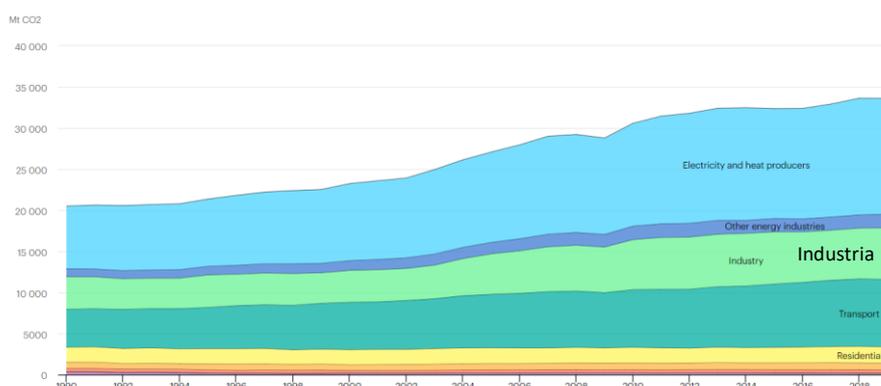


Figura 1 - Evolución de las emisiones globales de CO₂ por sectores [Fuente: IEA]

Este problema es conocido, y los gobiernos del mundo están llevando a cabo esfuerzos para buscar la descarbonización del sistema energético. Sin ir más lejos, la Comisión Europea busca en su Pacto Verde la neutralidad en emisiones de carbono para 2050. Más concretamente, a día de hoy las industrias son responsables de un 20% de estas emisiones. La industria del vidrio no es una excepción, y por su tamaño y consumo es de hecho una de las principales responsables, por lo que se deben reforzar los esfuerzos para reducir sus emisiones. Ya no solo desde un punto de vista ético, sino también comercial. Los precios del mercado de emisiones están subiendo rápidamente, alcanzando valores 4 veces superiores a los de hace solamente 2 años [Figura 2].

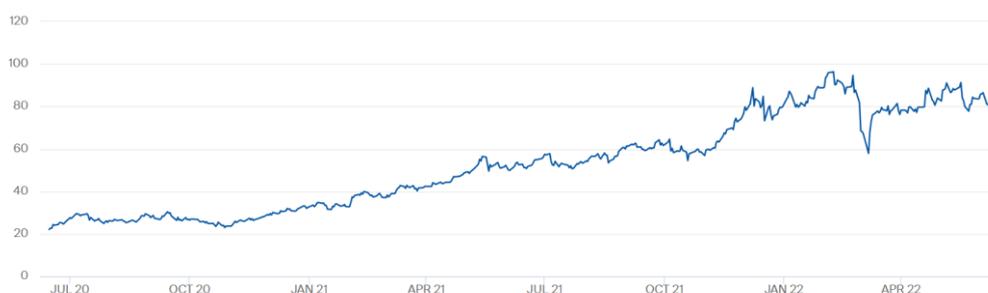


Figura 2 - Evolución del precio de las emisiones de CO₂ [Fuente: ICE]

2.2.- Estado del arte dentro de la industria del vidrio

Desde un punto de vista energético, la industria del vidrio gira en torno a los grandes hornos de fusión utilizados para fundir toda la materia prima y obtener el vidrio deseado, siendo la demanda energética de los mismos en torno al 70 – 75% de toda la energía utilizada en todo el proceso productivo [2].

Estos hornos son normalmente de naturaleza híbrida, utilizando tanto energía térmica como eléctrica para fundir el material. Sin embargo, la mayor parte (un 83% en el documento de referencia) es energía térmica, obtenida de la combustión de gas natural. La parte eléctrica (materializada en forma de resistencias) es secundaria, y se utiliza principalmente con el objetivo de recalentar el fundido que se aleja de la superficie y uniformizar la temperatura [Figura 3].

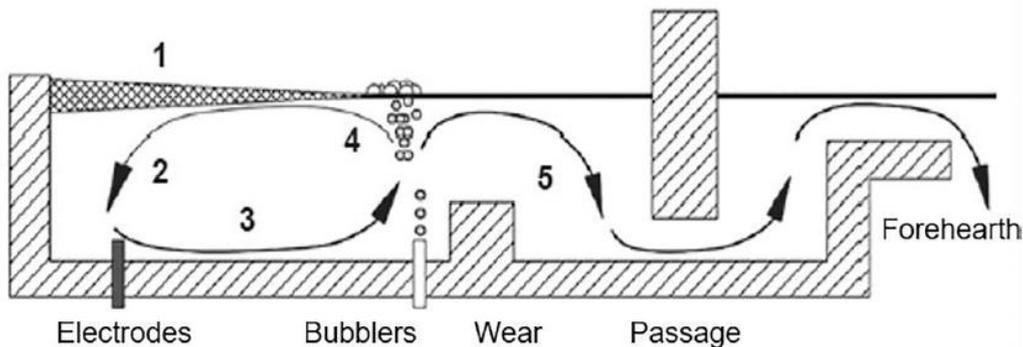


Figura 3 - Bucles de convección presentes en horno de fusión [Fuente: [3]]

La producción de vidrio se divide principalmente en tres grandes industrias: envases, vidrio plano y fibras. En este trabajo se ha optado por estudiar la producción orientada a envases, ya que engloba la mayor parte de la producción de vidrio a nivel mundial [1].

La industria del vidrio es intensiva en su uso de energía. A pesar de que la energía consumida en los hornos de fusión se ha reducido en más de un 60% desde los años 40, siguen necesiéndose grandes cantidades, encontrándose hoy en día los valores típicos en torno a los 4,5 GJ por tonelada de vidrio producido [2].

Esto unido a las grandes cantidades de vidrio producidas (un horno puede producir más de 250 toneladas de vidrio al día), el cual ya de por sí tiene unas emisiones de proceso asociadas, se traduce en unas emisiones de CO₂ extraordinarias, llegando a casi 85 toneladas diarias [2].

La industria del vidrio no es ajena a esta problemática, por lo que se han desarrollado tecnologías con el objetivo de reducir estas emisiones[2].

Una alternativa es utilizar hornos completamente eléctricos para el fundido del vidrio. Estos hornos son hasta un 35% más eficientes que un horno convencional, además de reducir de forma importante no solo las emisiones de CO₂, sino también de NO_x o SO_x.

Sin embargo, a día de hoy los hornos eléctricos comerciales no tienen la capacidad suficiente (aunque se espera que para 2030 sí), además de no ser compatibles con la producción de ciertos tipos de vidrio, como la fibra de vidrio (problemas relacionados con la conductividad) [2]. Como desafíos adicionales se presenta su falta de flexibilidad ante cargas variables, además de que por su principio de funcionamiento se forma una capa fría de vidrio en la parte superior del fundido, lo que afecta a la estabilidad de la mezcla [Figura 4].

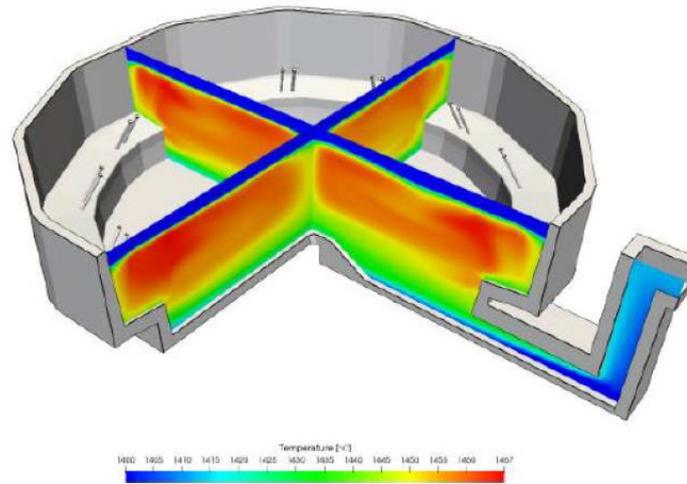


Figura 4 -Perfil de temperaturas en horno eléctrico [Fuente: [2]]

Una segunda alternativa es el uso de la oxicomcombustión. Esto evita las pérdidas asociadas a calentar nitrógeno, el cual es innecesario para el proceso, reduciendo la cantidad de combustible usada. Además, se reducen las emisiones de NO_x , y la composición de los gases de combustión con este proceso es una corriente razonablemente pura de CO_2 y agua, de manera que no son necesarios sistemas de captura adicionales.

Los principales problemas que presenta esta tecnología son los costes para adaptar los hornos, la energía necesaria para producir este oxígeno, y los problemas de la corrosión de los ladrillos refractarios usados en los hornos.

La tercera alternativa propone modificar la materia prima, reemplazando los materiales actuales por otros con menor contenido de carbono, reduciéndose de esta forma las emisiones no relacionadas con la combustión. Se presentan dos grandes desafíos para la implantación de esta idea. En primer lugar, las emisiones aquí evitadas se están transfiriendo a otro sector, por lo que en un balance neto el impacto es el mismo. En segundo lugar, no se ha investigado el impacto que esta sustitución tendría sobre el vidrio producido, incurriéndose además en mayores costes de material, transporte y preparación.

La última línea de investigación se centra en la sustitución del combustible usado. Se valora en primer lugar usar hidrógeno como combustible. Sin embargo, a pesar de los beneficios sobre las emisiones, el exceso de vapor de agua crearía espuma y afectaría a la eficiencia, al consumo de energía y a la integridad del horno. Añadido a lo anterior, la banda de radiación de la llama del hidrógeno es diferente a la de la llama de gas natural [2] lo que podría afectar a la transferencia de calor y, por tanto, a la eficiencia.

En esta misma línea, se propone también la utilización de metano sintético. Tiene la ventaja de no modificarse el proceso, ya que el metano es el componente mayoritario del gas natural, pero se reducirá tanto el consumo de CH_4 fósil como las emisiones netas de CO_2 . El presente trabajo se enmarca en esta línea, basándose en la tecnología Power to Gas.

3.- MODELIZACIÓN Y VALIDACIÓN DEL MODELO BASE

3.1.- Descripción general

Con el fin de evaluar las mejores propuestas, se ha diseñado, simulado, y validado una planta de referencia, representativa de la industria del envase. El modelo, basado en datos de bibliografía [2], se muestra en [Figura 5].

En el Anexo 1 se recogen los detalles del modelo de simulación en Aspen Plus, incluyendo la integración de los equipos usados y propiedades de cada corriente de entrada y salida: flujos másicos, temperaturas, presiones y composiciones .

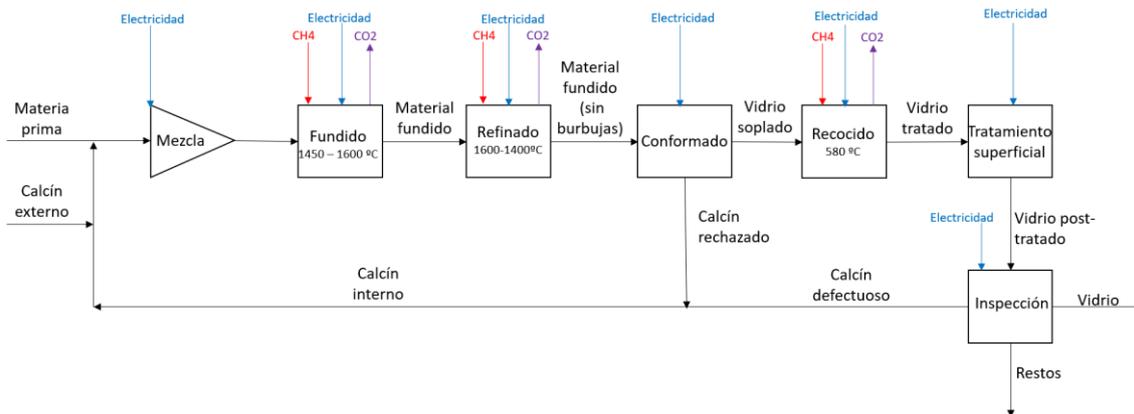


Figura 5 - Esquema general de la planta de vidrio (Elaboración propia)

Se puede observar que los principales consumos energéticos (gas natural y electricidad) se deben a procesos térmicos a alta temperatura. Cada bloque representa un proceso dentro de la producción del vidrio.

- Mezcla de materias primas: La primera fase del proceso es la preparación de la mezcla. Esta mezcla está formada principalmente por dos tipos de materiales. En primer lugar, el calcín reciclado, obtenido o bien de vidrios con defectos en la misma línea de producción (interno) o bien obtenido de procesos de reciclado ajenos a la empresa (externo). En segundo lugar, se encuentran todos los minerales que van a reaccionar dentro del horno de fusión para dar lugar a vidrio nuevo, con la misma composición que el calcín reciclado.
- Fundido: Esta materia prima se introduce en el horno de fusión, el cual funciona de forma continua. Se eleva la temperatura a unos 1550 °C, fusionando los materiales y haciéndolos reaccionar para obtener la composición deseada. La energía requerida para realizar este proceso es la más alta (un 88%) de toda la línea de producción. Se obtiene gracias a la combustión de gas natural, el cual va a estar en contacto directo con la masa fundida.
- Refinado: El vidrio obtenido tras el fundido tiene el principal problema de que no es de la calidad suficiente. No es perfectamente uniforme, y cuenta con una gran cantidad de burbujas. Para ello se realiza un segundo proceso térmico, en el que el material pasa lentamente de unos 1550 °C a 1400 °C, uniformizándose.
- Conformado: El vidrio fundido sigue su camino hasta llegar a la fase de conformado. Para ese momento, la temperatura del vidrio se ha reducido a 700 °C, permitiendo trabajar con él. El vidrio pasa por diferentes máquinas que le acaban dando la forma final deseada.

- **Recocido:** El vidrio obtenido en el conformado es extremadamente frágil. El rápido enfriamiento ha provocado grandes tensiones internas que amenazan con romper el material. Para reducirlas se lleva a cabo un proceso de recocido, en las denominadas archas. Dichas archas cuentan con una larga cinta transportadora, sobre la que se colocan las piezas conformadas de vidrio, que atraviesa un horno alargado y abierto. Este horno es muy eficaz para obtener el perfil de temperaturas deseado en el tiempo de tal forma que el recocido sea un éxito. Durante el proceso, el vidrio alcanza una temperatura de hasta 580 °C y se acaba reduciendo a 25 °C.
- **Tratamiento superficial:** Una vez realizado el tratamiento térmico se realizan tratamientos físicos adicionales para mejorar las propiedades del vidrio.
- **Inspección final:** Como último proceso se realizan las actividades de inspección, para garantizar la calidad del producto final. En promedio, se considera defectuoso el 10% de la producción. Este vidrio defectuoso se recircula a la entrada en forma de calcín.

3.2.- Datos de partida e hipótesis

Los datos referidos a la materia prima se han obtenido de la bibliografía [2], y se muestran en la Tabla 1.

Tabla 1 - Materia prima

Materia prima	Masa [kg/t _{vidrio}]
Arena de sílice	191
Dolomita	57
Caliza	24
Carbonato de sodio	34
Sulfato de sodio	2
Calcín externo	733
Calcín interno	111

La arena de sílice (SiO₂), la dolomita (CaMg(CO₃)₂), la caliza (CaCO₃) y el carbonato de sodio (Na₂CO₃) constituyen el grueso de las reacciones de producción de vidrio, mientras que el sulfato de sodio (Na₂SO₄) sirve principalmente para reducir la cantidad de burbujas en la mezcla. La mayor parte de la masa introducida es calcín reciclado. Este calcín proporciona reducciones en el gasto de energía, tanto de forma directa (la reacción ya se produjo con anterioridad) como indirecta (se reduce el consumo de materiales, que en su producción requieren energía), por lo que es muy interesante su uso.

Las reacciones introducidas en el programa, que tienen lugar entre 800 °C y 1100 °C, se recogen en la Tabla 2. Se ha modelado en Aspen con un reactor estequiométrico, en el cual se introducen las reacciones y la conversión de las mismas.

Tabla 2 - Reacciones principales

Tipo	Reacción	ΔH _r (cal/mol)	Ec.
Proceso	Na ₂ CO ₃ (s) → Na ₂ O(s) + CO ₂ (g)	65387,7	(1)
Proceso	CaMg(CO ₃) ₂ (s) + Heat → CaCO ₃ (s) + CO ₂ (g) + MgO (s)	16477	(2)
Proceso	CaCO ₃ (s) + Heat → CaO (s) + CO ₂ (g)	113329	(3)
Proceso	Na ₂ SO ₄ (s) → Na ₂ O (s) + SO ₃ (g)	124983,7	(4)
Combustión	CH ₄ (g) + 2 O ₂ (g) → 2 H ₂ O (g) + CO ₂ (g)	-185650	(5)

La reacción (2) representa la descomposición de la dolomita en caliza, siendo a partir de ahí la ruta igual para ambos minerales, incluyéndose por lo tanto solo una vez. Estas reacciones se han implementado en el modelo del horno de fusión.

La reacción de Na_2SO_4 va a producir óxidos de azufre, dañinos para el medioambiente y susceptibles de envenenar catalizadores cuando se realice la integración con otros sistemas del modelo final (principalmente en la metanación). Por ello, las fábricas incluyen un electrofiltro a la salida de los gases de combustión con el objetivo de capturar estos óxidos. Este electrofiltro se modelará con un separador.

En cuanto a la reacción de combustión, es la responsable de aportar el calor necesario a los distintos hornos del proceso: fusión, refino y recocado. En base a datos conocidos de plantas reales, se ha tomado un modelo de combustión de gas natural con un 10% de exceso de aire. Este gas natural se ha modelado también como metano puro, siendo en la realidad un valor algo menor.

Para la validación del modelo de la planta de referencia se toman los datos de la Tabla 3 [2]. Sin embargo, en el documento de referencia no se especifica ni la composición de la materia prima ni el tipo de vidrio producido. Para cubrir estas lagunas, se ha procedido de la siguiente manera en este trabajo. El balance de masa se ajusta en Aspen para que tras la reacción se obtenga la composición de vidrio deseada. Es decir, que la composición fina del vidrio se introduce como dato del modelo. Para ello se hacen dos suposiciones.

La primera hace referencia al tipo de vidrio que se pretende obtener. Este vidrio se ha considerado como la mezcla de tres colores (flint, emerald green y dark amber). Aunque muy similares, su composición no es exactamente la misma. Es por ello que se toma la media de las composiciones de los tres de la Ref. [2] para validar el modelo.

La segunda se refiere a la presencia de alúmina, ya que en el documento de referencia [2] se incluye Al_2O_3 en el producto final, pero no como materia prima. Puesto que su fracción másica es muy pequeña (en torno al 1% wt), y se desconoce su procedencia, en este trabajo solo se tendrán en cuenta cuatro componentes en el vidrio: SiO_2 , CaO , Na_2O y MgO .

Tabla 3 - Composición final de vidrio según documento de referencia

Especie	%wt
SiO_2	73,26
CaO	9,92
Na_2O	12,61
MgO	2,55

En cuanto a la recuperación de vidrio [2], los ratios considerados para el modelo son los siguientes [Tabla 4]:

Tabla 4 - Ratios de recirculación de calcín interno

Vidrio rechazado	22 kg / 1111 kg = 1,98%
Vidrio defectuoso	89 kg / 1089 kg = 8,17%

Con respecto a los consumos energéticos de todos los equipos, se toman como datos de validación las emisiones de CO₂, y los aportes térmicos y eléctricos de la Ref.[2] [Tabla 5]. Con estas emisiones se calcula el gas natural a aportar necesario, y con este valor se validan los balances de materia y energía del modelo base, que incluye emisiones y liberación de calor debidas tanto a proceso como a combustión.

Tabla 5 - Consumos energéticos y emisiones

Proceso	Emisiones [kg/t _{vidrio}]	Aporte térmico [GJ/t _{vidrio}]	Electricidad [GJ/t _{vidrio}]
Mezcla	0	0	0,06
Horno de fusión	267	4,39	0,38
Horno de refinado	25	0,41	0,1
Conformado	0	0	0,32
Archa de recocido	12	0,19	0,06
Tratamiento superficial	0	0	0,02
Inspección	0	0	0,03

Respecto a las temperaturas utilizadas en los hornos, se ha supuesto una temperatura de 1500 °C tanto en el horno de fusión como en el horno de refinado. Las archas se considera que operan a 580 °C.

Por último hay que añadir que, con el fin de facilitar la generalización de los resultados a cualquier tamaño de planta, el modelo se ha dimensionado para una producción de una tonelada de vidrio. Como planta realista, se ha considerado una producción de 200 toneladas al día.

3.3.- Simulación y validación

A partir del modelo en Aspen (detalles el Anexo 1), se ha realizado la simulación de la planta de producción de envases, obteniendo los flujos másicos recogidos en la Tabla 6, la composición final del vidrio mostrada en la Tabla 7 y los flujos energéticos de la Tabla 8. En dichas tablas se comparan además los resultados obtenidos de la simulación con los datos publicados en la Ref. [2]. Se incluyen las desviaciones también, viendo que son aceptables. La mayor desviación se produce en el MgO, el material con menor %wt.

Tabla 6 - Comparativa de flujos másicos

	Ref. [2][kg/t _{vidrio}]	Modelo base [kg/t _{vidrio}]	Desviación [%]
Calcín externo	733	744	1,5
CO ₂ (fundido)	308	317,5	3,1
CO ₂ (refinado)	25	25,04	0,16
CO ₂ (recocido)	12	12,01	0,083

Tabla 7 - Comparativa de la composición del vidrio producido

	Referencia[%wt]	Modelo base [%wt]	Desviación [%]
SiO ₂	73,26	74,74	2,0
CaO	9,92	9,31	6,1
Na ₂ O	12,61	13,04	3,4
MgO	2,55	2,91	14,1

Tabla 8 - Energía aportada en los hornos que utilizan combustión de gas natural

	Referencia [GJ/t _{vidrio}]	Modelo base [GJ/t _{vidrio}]	Desviación [%]
Fusión	4,77	4,74	0,63
Refinado	0,51	0,50	2
Recocido	0,25	0,26	4

El ajuste energético para obtener un error aceptable [Tabla 8] se ha realizado de forma distinta en cada uno de los tres equipos. Por lo tanto, se detalla el procedimiento por separado.

En el horno de fusión, se ha incluido la recuperación de parte de la energía de los gases de salida, tal y como se hace en los regeneradores reales de este tipo de plantas (ver detalle en Figura 29). Normalmente, se tienen dos regeneradores de matriz refractaria a través de los cuales se alterna el paso del aire y de los gases de combustión. El precalentamiento del aire y el enfriamiento de los gases se han modelado con sendos intercambiadores de calor. Los gases de salida a 1500 °C entregan la energía necesaria (reduciendo su temperatura a 850 °C) al aire de entrada para que se caliente hasta 738 °C.

En el horno de refinado no ha sido necesario realizar ningún ajuste adicional, siendo la desviación del 2%.

Finalmente, en el horno de recocido se optó inicialmente por un enfoque similar al del horno de fusión. Es decir, aprovechar la energía de los gases de salida para aumentar la temperatura de los de entrada. Sin embargo, la poca temperatura de los mismos junto al poco flujo másico hacía este esfuerzo inútil, variando la energía en cantidades ínfimas. Ajustando la temperatura intermedia a 500 °C se obtienen unos valores satisfactorios (desviación del 4%).

Como comentario final, hay que recordar que existen otros procesos (mezcla, conformado, tratamiento superficial, inspección) a los que, efectivamente, se les aporta energía, tal y como se ha indicado [Tabla 5]. Sin embargo, estas cantidades se han considerado datos de entrada en el modelo.

Como conclusión de este capítulo, se ha implementado y validado el modelo de planta de referencia, en el que se integrarán las tecnologías de bajas emisiones.

4.- MODELO DE BAJAS EMISIONES Y VARIANTES

En este capítulo se va a desarrollar un modelo alternativo de planta de vidrio basado en las tecnologías de producción electrolítica de hidrógeno, metanación y captura de CO₂ mediante un sistema de Calcium Looping (CaL), sobre el cual se implementarán varias mejoras para analizar su efecto por separado. La primera integración es la más importante y el punto central del trabajo. Todas las demás integraciones se harán basadas en los resultados de esta primera, y son las siguientes:

- Variante 1: reutilización del CaO como materia prima.
- Variante 2: oxidación en refino y recocido.
- Variante 3: utilización del calor para producir electricidad en una planta de potencia.

Los resultados de estos modelos junto con la comparación con el modelo base se presentarán en el capítulo 5.

4.1.- Modelo integrado base

En esta sección se explica la integración de la planta de vidrio modelada en el capítulo 3 con electrolizador, metanación y captura de CO₂. Se muestra [Figura 6] la integración propuesta.

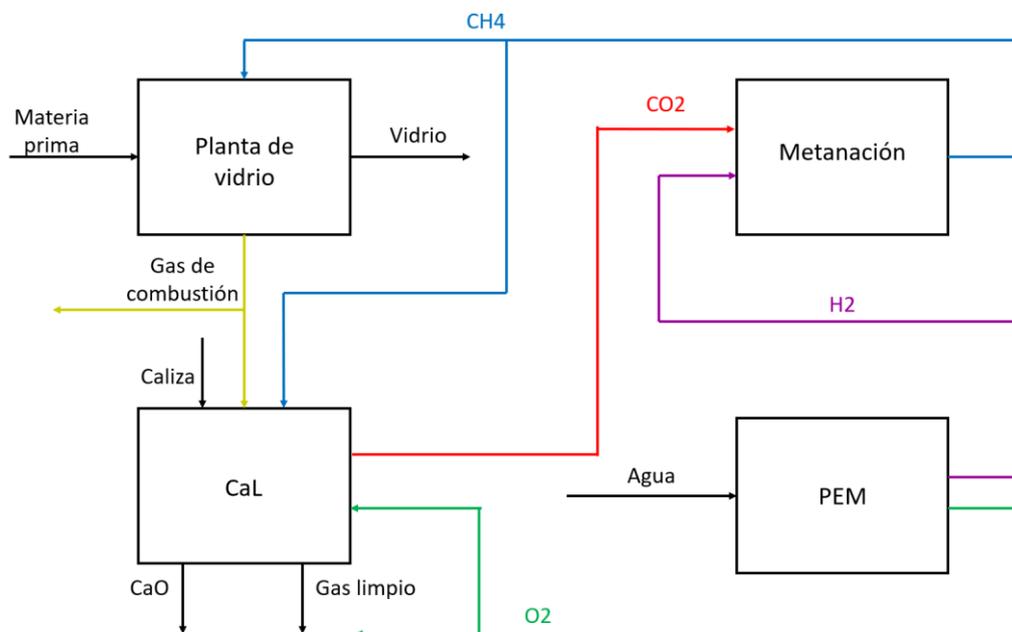


Figura 6 - Esquema general de la integración (Elaboración propia)

Se distinguen cuatro grandes bloques: la planta base de vidrio, el reactor de metanación, el electrolizador PEM, y el sistema de Calcium Looping (CaL). Se explican en más detalle en siguientes apartados. Se adelantan las reacciones de estos procesos en la Tabla 9, y en la Tabla 10 se resumen las principales corrientes de entrada y salida de cada uno de estos procesos.

Tabla 9 - Reacciones en tecnologías de bajas emisiones

Bloque	Reacción	ΔH_r (cal/mol)	Ec.
Metanación	$\text{CO}_2 \text{ (g)} + 4 \text{ H}_2 \text{ (g)} \leftrightarrow \text{CH}_4 \text{ (g)} + 2 \text{ H}_2\text{O (g)}$	-27170	(6)
Metanación	$\text{CO (g)} + 3 \text{ H}_2 \text{ (g)} \leftrightarrow \text{CH}_4 \text{ (g)} + \text{H}_2\text{O (g)}$	-116090	(7)
Electrólisis	$\text{H}_2\text{O} \leftrightarrow 0,5\text{O}_2 + 2\text{H}^+ + 2\text{e}^-$	-	(8a)
Electrólisis	$2\text{H}^+ + 2\text{e}^- \leftrightarrow \text{H}_2$	-	(8b)
Electrólisis	$\text{H}_2\text{O (l)} \leftrightarrow 0,5 \text{ O}_2 \text{ (g)} + \text{H}_2 \text{ (g)}$	54640	(8)
CaL	$\text{CaCO}_3 \text{ (s)} \rightarrow \text{CaO (s)} + \text{CO}_2 \text{ (g)}$	31219	(9)
CaL	$\text{CaO (s)} + \text{CO}_2 \text{ (s)} \rightarrow \text{CaCO}_3 \text{ (g)}$	-31219	(10)

Tabla 10 - Principales corrientes de entrada y salida por bloque

	Entradas	Salidas
Planta base	Materia prima, CH ₄ , aire	Vidrio, gas de combustión
Metanación	CO ₂ , H ₂	CH ₄
PEM	Agua	H ₂ , O ₂
CaL	Gas de combustión, caliza	Gas limpio, CaO, CO ₂

El CH₄ sigue un bucle cerrado, produciéndose en la metanación el necesario para cubrir las necesidades de la planta base y del Calcium Looping. La cantidad de gas de combustión introducida en el Calcium Looping es la exacta para producir el CO₂ necesario para la producción de CH₄ mencionada. Por lo tanto, es necesario purgar una pequeña parte del gas de combustión.

El agua necesaria en el electrolizador PEM está fijada para que la ratio de entrada en moles H₂ y CO₂ en la metanación sea de 4:1 (ratio estequiométrico de la reacción de Sabatier, reacción (6)). El O₂ también producido se utiliza para la oxidación en el Calcium Looping. Dado que se produce en exceso, se puede usar para otros fines, sea venta o enriquecimiento del aire de combustión.

Es importante destacar que las corrientes mostradas no van a contener una pureza del 100% en cada uno de estos componentes, por lo que hay que incluir en el modelo otros componentes también. A continuación se explica la modelización detallada de estos 4 bloques en Aspen.

Por último, la electricidad consumida en todos estos procesos se ha considerado de origen renovable. Por lo tanto, no se van a tener en cuenta emisiones asociadas.

4.1.1.- Planta de vidrio

La planta es, esencialmente, la validada en el capítulo 3. La única diferencia se encuentra en que el gas natural generado en el reactor de metanación se utiliza en el horno de fusión. Este gas natural es sintético (GNS), no fósil como antes, con una composición ligeramente diferente. Esto supone que las condiciones de operación del horno variarán con respecto al caso base.

Además de la reacción (5) de la Tabla 2 para la combustión del metano, hay que añadir las reacciones correspondientes a H₂ y CO [Tabla 11]. El exceso de aire se ha mantenido en el 10% como en el caso base.

Los nuevos gases de combustión son los que se llevarán a la planta de captura de CO₂ mediante CaL.

Tabla 11 - Reacciones debidas a nuevos componentes en el gas natural sintético

Reacción	ΔH_r (cal/mol)	Ec.
$H_2(g) + 0,5 O_2(g) \rightarrow H_2O(g)$	-54640	(11)
$CO(g) + 0,5 O_2(g) \rightarrow CO_2(g)$	-61450	(12)

Se ha optado por no utilizar el GNS ni en el horno de refino ni las archas en el modelo, ya que parte de los flujos que requieren y aportan estos hornos son comparativamente muy inferiores, el esfuerzo que se realiza a nivel industrial por controlar y supervisar la composición de los gases de combustión de salida es inferior al horno de fusión.

4.1.2.- Calcium Looping

La tecnología basada en el ciclo de calcio se utiliza en este trabajo para capturar el CO₂ de los gases de combustión extraídos del horno de fusión. Su funcionamiento se basa en los procesos detallados en la Figura 7.

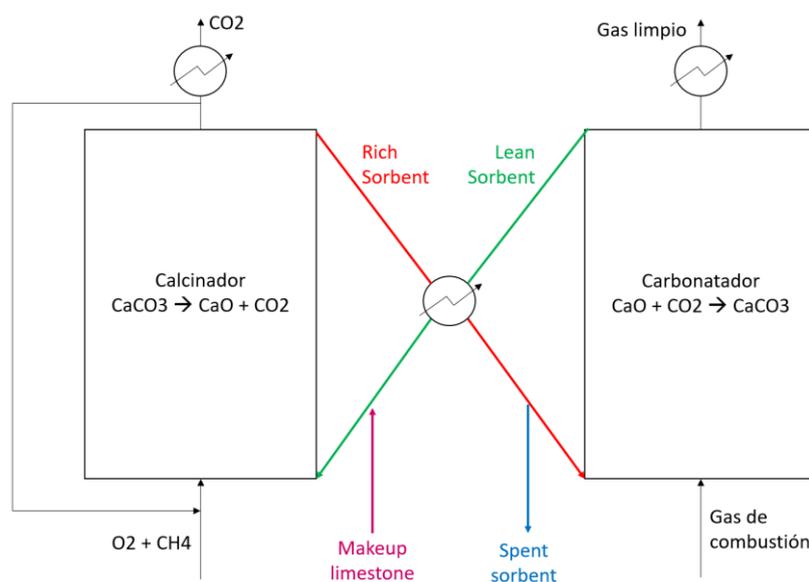


Figura 7 - Esquema de planta de Calcium Looping (Elaboración propia)

El proceso incluye dos reactores, en los que tienen lugar reacciones inversas. Mientras que en el calcinador la descomposición de la caliza en CaO y CO₂, en el carbonatador se produce la reacción exotérmica inversa.

La nomenclatura que se utilizará es la mostrada en la Figura 7. La corriente sólida de salida del calcinador, rica en CO₂, se llama CO₂-Rich Sorbent (o Rich Sorbent), mientras que la salida del carbonatador, pobre en CO₂, se denomina CO₂-Lean Sorbent (o Lean Sorbent).

El CO₂ que entra al carbonatador procedente del gas de combustión queda capturado al reaccionar con el óxido de calcio para producir caliza. A su vez, la caliza retorna al calcinador, en el que se recupera el CO₂ en una corriente concentrada (CO₂-Rich Sorbent o Rich Sorbent).

Como se ve en la Tabla 9, el calcinador requiere energía para la reacción endotérmica de descomposición de la caliza. Para ello se va a utilizar oxidación del metano sintético, usando el oxígeno producido en el electrolizador. Cabe destacar que junto con el CO₂ va a aparecer también agua en forma de vapor, producida en la reacción de combustión.

Si bien las reacciones principales son las mostradas en la Tabla 9, las altas temperaturas provocan la sinterización del CaO, por lo que es necesario realizar un pequeño aporte de caliza nueva, y a la vez se debe retirar el CaO sinterizado.

La recirculación del CO₂ en el calcinador cumple el objetivo de regular la temperatura de entrada al calcinador y de homogeneizarla, evitando posibles temperaturas extremas que puedan ser dañinas para el proceso.

Finalmente, los gases liberados en ambos procesos (corrientes CLEANOUT y CO25BAR) son enfriados, recuperándose calor.

A continuación se muestra el modelo de Aspen, y se entra en más detalle en parámetros técnicos de operación [Figura 8].

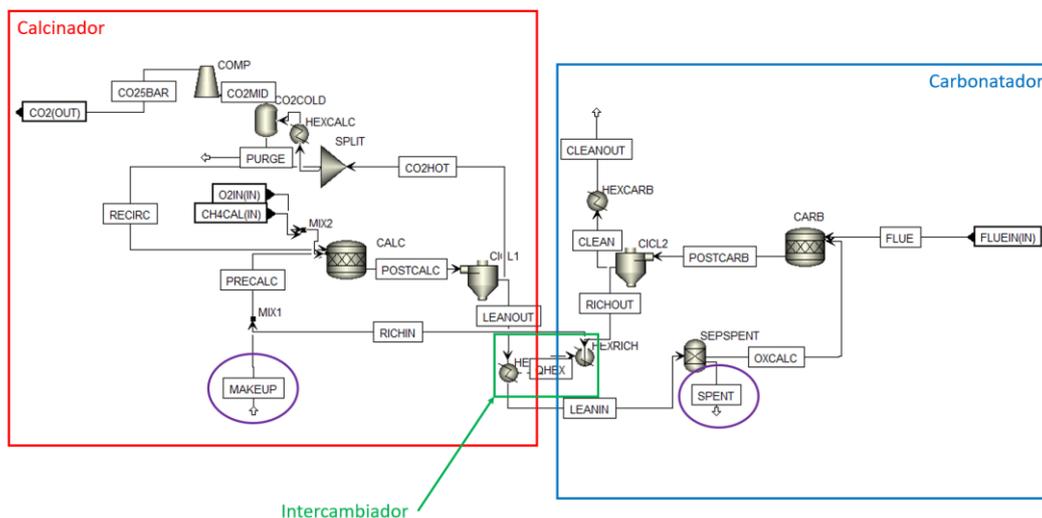


Figura 8 - Modelo en Aspen del CaL

La parte izquierda corresponde al calcinador, mientras que la parte derecha al carbonatador. La separación de gases y sólidos ha sido modelada con ciclones. Debido a la estequiometría de la reacción, los moles de caliza introducidos (corriente MAKEUP) deben ser iguales a los moles de CaO extraídos (corriente SPENT). Se muestran estas corrientes con círculos morados en la Figura 8. A su vez, se han considerado los ratios molares mostrados en la Tabla 12:

Tabla 12 - Ratios destacadas

Caliza entrante / CO₂ entrante [4]	0,05 mol CaCO ₃ / mol CO ₂
CaO recirculado / CO₂ entrante [4]	10 mol CaO/ mol CO ₂
CaO purgado [5]	4%

La ratio de recirculación en el calcinador se ha considerado tal que, junto al O₂ que se está introduciendo al reactor, haya un porcentaje total de 21% de O₂ a la entrada del calcinador, simulando la composición del aire.

A su vez, el O₂ introducido es el doble en moles que el CH₄ introducido por estequiometría, según la reacción (5) y se considera combustión completa. El CH₄ introducido es el necesario para cubrir las necesidades térmicas del bloque de calcinación.

Es importante mencionar que este O₂ y CH₄ contienen impurezas, al ser producidos en otros procesos también modelados. El O₂ cuenta con trazas de hidrógeno, y el CH₄ con pequeños porcentajes de CO, H₂, agua y CO₂.

Ambos reactores están trabajando a presión atmosférica. En el calcinador se considera una conversión igual a 1, y una temperatura de operación de 950 °C. Por otra parte, el carbonatador opera con una conversión de CO₂ igual a 0,9 y una temperatura de operación de 650 °C [4].

El modelo incluye un intercambiador de calor a la salida de las corrientes sólidas de ambos reactores, con el objetivo de aproximar su temperatura a la de entrada del siguiente reactor, recuperando la energía térmica de LEANOUT para precalentar LEANIN [Tabla 13].

Tabla 13 - Temperaturas de diseño fijadas

Corriente	Temperatura [°C]
Lean sorbent caliente (LEANOUT)	950
Lean sorbent frío (LEANIN)	700
Rich sorbent frío (RICHOUT)	650

Tanto de los gases limpios de salida (corriente CLEANOUT) como de la corriente rica en CO₂ (corriente CO25BAR) que entrará en la metanación se recupera calor también, para ser usado para otros propósitos [Tabla 14]. Indicar finalmente que la corriente rica en CO₂ se comprime hasta 5 bar para ser usado en el reactor de metanación.

Tabla 14 - Temperaturas de salida de gases fijadas [4]

Corriente	Temperatura [°C]
Gas limpio inicial	650
Gas limpio final	90
CO₂ inicial	950
CO₂ final	50

Añadir que, además de la configuración usada para el modelo integrado base, también existía la posibilidad de realizar la purga tras el CaL en vez de antes, purgando CO₂ en vez del gas de combustión. Se ha descartado por motivos de consumo energético. Al introducir más flujo de gases de combustión en el bloque de CaL la exigencia energética del mismo (la cual ya es muy alta) iba a ser mayor, además de aumentar también sus dimensiones y sus gastos de inversión y operación.

4.1.3.- Reactor de metanación

El proceso de metanación catalítica consiste en hacer reaccionar CO_2 y H_2 en una proporción 1:4, con el objetivo de obtener CH_4 sintético. Como subproducto, se obtiene agua, que se separa por condensación. Para aumentar la conversión a metano del sistema, se colocarán dos reactores en serie [Figura 9].

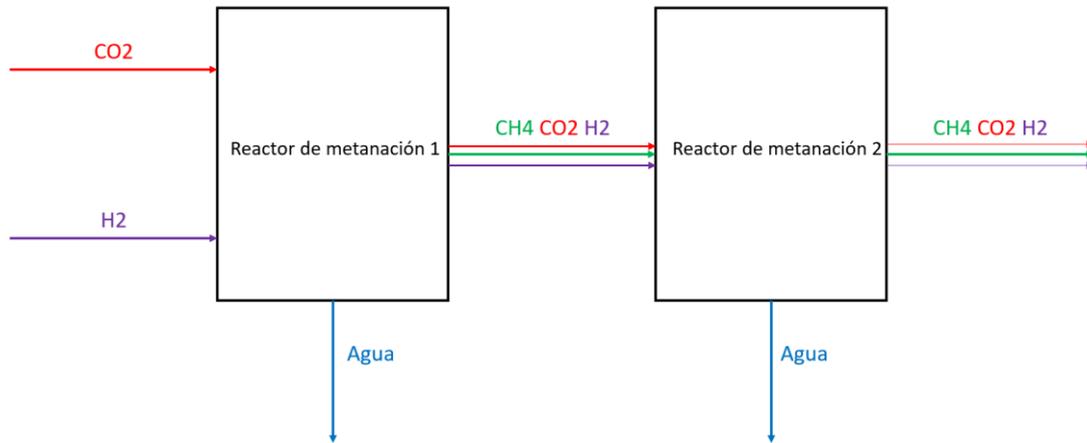


Figura 9 - Esquema general del reactor de metanación (Elaboración propia)

El modelo desarrollado en Aspen es el que se muestra a continuación [Figura 10]. Existía la posibilidad de realizar un reactor adiabático o isotermo, optándose por el reactor isotermo. Los motivos son una mayor eficiencia (al mantenerse la temperatura constante se evita la inhibición de la reacción), y que hoy en día ya existen reactores comerciales con esta tecnología.

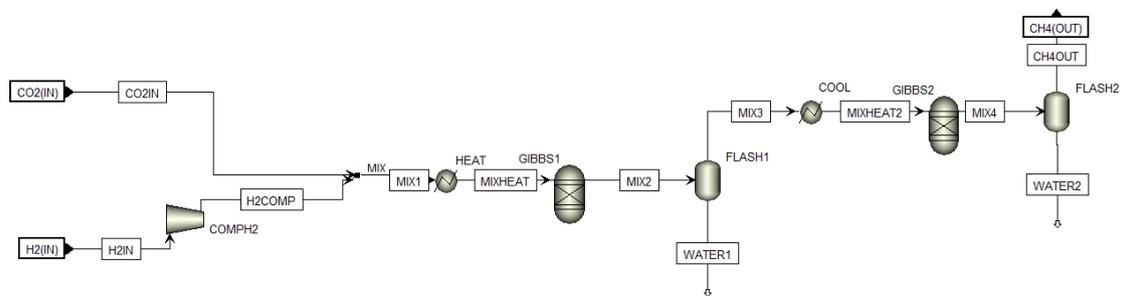


Figura 10 - Modelo en Aspen del reactor de metanación

El reactor de metanación se simula de la siguiente forma. Cuenta con dos corrientes de entrada, una de CO_2 y otra de H_2 . Estas dos corrientes no son puras, pues vienen respectivamente del módulo de Calcium Looping y del módulo del electrolizador. A pesar de ello, son tales que los reactivos de la reacción (6) están en condiciones estequiométricas, siendo el flujo molar de hidrógeno entonces cuatro veces superior.

Puesto que el electrolizador se considera atmosférico, el hidrógeno debe comprimirse a la presión de operación de 5 bar (CO_2 ya entra a 5 bar del CaL), tras lo cual se mezclan, y posteriormente se calientan a $250\text{ }^\circ\text{C}$ en un intercambiador. La presión de 5 bar alcanzada se considera constante hasta el final del proceso. Cabe destacar que, a más presión, más favorable serán las reacciones. Las reacciones a considerar son [Tabla 15]:

Tabla 15 - Reacciones en metanación

Reacción	ΔH_r (cal/mol)	Ec.
$\text{CO}_2 + 4 \text{H}_2 \leftrightarrow \text{CH}_4 + 2 \text{H}_2\text{O}$	-27170	(6)
$\text{CO} + 3 \text{H}_2 \leftrightarrow \text{CH}_4 + \text{H}_2\text{O}$	-116090	(7)

Las dos etapas de metanación se modelan con dos reactores de Gibbs (en los cuales Aspen calcula los productos directamente utilizando el equilibrio de la reacción), incluyendo separadores flash en serie, y un intercambiador de calor para precalentar la mezcla antes del segundo reactor. Si fuera necesario se podría llegar a introducir un tercer reactor para aumentar la conversión, aunque en este caso no ha sido necesario.

Para acabar, se incluye una tabla [Tabla 16] con las temperaturas de operación más importantes.

Tabla 16 - Temperaturas de operación en metanación

Equipo	Temperatura de operación [°C]
Primer reactor GIBBS1	350
Primer separador flash FLASH1	100
Intercambiador intermedio COOL	250
Segundo reactor GIBBS2	300
Segundo separador flash FLASH2	25

4.1.4.- Electrolizador PEM

Se ha considerado un electrolizador de membrana polimérica (PEM) por ser el más extendido a nivel comercial. El modelo desarrollado en Aspen es el siguiente [Figura 11] [6].

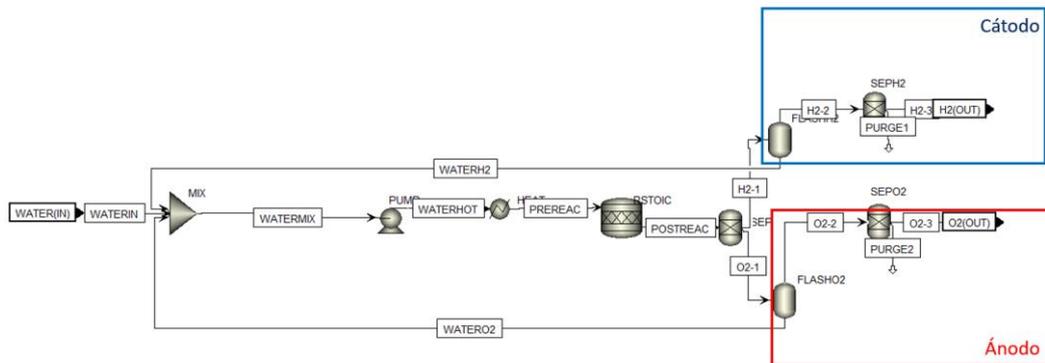


Figura 11 - Modelo en Aspen del electrolizador PEM

La corriente de entrada se considera agua pura, que se mezcla con las respectivas recirculaciones de separadores flash ubicados más adelante en el modelo. Este agua no forma parte de la integración del proceso, aunque podría recircularse alrededor de un 50% desde otros bloques tales como la metanación, o desde el CaL. Todas estas corrientes se mezclan, y seguidamente una bomba aumenta su presión a 1,5 bar, la cual se mantendrá constante hasta el final.

El flujo se calienta a 80 °C y se introduce al reactor, en el que tiene lugar la electrólisis propiamente dicha. Las reacciones que se llevan a cabo dentro son 3, siendo las dos primeras combinadas para obtener la tercera [Tabla 17]:

Tabla 17 - Reacciones en electrólisis

Reacción	ΔH_r (cal/mol)	Ec.
$H_2O \leftrightarrow 0,5O_2 + 2H^+ + 2e^-$	-	(8a)
$2H^+ + 2e^- \leftrightarrow H_2$	-	(8b)
$H_2O (l) \leftrightarrow 0,5 O_2 (g) + H_2 (g)$	54640	(8)

La reacción tiene lugar a 90 °C. Se ha supuesto que a la salida la cantidad de agua arrastrada por el hidrógeno en el cátodo es de 2 moles de agua por mol de hidrógeno, lo que a su vez es equivalente a introducir una conversión de 0,33 en el reactor. El consumo específico del electrolizador se ha considerado de 42,3 kWh/kg H₂, al ya existir electrolizadores comerciales con estas especificaciones [8]. Cabe destacar que esta electricidad se ha considerado de origen renovable.

El primer separador (SEP) simula la división entre cátodo y ánodo. La corriente superior (H2-1) representa el cátodo, con una corriente mayoritaria de hidrógeno. La corriente inferior (O2-1) representa el ánodo, con una corriente mayoritaria de oxígeno.

En este separador se está considerando que por el cátodo se arrastra un 99,99% del hidrógeno, un 20% del agua, y pequeñas trazas de oxígeno. Todo lo demás lo arrastra el ánodo.

Seguidamente, tanto ánodo como cátodo muestran una simetría en sus procesos. En primer lugar se presenta un separador flash a temperatura ambiente (FLASHH₂ y FLASHO₂). Con este

separador se purga la mayor parte del agua, la cual se recircula de nuevo a la entrada y se mezcla con el agua introducida en origen.

Finalmente se incluye un separador final (SEPH2 y SEPO2), en el que se purgan los restos de agua que no se han podido separar en el flash [9].

De ahí se obtienen las corrientes finales. Ambas contienen exclusivamente H_2 y O_2 con pequeñas impurezas del otro componente.

4.2.- Variante 1

En este modelo se propone sustituir la caliza entrante a la planta de vidrio por el óxido de calcio purgado del bloque de CaL [Figura 12]. En línea discontinua se destaca la principal diferencia con respecto al modelo anterior.

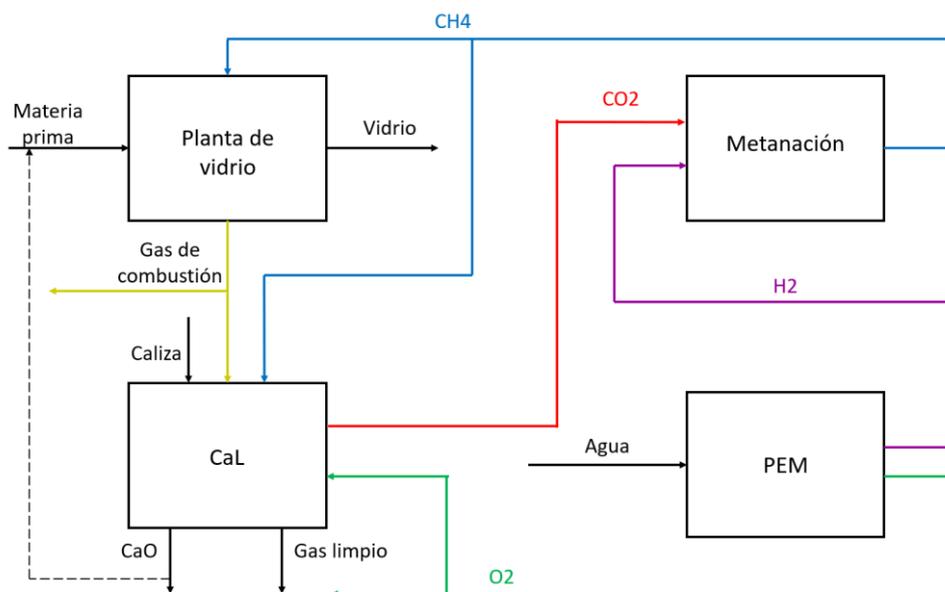


Figura 12 – Esquema general de la variación 1 (Elaboración propia)

Siguiendo la estequiometría de la reacción [2], para no variar la composición final del vidrio se introduce en moles la misma cantidad que se introducía antes de caliza. Al introducir directamente el CaO se está reduciendo la cantidad de CO_2 emitido, así como la caliza usada (esto es secundario, ya que su precio y disponibilidad no son problema). Este óxido de calcio se introduce a $700\text{ }^\circ\text{C}$, y se supone transportado neumáticamente por una corriente de aire, que será la necesaria en el horno de fusión. La gran cantidad de aire y la poca cantidad de óxido de calcio permiten realizar esta transferencia sin problemas. Si el ratio fuera menor, podría ser necesario utilizar más aire.

Otra ventaja es la menor necesidad de gas natural en el horno de fusión, ya que se evita la reacción (2). Se va a considerar que se sigue suministrando la misma electricidad al horno de fusión, y se fija la temperatura de los gases de combustión después de enfriarse en el intercambiador a la temperatura que se haya obtenido en el modelo integrado base. Seguidamente se vuelve a ajustar el gas natural hasta cubrir las nuevas necesidades energéticas

A priori, hay que tener en cuenta también las diferencias en las entalpías de fusión tanto de la caliza como del CaO, ya que Aspen tiene problemas al trabajar con sólidos a altas temperaturas, y normalmente no considera esta fusión. En el modelo integrado base no existía este problema

ya que el gas natural considerado se calculaba en base a las emisiones de CO₂ sugeridas por el documento de referencia [2] así que ya estaba considerado implícitamente.

Aspen proporciona estas entalpías directamente en su base de datos:

Modelo integrado base -Carbonato de calcio: $H_{fus, CaCO_3} = 54,14 \text{ kJ/mol}$

Variación 1: $H_{fus, CaO} = 52,3 \text{ kJ/mol}$

Sabiendo que el flujo molar de la caliza de entrada es de 239,79 mol/t, se calcula el calor necesario para fundir la materia prima en ambos casos, y se calcula la diferencia. El valor resultante (0,0002 GJ/t) representa un 0,004% de la energía consumida en el horno de fusión, resultando despreciable.

4.3.- Variante 2

La segunda variante del modelo integrado contempla el uso de oxidación en los hornos de refino y en las archas de recocido, ya que el oxígeno necesario puede suministrarse desde el electrolizador [10] [Figura 13]. En línea discontinua se destaca la principal diferencia con respecto al modelo del apartado 4.1.

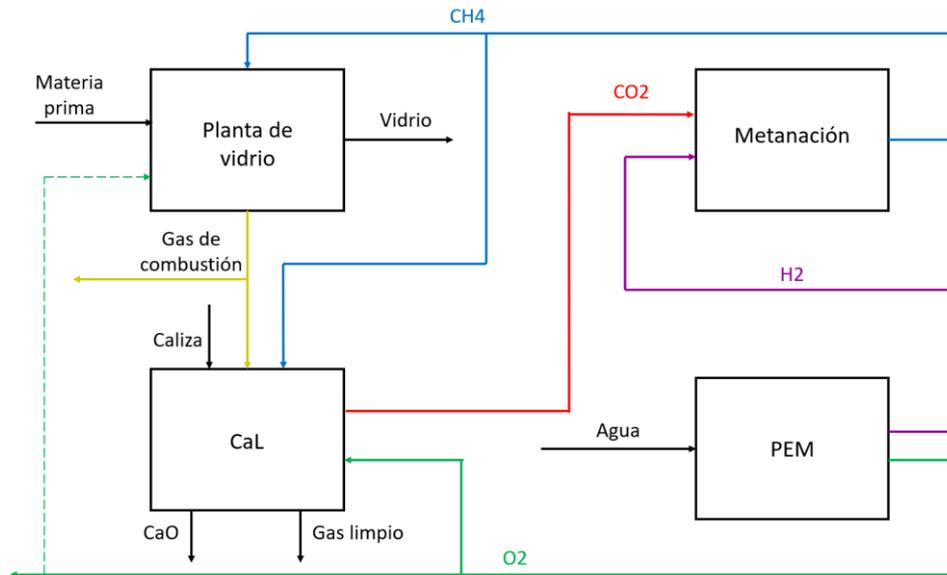


Figura 13 – Esquema general de la variación 2 (Elaboración propia)

Al igual que en la variante 1, el consumo energético neto es el mismo que en el modelo base [Tabla 5]. Al eliminar la pérdida de calor sensible por calentamiento del nitrógeno, se espera que la cantidad de gas necesaria se reduzca en estos hornos y, por tanto, la cantidad de CO_2 producido.

El oxígeno viene del electrolizador. Como se verá en el próximo capítulo, los resultados del modelo integrado base demuestran que el oxígeno producido en el electrolizador cubre las necesidades del horno de oxidación. Se recircula una pequeña cantidad de ese oxígeno para este nuevo uso.

Cabe destacar que para implementar la oxidación en el horno de fusión serían necesarias modificaciones de diseño para no reducir la calidad del vidrio y mantener la eficiencia. Además, no se obtendría la cantidad de oxígeno suficiente en el electrolizador, por lo que sería necesaria una unidad de separación de aire (ASU), lo que repercutiría en mayores gastos económicos y energéticos.

Finalmente, siguiendo recomendaciones de otros estudios se introduce el gas natural a 450°C y el oxígeno a 650°C [10].

4.4.- Variante 3

El objetivo de la tercera variante de integración es reducir la cantidad de electricidad utilizada mediante la inclusión de una planta Rankine de potencia en la que se recuperen calores residuales del resto de procesos [7] [Figura 14]. Se ha realizado un análisis Pinch de los intercambiadores en todo el modelo, para emparejar sus calores y proporcionar un origen real dentro del mismo sistema a todos los calores utilizados para calentar corrientes.

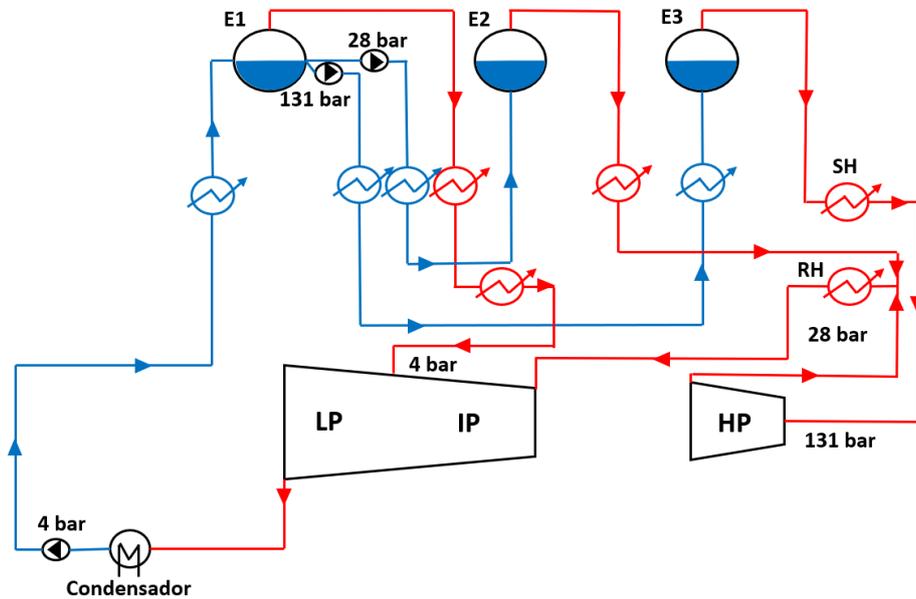


Figura 14 – Esquema general del ciclo Rankine (Elaboración propia)

El ciclo Rankine utilizado contiene tres turbinas y cuatro niveles de presión. Se incluye una tabla con sus parámetros más importantes [7] [Tabla 18]. Los términos HP/IP/LP y HT/MT/LT de la tabla hacen referencia a “High pressure”, “Medium pressure”, “Low pressure”; y respectivamente igual con las temperaturas. SH hace referencia al “superheater” y RH al “reheater”.

Tabla 18 - Parámetros de diseño fijados

Componente	Unidad	Valor
Presión en condensador	kPa	4,8
Temperatura en condensador	°C	32
Presión en evaporadores HP/IP/LP	bar	130/28/4
Temperaturas en evaporadores HT/IT/LT	°C	331/230/144
Temperaturas en SH y RH	°C	565 °C
Eficiencias adiabáticas en turbinas HP/IP/BLP	%	92/94/88

La primera evaporación a 4 bar se realiza hasta obtener un 20% de vapor, el cual se recircula directamente a la turbina de baja presión. El 80% de agua líquida restante se divide, dirigiéndose el 91% de la misma a la bomba de 130 bar. Esta agua se evapora, se sobrecalienta y se introduce a la turbina de alta presión. A la salida, se mezcla esta corriente con la corriente de 28 bar ya evaporada, se recalienta y se introduce en la turbina de media presión. Esta turbina está en serie con la de baja presión.

A la hora de realizar el análisis Pinch, hay que ver en primer lugar qué corrientes utilizar. Se han descartado corrientes que se enfrían a temperaturas muy bajas, así como un calentador incluido en el bloque del electrolizador. Este calentador precalienta solo de 25 °C a 80 °C, y se puede suponer que el calor del electrolizador es suficiente para calentarlo. A su vez, no se ha considerado en el análisis el calor extraído en el condensador del ciclo Rankine. En resumen, las corrientes consideradas en el análisis Pinch son las siguientes (con su nombre en Aspen entre paréntesis, ver Figura 46 en el anexo):

- Todos los precalentadores, evaporadores y recalentadores del ciclo Rankine (PREBOIL1, LPBOIL, PREBOIL2, IPBOIL, POSTIP, PREBOIL3, HPBOIL, SHEATER, REHEATER)
- Los reactores de Gibbs (GIBBS1, GIBBS2) y los dos separadores flash del reactor de metanación (FLASH1, FLASH2)
- Los dos calentadores del reactor de metanación (HEAT, COOL).
- El carbonatador en el CaL (CARB).
- Los enfriadores ubicados a la salida del gas limpio y del CO₂ en el CaL (HEXCARB, HEXCALC).

A la hora de integrar los calores se ha intentado obtener una solución viable desde un punto de vista técnico. Se han descartado corrientes irrelevantes y se ha procurado integrar todos los calores del reactor de metanación entre sí salvo el primer reactor de Gibbs, y todos los demás calores por otra parte para suministrar el ciclo Rankine.

Finalmente, las corrientes usadas para transportar este calor son [Tabla 19]:

Tabla 19 - Corrientes de refrigeración usadas

	Temperatura de entrada [°C]	Temperatura de salida [°C]
HP Steam Generation	249	250
Cooling water	15	25

5.- RESULTADOS

En este capítulo se recogen los resultados de las corrientes intermedias más importantes que se pueden encontrar tanto en el modelo integrado de bajas emisiones como en sus tres variantes. Estas son las corrientes de entrada y salida de cada uno de los bloques (metanación, CaL, etc.). Seguidamente se realizan comparativas con KPIs de mayor importancia, sin entrar a corrientes intermedias y poniendo el foco en factores como consumo de CH₄ y emisiones de CO₂. Finalmente se presentan dos análisis de sensibilidad.

5.1.- Datos y corrientes intermedias importantes

5.1.1.- Modelo integrado base

Planta de vidrio

En el modelo integrado descrito en el apartado 4.1, el gas natural aportado y el gas de combustión en horno de refino y en archas de recocado es igual al modelo de la planta de referencia, cuyos resultados fueron presentados en el capítulo 3. La principal diferencia con respecto a ese caso se localiza en el gas natural sintético que entra al horno de fusión, al contener hidrogeno, CO₂ y agua. La Tabla 20 recoge la composición del gas natural de entrada, y del gas de combustión de salida.

Tabla 20 - Composición de gas natural sintético y gas de combustión

	Gas natural sintético	Gas de combustión
kg/t_{vidrio}	100,61	2085,47
t/día	20,12	417,09
Composición [%vol]	94,77% CH ₄ 3,96% H ₂ 0,77% CO ₂ 0,5% H ₂ O	71,12% N ₂ 16,67% H ₂ O 9,75% CO ₂ 2,45% O ₂ 0,02 SO ₃

Como varía el flujo másico de los gases de combustión, y con tal de recuperar la misma cantidad de calor, se varía la temperatura de salida de los gases de combustión una vez atravesado el intercambiador (recuperador de calor entre los gases de combustión de salida y el gas natural y el oxígeno de entrada, Figura 29). De esta forma se varía la temperatura del aire y del gas natural a la entrada también [Tabla 21]. Se compara con el modelo base.

Tabla 21 - Temperaturas pre- y post- intercambiadores

Temperatura de:		Pre - intercambiador	Post - intercambiador
Gases de combustión [°C]	Base	1500	783,60
	Integrado	1500	847
Aire + gas natural [°C]	Base	25	850
	Integrado	25	784

Calcium Looping

Con respecto al sistema de captura, las corrientes principales son la caliza aportada, el óxido de calcio purgado, el oxígeno y el gas natural usado para la combustión, y las corrientes relacionadas con la captura de CO₂. Se incluyen en la Tabla 22.

Tabla 22 - Corrientes importantes en el sistema CaL del modelo integrado base

Corriente	kg/t _{vidrio}	t/día
Caliza (makeup)	32,34	6,47
CaO (spent)	18,12	3,62
O ₂	126,31	25,26
CH ₄	32,69	6,54
Gas de combustión	1885,6	377,12
Gas limpio	1519,58	303,92
CO ₂	377,73	75,55

Las temperaturas a ambos lados del intercambiador de las corrientes sólidas [Figura 7] y el calor intercambiado, así como la recuperación de energía en los gases calientes se muestran en la Tabla 23.

Tabla 23 - Intercambiador intermedio y recuperadores en CaL

RECUPERADORES	
T gas limpio inicial [°C]	650
T gas limpio final [°C]	90
Calor intercambiado (gas limpio) [kWh/t _{vidrio}]	286,26
T CO ₂ inicial [°C]	950
T CO ₂ final [°C]	50
Calor intercambiado (CO ₂) [kWh/t _{vidrio}]	175,00
INTERCAMBIADORES	
Lean sorbent caliente [°C]	950
Lean sorbent frío [°C]	700
Rich sorbent caliente [°C]	876
Rich sorbent frío [°C]	650
Calor intercambiado [kWh/t _{vidrio}]	244,63

Reactor de metanación

Las propiedades de la corriente de metano obtenida y las dos purgas de agua condensada tras cada metanación se muestran en la Tabla 24.

Tabla 24 - Corrientes en reactor de metanación

	Purga 1	Purga 2	CH ₄ sintético
kg/t _{vidrio}	2885	51,98	128,98
t/día	577	10,40	25,89
Composición [%vol]	100% H ₂ O	100% H ₂ O	94,77% CH ₄ 3,96% H ₂ 0,77% CO ₂ 0,5% H ₂ O

Electrolizador

Las propiedades de las corrientes en el electrolizador se recogen en la Tabla 25.

Tabla 25 - Corrientes de agua principales en electrolizador

CORRIENTES DE AGUA			
Corriente	kg/t _{vidrio}	t/día	Pureza [%vol]
Agua de entrada	603,15	120,63	100% H ₂ O
Recirculada H ₂	220,96	44,20	100% H ₂ O
Recirculada O ₂	939,14	187,83	100% H ₂ O
Purga H ₂	346,2	69,24	100% H ₂ O
Purga O ₂	6,24	1,25	100% H ₂ O
ÁNODO Y CÁTODO			
Corriente	kg/t _{vidrio}	t/día	Pureza [%vol]
Cátodo	65,38	13,076	99,998% H ₂
Ánodo	518,7	103,74	99,98 % O ₂

5.1.2.- Variante 1

En esta variante se sustituye la corriente de caliza que entra al horno de fusión por Cao obtenido del CaL (Spent Sorbent) [Figura 12], y se mantiene fija la temperatura a la salida del intercambiador del horno de fusión [Figura 29], con tal de tener las mismas condiciones de operación que en el modelo integrado base. El gas natural sintético utilizado se reduce, pero su composición no cambia. Al reducirse este gas natural, las necesidades de producción del CaL también disminuyen, reduciéndose el Spent Sorbent obtenido. A su vez se reduce el gas de combustión (pero no por debajo del mínimo que hay que llevar al CaL). Sin embargo, sigue habiendo suficiente Spent Sorbent (Figura 7 y Figura 12) como para poder suplir las necesidades. Hay cuatro corrientes importantes en todo el modelo [Tabla 26], las cuales se comparan con el modelo base y el modelo integrado base.

Tabla 26 – Comparativa respecto modelos

		MODELO BASE	INTEGRADO	VARIANTE 1
CaO recirculado	kg/t _{vidrio}	-	-	13,45
	t/día	-	-	2,69
Gas natural (fusión)	kg/t _{vidrio}	97,35 (puro)	100,61	98,48
	t/día	19,47 (puro)	20,12	19,70
Gas de combustión (fusión)	kg/t _{vidrio}	1982,90	2087,47	2032,62
	t/día	396,58	417,49	406,52
Spent Sorbent	kg/t _{vidrio}	-	18,12	17,73
	t/día	-	3,62	3,55

Tal y como se puede ver, hay suficiente óxido de calcio purgado en el CaL como para cubrir todas las necesidades de CaO, por lo que no hay ningún problema.

5.1.3.- Variante 2

Al utilizar oxidación en el refino y en las archas, varía tanto el gas natural como el gas de combustión en estos hornos. En la Tabla 27 se muestran las principales corrientes en hornos de refino y archas de recocido, y se comparan con el modelo base y el modelo integrado base. Se puede apreciar la gran caída tanto en consumo como en emisiones.

Tabla 27 - Principales corrientes en refino y recocido

			MODELO BASE	INTEGRADO	VARIANTE 2
Horno de refino	Oxígeno puro	kg/t _{vidrio}	-	-	9,68
		t/día	-	-	1,94
	Gas natural	kg/t _{vidrio}	9,13	9,13	2,43
		t/día	1,83	1,83	0,49
	Gas de combustión	kg/t _{vidrio}	86,89	86,89	12,10
		t/día	17,38	17,38	2,42
Archa de recocido	Oxígeno	kg/t _{vidrio}	-	-	13,44
		t/día	-	-	2,69
	Gas natural	kg/t _{vidrio}	4,38	4,38	3,37
		t/día	0,88	0,88	0,67
	Gas de combustión	kg/t _{vidrio}	181,10	181,10	16,81
		t/día	36,22	36,22	3,36

5.1.4.- Variante 3

La única diferencia con el modelo base es la recuperación de calores para alimentar el nuevo ciclo de potencia. Mediante el método Pinch se ha visto que el número mínimo de intercambiadores se encuentra en 16 para un caudal de agua en el ciclo Rankine de 800 kg/t_{vidrio}. En la Tabla 28 y en la Tabla 29 se muestran las corrientes de agua divididas por niveles de presión en el ciclo Rankine y el consumo y producción energética de la planta en sus distintos equipos.

Tabla 28 - Principales corrientes de agua-vapor en el ciclo Rankine

	kg/t _{vidrio}	t/día
Rama a 4 bar	160	32
Rama a 28 bar	58,7	11,74
Rama a 131 bar	582,4	116,48
Total	800	160

Tabla 29 - Balance energético en el ciclo Rankine

	kWh/t _{vidrio}	MWh/día
Turbina (131 bar)	68,02	13,60
Turbina (28 bar)	100,33	20,07
Turbina (4 bar)	142,49	28,50
Bomba (4 bar)	-0,09	-0,018
Bomba (28 bar)	-0,04	-0,008
Bomba (131 bar)	-2,35	-0,47
TOTAL	308,35	61,67

La elección de los 800 kg/t_{vidrio} no ha sido casual, sino que se ha hecho un análisis de sensibilidad para la elección del tamaño adecuado [Figura 15Error! Reference source not found.] en función

del número de intercambiadores necesarios y del calor disponible. Lo que interesa es utilizar la mayor cantidad de agua necesaria mientras se minimiza el número de intercambiadores, optándose entonces por los 800 kg/t_{vidrio} de agua en el ciclo. Podría ser interesante usar 17 y 1000 kg/t_{vidrio}, pero ya que la electricidad otorgada por el ciclo de potencia es comparativamente bastante menor que la consumida en el resto del sistema, no se ha considerado que valga la pena.

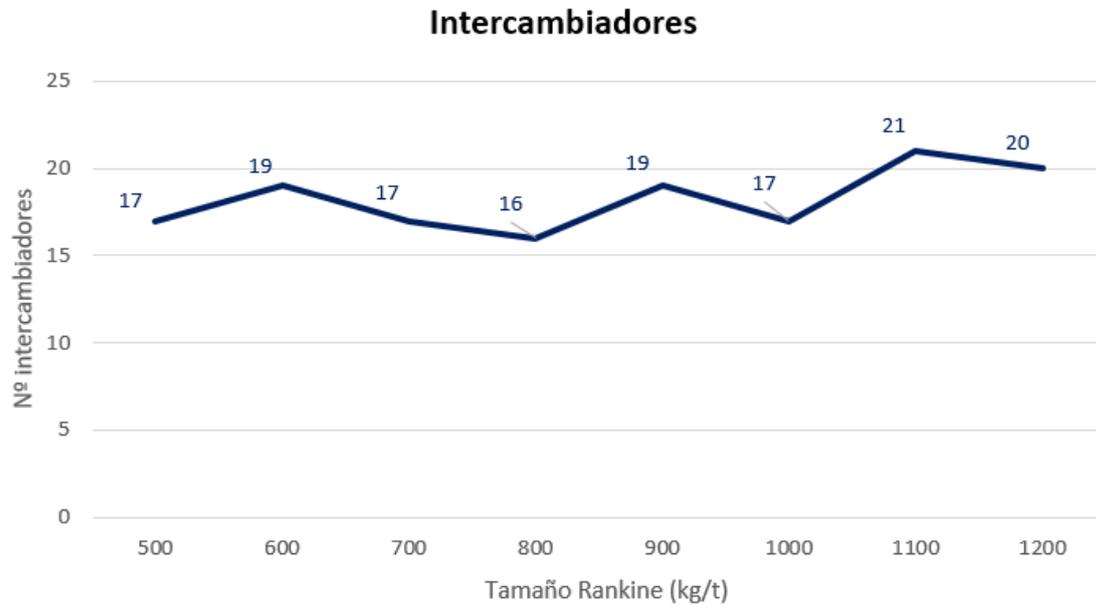


Figura 15 - Estudio sobre tamaño de ciclo Rankine

La electricidad será autoconsumida, por lo que ya no será necesario requerir a la red, cogerla de la red, reduciendo la penalización energética en un 7,75%

Con respecto al análisis Pinch, en la Figura 16 y en la Figura 17 se muestran las mejores alternativas proporcionadas por Aspen en ambas situaciones (recuperación de calor dentro del reactor de metanación y suministro del calor necesario al ciclo Rankine con el resto de calores de la planta). En total se requieren 16 intercambiadores, lo que significa que el proceso está muy optimizado teniendo en cuenta que hay un total de 14 corrientes..

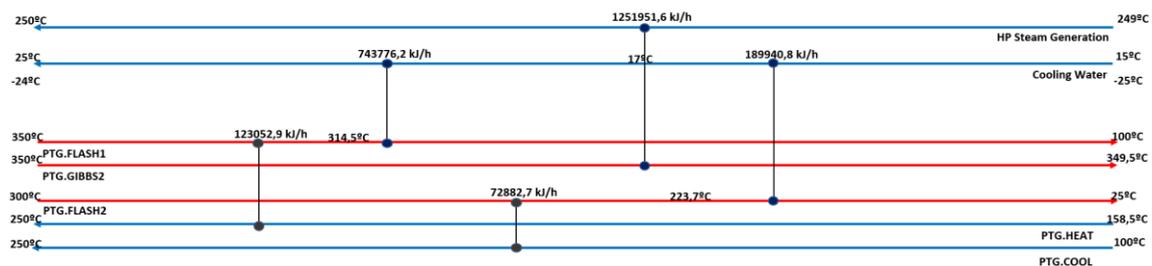


Figura 16 - Análisis Pinch del reactor de metanación

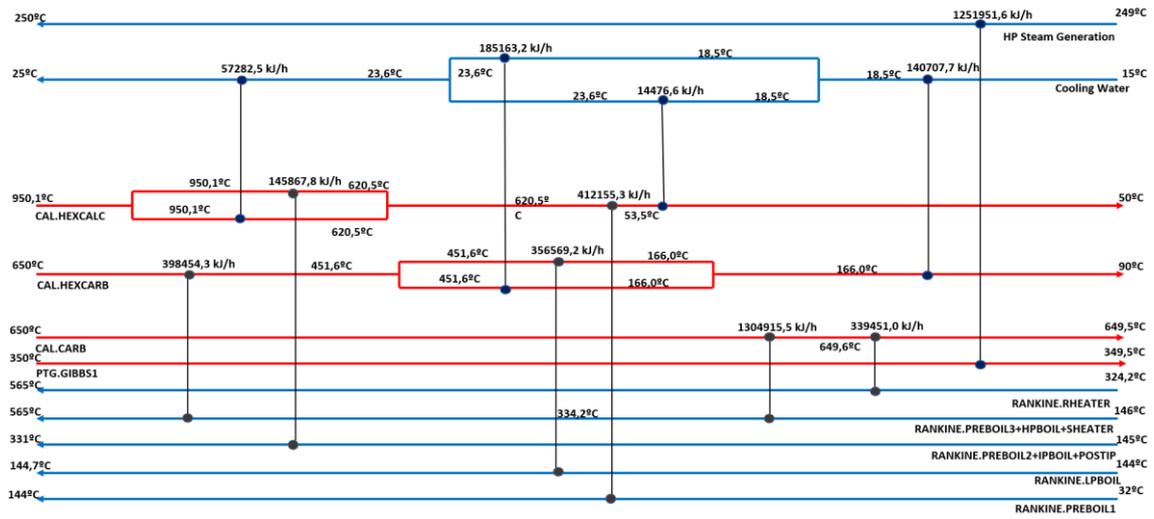


Figura 17 - Análisis Pinch del ciclo Rankine con el resto del sistema

5.2.- Comparativas

En esta sección se realiza un estudio comparativo de las diferentes alternativas en base a varios KPIs (Key Performance Indicators): consumo de CH₄ [Figura 18] , emisiones de CO₂ [Figura 19], consumo de electricidad [Figura 20], penalización energética [Figura 21], consumo de caliza [Figura 22], oxígeno sobrante y balance de agua [Figura 23]. Los resultados se muestran por tonelada de vidrio producido.

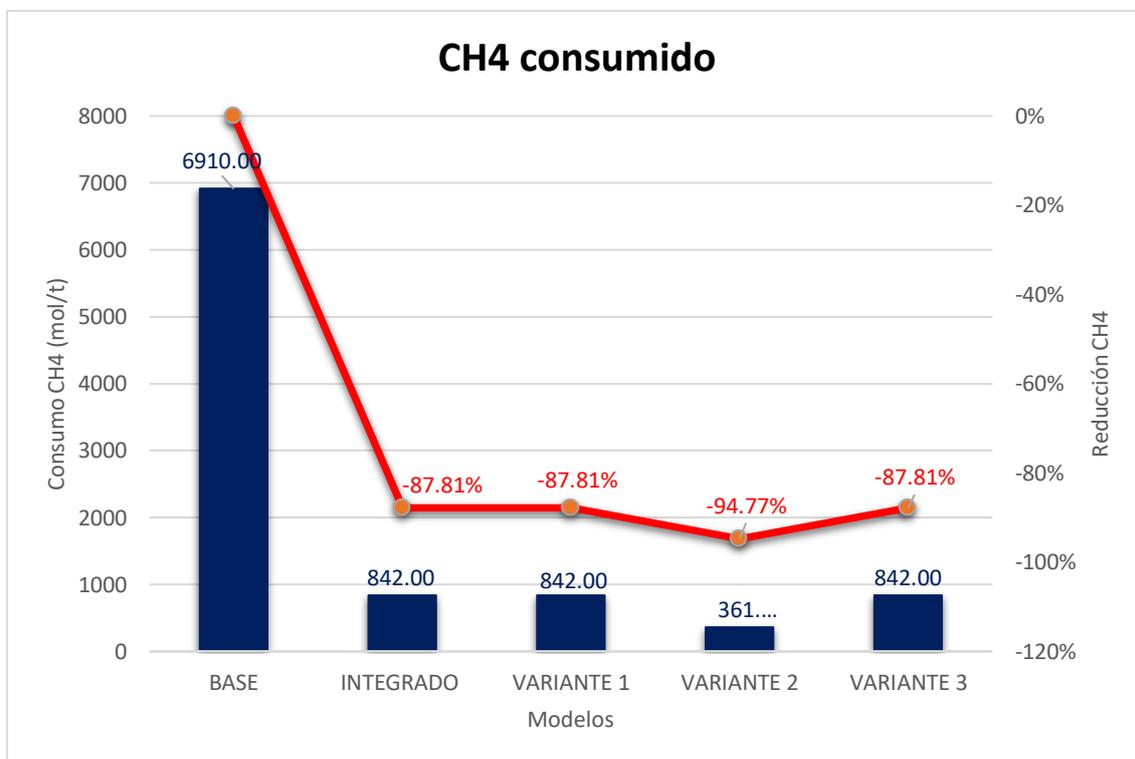


Figura 18 - Consumo de CH₄ fósil por configuraciones

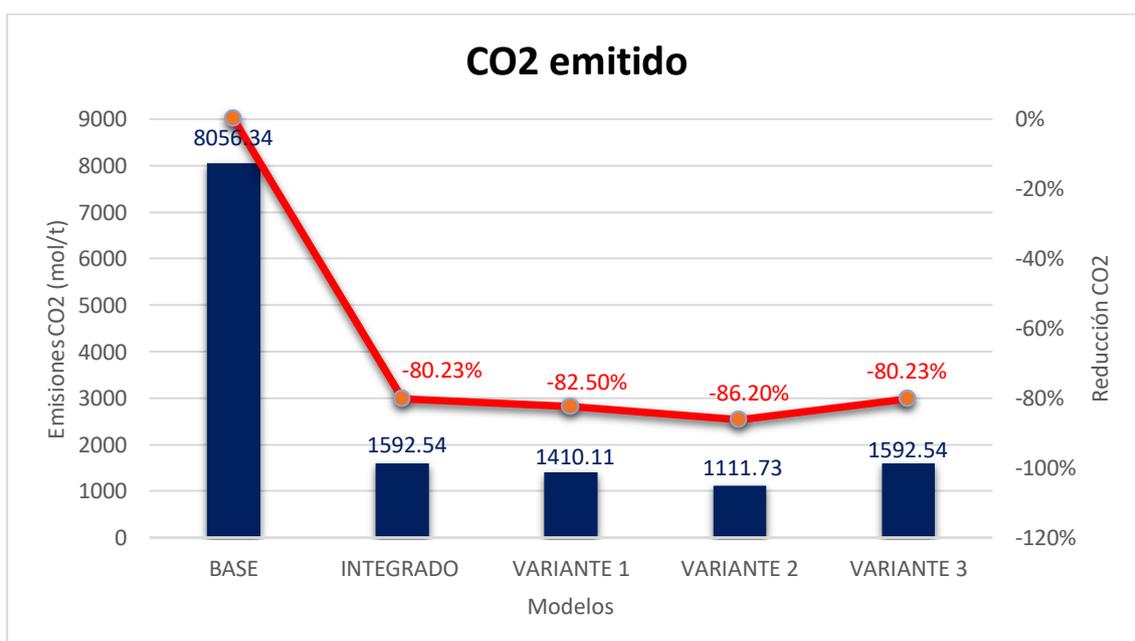


Figura 19 - Consumo de CO₂ por configuraciones

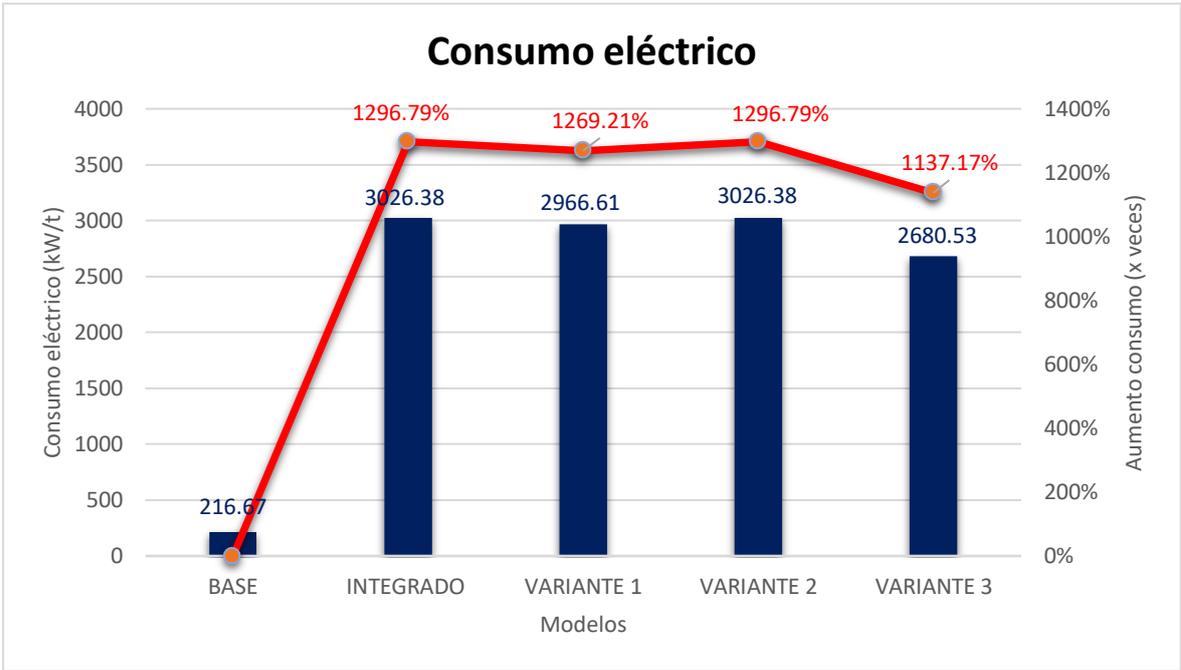


Figura 20 - Consumo eléctrico por configuraciones

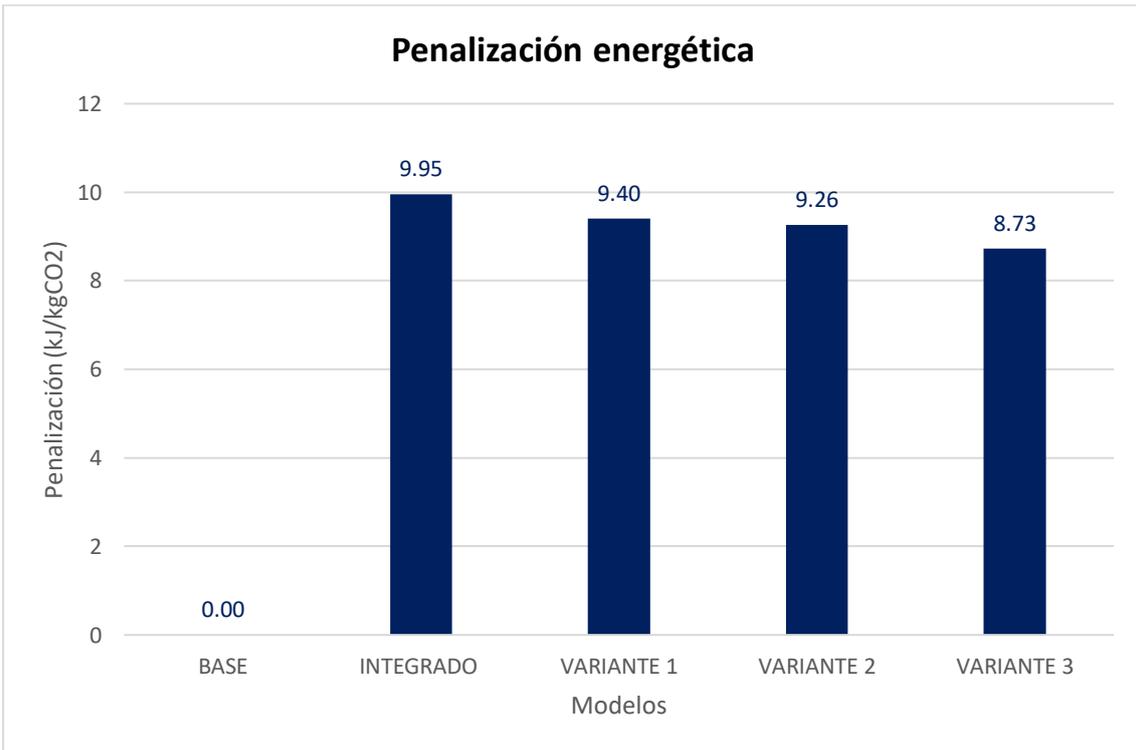


Figura 21 - Penalización energética por configuraciones

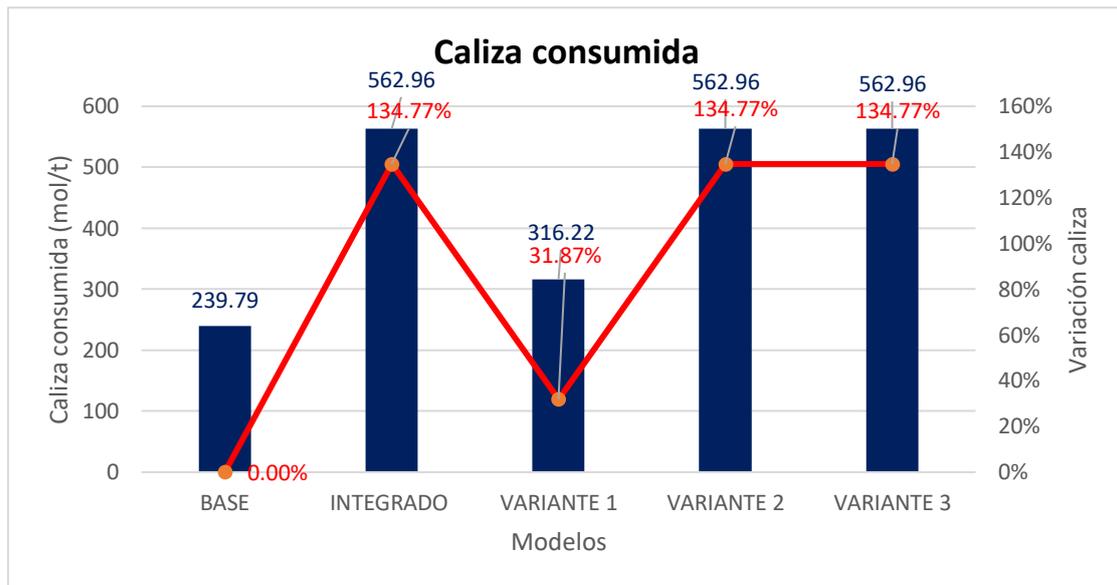


Figura 22 - Caliza consumida por configuraciones

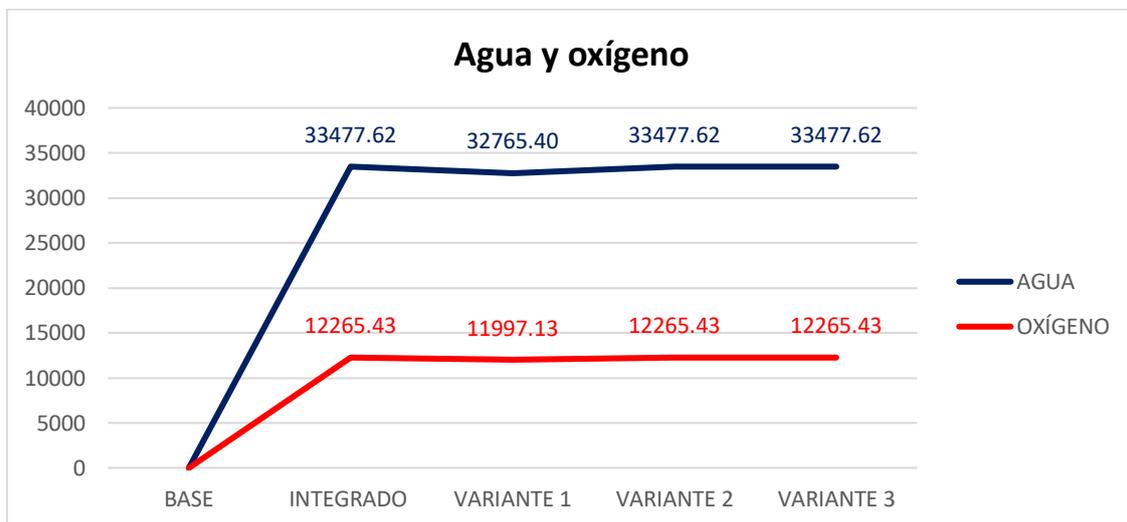


Figura 23 – Agua consumida y oxígeno producido por configuraciones

Como comentarios a realizar, lo primero que se puede comprobar es la gran efectividad de todos los conceptos basados en Power to Gas, tanto en la reducción de consumo de CH₄ como en las emisiones de CO₂. Sin embargo, estas mejoras llevan asociadas un gran del consumo eléctrico, del orden de 13 veces el consumo del caso base. Esto es debido principalmente al electrolizador.

Entrando en detalle, la variante 2 parece la mejor opción de las 3 propuestas, al combinar la mayor reducción en consumo de CH₄ (-94,77%) y en emisiones de CO₂ (-86,20%). Además de ello su implantación es sencilla, requiriendo simplemente una recirculación de una muy pequeña parte del oxígeno sobrante. Su consumo eléctrico es algo superior a la variante 1, pero comparativamente son muy similares.

Respecto a la variante 3, la electricidad producida en el nuevo ciclo de potencia es apenas un 11,4% de la electricidad consumida, por lo que si bien es cierto que mejora el consumo eléctrico, no será rentable instalar un ciclo Rankine para una mejora de ese nivel.

5.3.- Análisis de sensibilidad

El gran consumo de esta tecnología podría dificultar su uso como sistema sostenible, por lo que en este apartado se muestra un análisis de sensibilidad del modelo integrado base. Una posibilidad que se podría plantear es una hibridación del sistema, introduciendo al horno de fusión una mezcla de gas natural sintético y fósil. Esto se consigue reduciendo la cantidad de gas de combustión que se introduce al CaL. Esto provoca una menor cantidad de CO₂ puro, y por lo tanto un menor tamaño de metanación, de electrolizador y de consumo eléctrico.

Se ha analizado el efecto de la **variación del porcentaje de gas de combustión** que se introduce al CaL, pasando del 89% con el que se cubre toda la necesidad de gas natural en el horno de fusión hasta un 35%. En el primer gráfico [Figura 24] se muestra la reducción del tamaño del electrolizador, desde los 2764,37 kWh/t_{vidrio} originales hasta los 1088,16 kWh/t_{vidrio} finales.

En el segundo gráfico [Figura 25] se muestran las corrientes de CH₄ más importantes. Se muestra el CH₄ producido en el reactor de metanación, así como la parte de esta corriente que se recircula al calcinador y la parte que se recircula al horno de fusión. Finalmente se incluye la cantidad de gas natural fósil externo que sería necesario aportar al horno de fusión para cubrir la demanda térmica. No están incluidos los consumos del horno de recocido y de las archas, al ser constantes.

En la tercera gráfica [Figura 26] se muestra tanto los mol/t de CO₂ capturados respecto al modelo base, como el que finalmente se emite a la atmósfera.

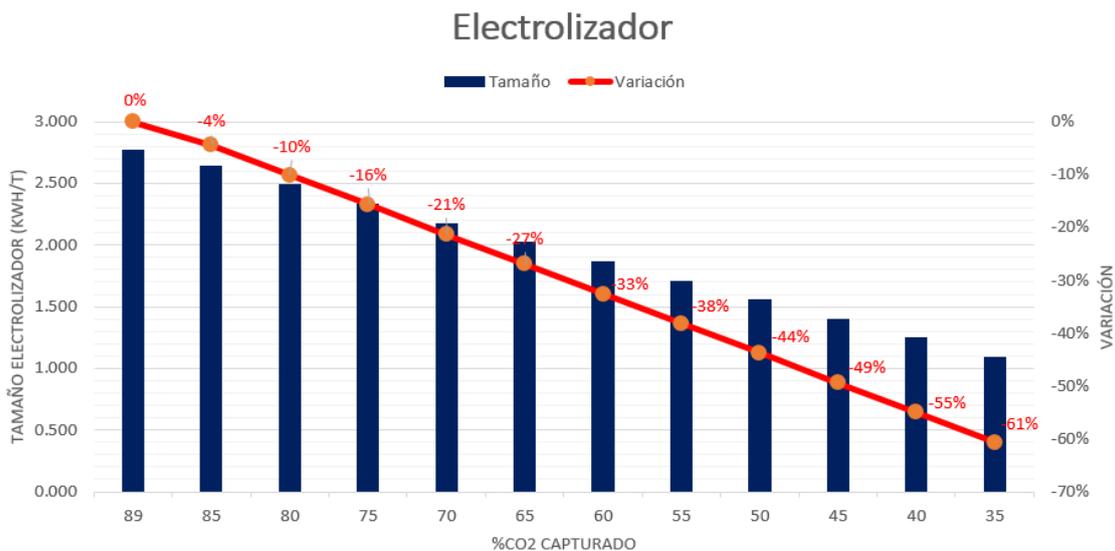


Figura 24 - Estudio sobre tamaño de electrolizador

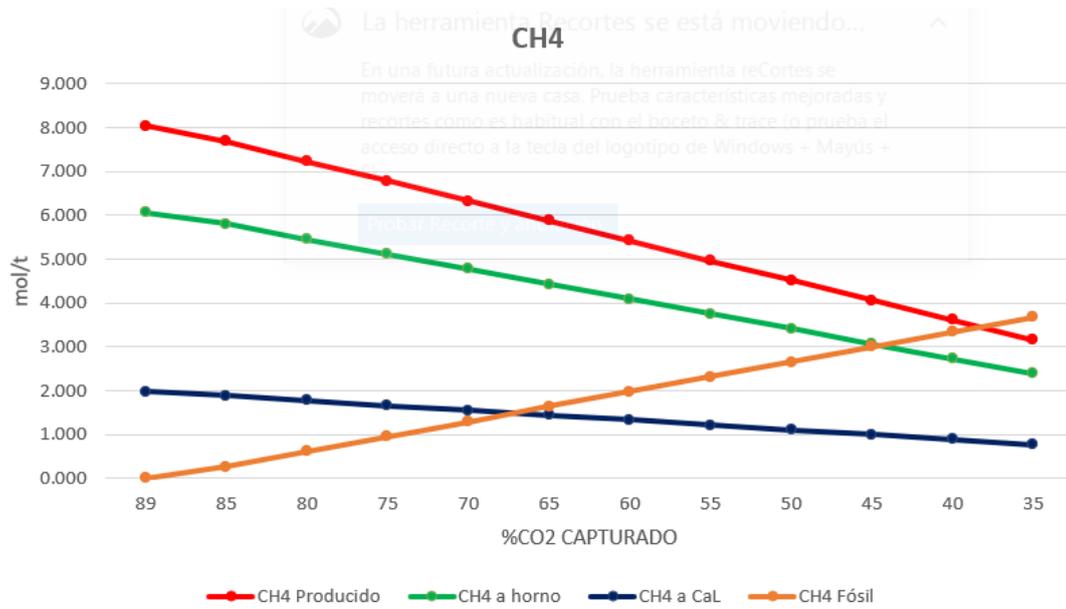


Figura 25 - Estudio sobre consumo y producción

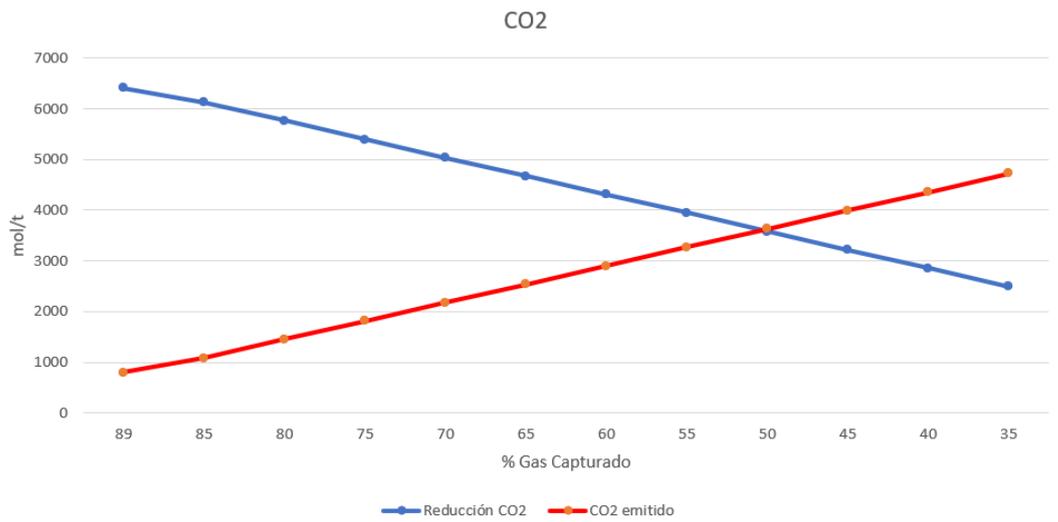


Figura 26 - Estudio sobre captura de CO2

6.- CONCLUSIONES

A lo largo de este documento se ha realizado una simulación en Aspen Plus de la industria del vidrio, calculando todos sus flujos másicos y composiciones. Se han estudiado y calculado todos los consumos térmicos y eléctricos, así como las emisiones de CO₂ que tiene esta industria.

Más adelante se ha realizado una implementación de la tecnología Power to Gas (PtG), que consiste en tres grandes bloques:

- Captura de CO₂ mediante Calcium Looping (CaL).
- Producción de hidrógeno verde mediante un electrolizador tipo PEM .
- Metanación de CO₂ para la producción de gas natural sintético.

En este nuevo modelo de bajas emisiones (modelo Integrado base), se han vuelto a calcular los datos de esta industria, así como los flujos másicos, consumos térmicos y eléctricos, y emisiones de CO₂.

Por último, se han realizado tres variaciones independientes de este modelo integrado base:

- Variante 1: Reutilización del CaO como materia prima
- Variante 2: Oxidación en refino y recocido
- Variante 3: Utilización del calor para producir electricidad en una planta de potencia.

Al igual que en los casos anteriores, se han vuelto a calcular todas las variables.

Con todo lo expuesto a lo largo de este trabajo, se pueden sacar las siguientes conclusiones:

- Es posible alcanzar una producción de gas natural sintético que cubra todo el consumo térmico del horno de fusión, lo cual representa una sustitución de gas natural del 87,8%. Además, se puede alcanzar un 7% adicional de sustitución si se implementa la variante 2.
- De la misma forma es posible capturar hasta un 80,23% del CO₂ emitido en la planta de vidrio, pudiendo aumentarse hasta un 86,20% con la implantación de la variante 2.
- A pesar de que la implantación de la integración aumenta el consumo de caliza un 134,77%, es posible reducir este aumento hasta un 31,87% usando la variante 1. No obstante, la disponibilidad y el bajo coste de este material hace que este aumento no sea un problema.
- El consumo eléctrico aumenta de forma drástica, siendo 13 veces superior al consumo del modelo base. Esto es debido al gran consumo del electrolizador. Esta industria puede llegar a consumir 10,9 GJ/t_{vidrio} de electricidad renovable de la que el electrolizador consume 9,91 GJ/t_{vidrio}, lo cual equivale a una potencia de 552 MW para 200 toneladas.
- Este aumento del consumo eléctrico acarrea a su vez un aumento de la penalización energética, alcanzando un valor de 9,95 kJ/kg_{CO2}. Para reducir este parámetro se plantea la variante 3, reduciendo su valor hasta 8,73 kJ/kg_{CO2}.
- El análisis de sensibilidad muestra una correlación lineal entre el grado de integración del PtG y las principales variables del sistema, como son las emisiones de CO₂, consumo eléctrico o consumo de gas natural fósil. En otras palabras, a menor nivel de integración de esta tecnología habrá más emisiones y más consumo de gas natural fósil, pero menos consumo eléctrico.

- Como se puede ver, cada variante tiene un beneficio concreto. Si prima la caliza consumida, se seleccionará la variante 1. Si priman las emisiones y el gas natural fósil, se elegirá la variante 2. Si prima el consumo eléctrico, se optará por la variante 3.
- Las tres variantes aplicadas sobre el modelo integrado base no son incompatibles. Es decir, se pueden aplicar simultáneamente, consiguiendo mayores ahorros y beneficios.

De acuerdo con todo esto, el estudio aquí mostrado es prometedor a un nivel de vista técnico. Queda estudiar la perspectiva económica del mismo, lo cual se efectuará en trabajos futuros.

Los gobiernos de España y Europa cada vez están más concienciados en la necesidad de aumentar la disponibilidad de electricidad renovable, haciendo mucho más fácil su acceso a la misma que tiempo atrás. El uso de electricidad renovable en la industria del vidrio proporciona un gran potencial de hacer de esta industria una industria más limpia, eficiente y responsable con el medioambiente, además de cumplir con los objetivos de emisiones de Europa.

7.- BIBLIOGRAFÍA

- [1] Methodology for the free allocation of emission allowances in the EU ETS post 2012. report for the glass industry, 2009
- [2] I. Papadogeorgos, K.M. Schure, DECARBONISATION OPTIONS FOR THE DUTCH CONTAINER AND TABLEWARE GLASS INDUSTRY Manufacturing Industry Decarbonisation Data Exchange Network PBL-ECN part of TNO | 2-A MIDDEN report, 2019. www.pbl.nl/en.
- [3] M. Zier, P. Stenzel, L. Kotzur, D. Stolten, A review of decarbonization options for the glass industry, *Energy Conversion and Management: X.* 10 (2021). <https://doi.org/10.1016/j.ecmx.2021.100083>.
- [4] A. Carlos Ortiz Domínguez Supervisors Ricardo Chacartegui Ramírez José Manuel Valverde Millán, The Calcium-Looping process for advancing in the development of both CO₂ capture and thermochemical energy storage systems, 2018.
- [5] S. Pascual, P. Lisbona, M. Bailera, L.M. Romeo, Design and operational performance maps of calcium looping thermochemical energy storage for concentrating solar power plants, *Energy.* 220 (2021). <https://doi.org/10.1016/j.energy.2020.119715>.
- [6] A. Zaccara, A. Petrucciani, I. Matino, T.A. Branca, S. Dettori, V. Iannino, V. Colla, M. Bampaou, K. Panopoulos, Renewable hydrogen production processes for the off-gas valorization in integrated steelworks through hydrogen intensified methane and methanol syntheses, *Metals (Basel).* 10 (2020) 1–24. <https://doi.org/10.3390/met10111535>.
- [7] G. Manzolini, A. Giuffrida, P.D. Cobden, H.A.J. van Dijk, F. Ruggeri, F. Consonni, Techno-economic assessment of SEWGS technology when applied to integrated steel-plant for CO₂ emission mitigation, *International Journal of Greenhouse Gas Control.* 94 (2020). <https://doi.org/10.1016/j.ijggc.2019.102935>.
- [8] “NEL Hydrogen.” <https://nelhydrogen.com/> (accessed Mar. 02, 2022).
- [9] A. Zaccara et al., Renewable hydrogen production processes for the off-gas valorization in integrated steelworks through hydrogen intensified methane and methanol syntheses, *Metals (Basel).*, vol. 10, no. 11, pp. 1–24, 2020, <https://doi.org/10.3390/met10111535>.
- [10] H. Kim et al., HEAT OXY-COMBUSTION: AN INNOVATIVE ENERGY SAVING SOLUTION FOR GLASS INDUSTRY. 76th Conference on Glass Problems Edited by S . K . Sundaram, vol. 1, pp. 185–191, 2016.

Anexo.- CONFIGURACIONES Y EQUIPOS EN ASPEN

En este anexo se va a realizar una descripción completa de la configuración, los equipos y las corrientes usadas. El procedimiento seguido ha sido el siguiente. En primer lugar, el anexo está dividido por modelos. Se ha empezado por el modelo base, y luego se ha seguido por orden con la integración base y sus 3 variantes.

En cada uno de estos modelos se incluye en primer lugar una imagen global del modelo en Aspen, y a continuación zooms de esta imagen con el objetivo de poder apreciar todas las corrientes y equipos que la componen.

Seguidamente se incluye una tabla con los equipos usados, en la que se incluye la nomenclatura usada y el tipo de equipo al que pertenece, tal y como se denomina en Aspen.

Finalmente, se incluyen tablas con todas las corrientes. En estas tablas se muestra el nombre, la temperatura y presión, el flujo molar, el flujo másico, y la composición por volumen de cada una de ellas.

Cabe destacar que muchas veces la configuración no va a cambiar de modelo a modelo. Cuando esto ocurra no se volverá a incluir la imagen, sino que se mencionará en el texto.

Anexo.1.- Modelo base (Bloque VIDRIO)

Se muestran **configuraciones** ([Figura 27], [Figura 28], [Figura 29], [Figura 30], [Figura 31], [Figura 32], [Figura 33], [Figura 34]), **equipos** usados([Tabla 30], [Tabla 33], [Tabla 37], [Tabla 38], [Tabla 39], [Tabla 43], [Tabla 44]) y **corrientes** ([Tabla 31], [Tabla 32], [Tabla 34], [Tabla 35], [Tabla 36], [Tabla 40], [Tabla 41], [Tabla 42]).

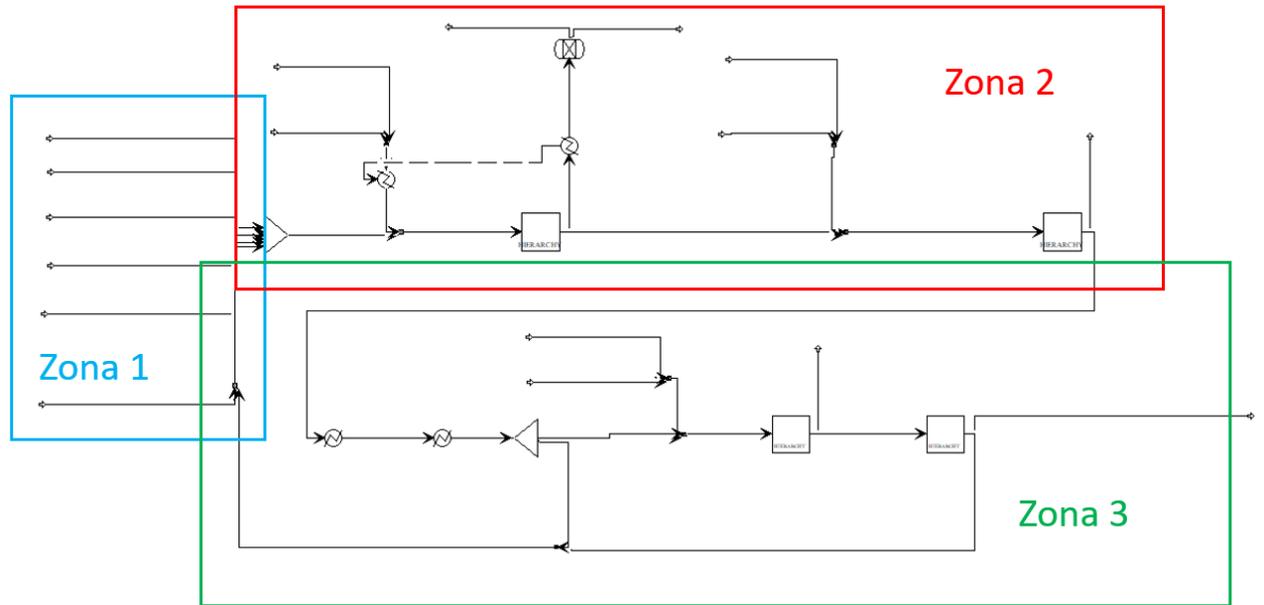


Figura 27 – Configuración global del modelo base

Zona 1

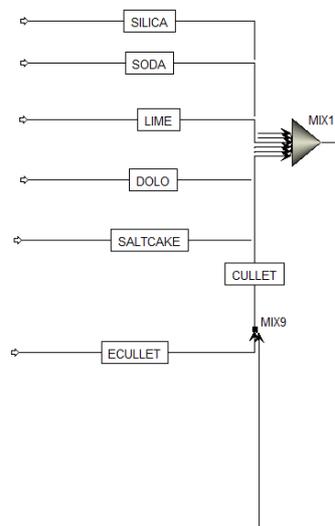


Figura 28 - Zona 1 del modelo base

Tabla 30 - Listado de equipos en zona 1 del modelo base

Nombre	Equipo
MIX1	Mixer
MIX9	Mixer

Tabla 31 - Listado de corrientes en modelo base (1)

		SILICA	SODA	LIME	DOLO	CULLET
Temperatura	°C	25	25	25	25	40,68
Presión	bar	1	1	1	1	1
Flujo	mol/t	3178,87	537,79	237,79	184,34	14463,77
	kg/t	191	57	24	34	854,58
Composición	%vol	100% <i>SiO₂</i>	100% <i>Na₂CO₃</i>	100% <i>CaCO₃</i>	100% <i>CaMgC₂O₆</i>	73,44% <i>SiO₂</i> 12,44% <i>Na₂O</i> 9,81% <i>CaO</i> 4,26% <i>MgO</i>

Tabla 32 - Listado de corrientes en modelo base (2)

		SALTCAKE	ECULLET
Temperatura	°C	25	25
Presión	bar	1	1
Flujo	mol/t	14,08	12585,15
	kg/t	2	743,58
Composición	%vol	100% <i>Na₂SO₄</i>	73,44% <i>SiO₂</i> 12,44% <i>Na₂O</i> 9,81% <i>CaO</i> 4,26% <i>MgO</i>

Zona 2

Se incluyen los subbloques "MELTING" y "REFINING".

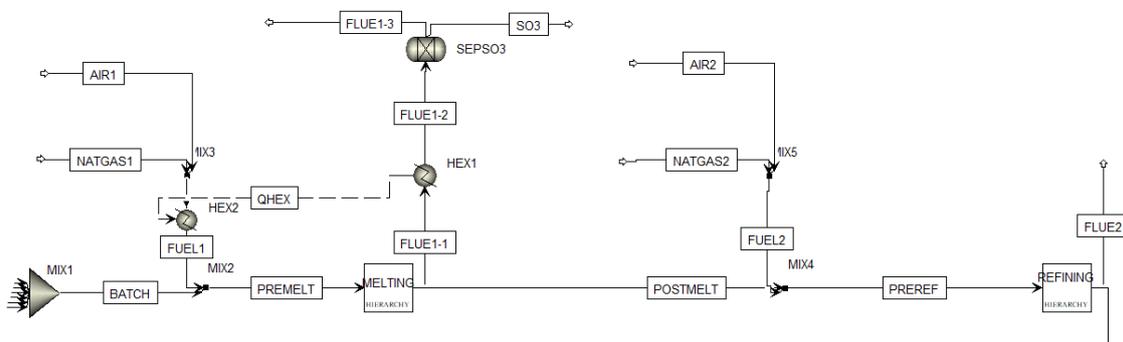


Figura 29 - Zona 2 del modelo base

Tabla 33 - Listado de equipos en zona 2 del modelo base

Nombre	Equipo
MIX2	Mixer
MIX3	Mixer
MIX4	Mixer
MIX5	Mixer
HEX1	Heater
HEX2	Heater
SEPSO3	Sep

Tabla 34 - Listado de corrientes en modelo base (3)

		AIR1	NATGAS1	FUEL1	BATCH	PREMELT
Temperatura	°C	25	25	783,6	36,48	537,93
Presión	bar	1	1	1	1	1
Flujo	mol/t	63568,37	6068	69636,37	18618,68	88255,05
	kg/t	1833,97	97,35	1931,32	1162,58	3093,9
Composición	%vol	79%	100%	72,17%	74,16%	56,90%
		N_2	CH_4	N_2	SiO_2	N_2
		21% O_2		19,17%	9,67%	15,65%
				O_2	Na_2O	SiO_2
				8,71%	7,62%	15,13%
				CO_2	CaO	O_2
					3,31%	6,88%
					MgO	CH_4
					2,89%	2,04%
					Na_2CO_3	Na_2O
					1,29%	1,61%
					$CaCO_3$	CaO
					0,99%	0,7%
					$CaMgC_2O_6$	MgO
			0,08%	0,61%		
			Na_2SO_4	Na_2CO_3		
				0,27%		
				$CaCO_3$		
				0,21%		
				$CaMgC_2O_6$		
				0,02%		
				Na_2SO_4		

Tabla 35 - Listado de corrientes en modelo base (4)

		FLUE 1-1	FLUE1-2	FLUE1-3	SO3	POSTMELT
Temperatura	°C	1500	850	850	850	1500
Presión	bar	1	1	1	1	1
Flujo	mol/t	12585,15	12585,15	70782,71	14,08	18803,06
	kg/t	1982,9	1982,9	1981,77	1,13	1111 kg
Composición	%vol	70,93%	70,93%	70,95%	100%	73,44%
		<i>N₂</i>	<i>N₂</i>	<i>N₂</i>	<i>SO₃</i>	<i>SiO₂</i>
		17,14%	17,14%	17,15%		12,44%
		<i>H₂O</i>	<i>H₂O</i>	<i>H₂O</i>		<i>Na₂O</i>
		10,19%	10,19%	10,19%		9,81%
		<i>CO₂</i>	<i>CO₂</i>	<i>CO₂</i>		<i>CaO</i>
		1,71%	1,71%	1,71%		4,26%
<i>O₂</i>	<i>O₂</i>	<i>O₂</i>		<i>MgO</i>		
0,02%	0,02%	0,02%				
<i>SO₃</i>	<i>SO₃</i>	<i>SO₃</i>				

Tabla 36 - Listado de corrientes en modelo base (5)

		AIR2	NATGAS2	FUEL2	PREREF	FLUE2
Temperatura	°C	25	25	25	1342,5	1500
Presión	bar	1	1	1	1	1
Flujo	mol/t	5960,84	569	6529,84	25332,9	6529,84
	kg/t	171,97	9,13	181,1	1292,1	181,1
Composición	%vol	79%	100%	72,71%	54,51%	72,12%
		<i>N₂</i>	<i>CH₄</i>	<i>N₂</i>	<i>SiO₂</i>	<i>N₂</i>
		21%		19,17%	18,59%	17,43%
		<i>O₂</i>		<i>O₂</i>	<i>N₂</i>	<i>H₂O</i>
				8,71%	9,28%	8,71%
				<i>CH₄</i>	<i>Na₂O</i>	<i>CO₂</i>
					7,27%	1,74%
					<i>CaO</i>	<i>O₂</i>
					4,94%	
					<i>O₂</i>	
			3,16%			
			<i>MgO</i>			
			2,25%			
			<i>CH₄</i>			

Subbloque "Melting"

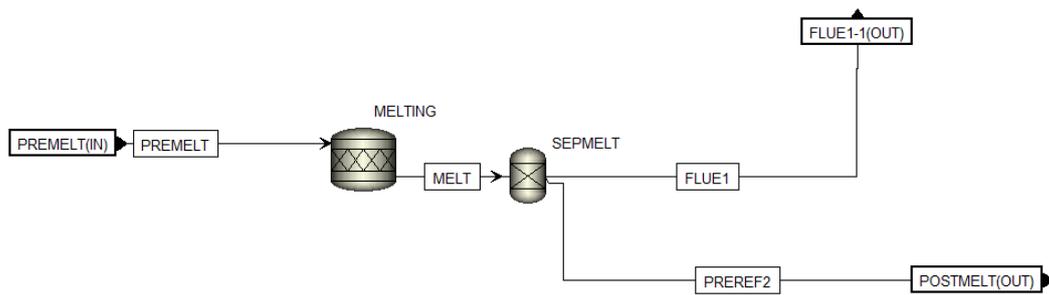


Figura 30 - Subbloque "MELTING"

Tabla 37 - Listado de equipos en subbloque "MELTING"

Nombre	Equipo
MELTING	RStoic
SEPMELT	Sep

Subbloque "Refining"

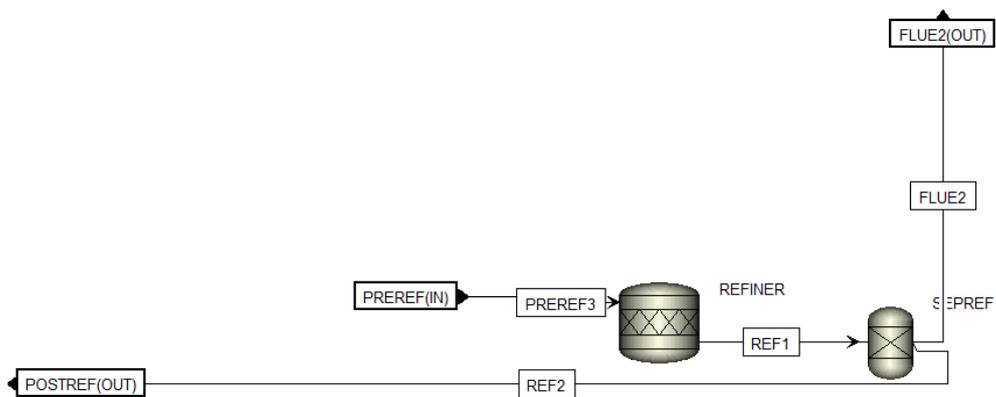


Figura 31 - Subbloque "REFINING"

Tabla 38 - Listado de equipos en subbloque "REFINING"

Nombre	Equipo
REFINER	RStoic
SEPREF	Sep

Zona 3

Se incluyen los subbloques "ANNEALING" e "INSPECT".

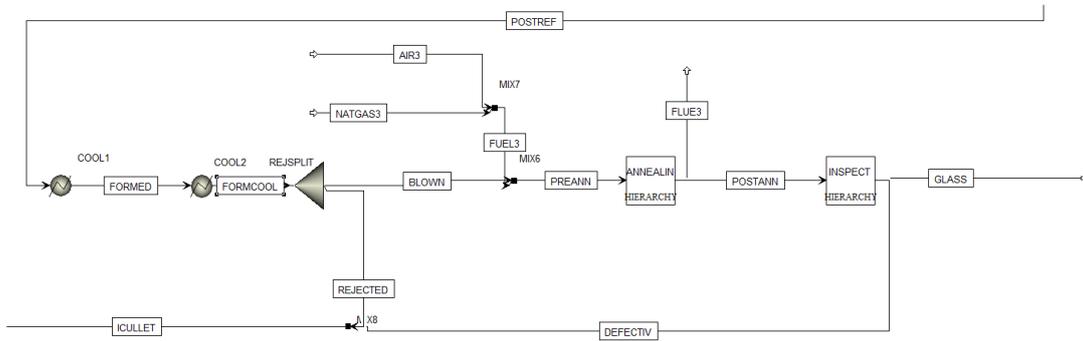


Figura 32 - Zona 3 del modelo base

Tabla 39 - Listado de equipos en zona 3 del modelo base

Nombre	Equipo
COOL1	Heater
COOL2	Heater
REJSPLIT	FSplit
MIX6	Mixer
MIX7	Mixer
MIX8	Mixer

Tabla 40 - Listado de corrientes en modelo base (6)

		POSTREF	FORMED	FORMCOOL	BLOWN	PREANN
Temperatura	°C	1500	700	500	500	466,44
Presión	bar	1	1	1	1	1
Flujo	mol/t	18803,06	18803,06	18803,06	18430,72	21563,67
	kg/t	1111	1111	1111	1089	1195,89
Composición	%vol	73,44%	73,44%	73,44%	73,44%	62,77%
		SiO ₂				
		12,51%	12,51%	12,51%	12,51%	10,69%
		Na ₂ O				
		9,8%	9,8%	9,8%	9,8%	10,48%
		CaO	CaO	CaO	CaO	N ₂
		4,26%	4,26%	4,26%	4,26%	8,38%
		MgO	MgO	MgO	MgO	CaO
						3,64%
						MgO
						2,79%
						O ₂
						1,27%
						CH ₄

Tabla 41 - Listado de corrientes en modelo base (7)

		AIR3	NATGAS3	FLUE3	POSTANN	REJECTED
Temperatura	°C	25	25	580	25	500
Presión	bar	1	1	1	1	1
Flujo	mol/t	2859,95	273	3132,95	18430,72	372,34
	kg/t	82,51	4,38	86,89	1089,00	22
Composición	%vol	79%	100%	72,12 %	73,44%	73,44%
		<i>N₂</i>	<i>CH₄</i>	<i>N₂</i>	<i>SiO₂</i>	<i>SiO₂</i>
		21%		17,43 %	12,51%	12,51%
		<i>O₂</i>		<i>H₂O</i>	<i>Na₂O</i>	<i>Na₂O</i>
				8,71 %	9,8%	9,8%
				<i>CO₂</i>	<i>CaO</i>	<i>CaO</i>
				1,74 %	4,26%	4,26%
		<i>O₂</i>	<i>MgO</i>	<i>MgO</i>		

Tabla 42 - Listado de corrientes en modelo base (8)

		DEFECTIV	ICULLET	GLASS
Temperatura	°C	25	136,51	25
Presión	bar	1	1	1
Flujo	mol/t	1506,28	1876,61	16924,45
	kg/t	89	111	1000
Composición	%vol	73,44%	73,44%	73,44%
		<i>SiO₂</i>	<i>SiO₂</i>	<i>SiO₂</i>
		12,51%	12,51%	12,51%
		<i>Na₂O</i>	<i>Na₂O</i>	<i>Na₂O</i>
		9,8%	9,8%	9,8%
		<i>CaO</i>	<i>CaO</i>	<i>CaO</i>
		4,26%	4,26%	4,26%
	<i>MgO</i>	<i>MgO</i>		

Subbloque "Annealin"

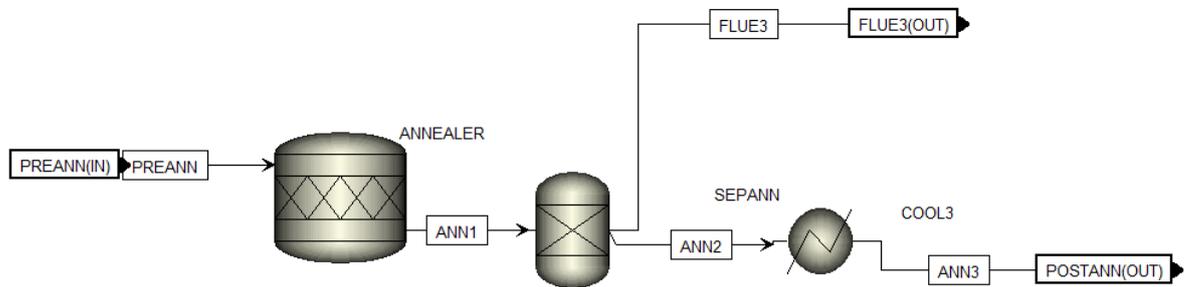


Figura 33 - Subbloque "ANNEALIN"

Tabla 43 - Listado de equipos en subbloque "ANNEALIN"

Nombre	Equipo
ANNEALER	RStoic
SEPANN	Sep
COOL3	Heater

Subbloque "Inspect"

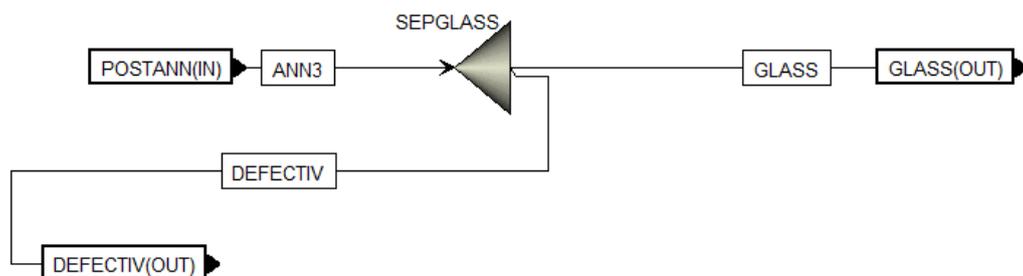


Figura 34 - Subbloque "INSPECT"

Tabla 44 - Listado de equipos en subbloque "INSPECT"

Nombre	Equipo
SEPGLOSS	FSplit

Tabla 47 - Listado de corrientes en modelo integrado base (2)

		O2	O2IN	O2PURGE	FLUE	FLUEPURG
Temperatura	°C	25	25,07	25,07	847,04	847,04
Presión	bar	1,5	1	1	1	1
Flujo	mol/t	16213,82	3945,94	12267,88	70782,71	7363,80
	kg/t	518,65	126,2	392,46	2086,34	229,91
Composición	%vol	99,98%	99,98%	99,98%	71,13%	71,13%
		<i>O₂</i>	<i>O₂</i>	<i>O₂</i>	<i>N₂</i>	<i>N₂</i>
		0,02%	0,02%	0,02%	16,67%	16,67%
		<i>H₂</i>	<i>H₂</i>	<i>H₂</i>	<i>H₂O</i>	<i>H₂O</i>
					9,75%	9,75%
					<i>CO₂</i>	<i>CO₂</i>
			2,45%	2,45%		
			<i>O₂</i>	<i>O₂</i>		

Tabla 48 - Listado de corrientes en modelo integrado base (3)

		FLUEIN	CO2
Temperatura	°C	847,04	179,28
Presión	bar	1	5
Flujo	mol/t	63418,91	9338,67
	kg/t	1856,43	377,60
Composición	%vol	71,13%	86,80%
		<i>N₂</i>	<i>CO₂</i>
		16,67%	12,28%
		<i>H₂O</i>	<i>H₂O</i>
		9,75%	0,89%
		<i>CO₂</i>	<i>H₂</i>
2,45%	0,02%		
<i>O₂</i>	<i>O₂</i>		

Anexo.2.2.- Producción de vidrio (Bloque VIDRIO)

La configuración es exactamente igual al modelo base. Por lo tanto, solo se incluyen las tablas de corrientes (**Zona 1:** [Tabla 49], [Tabla 50]; **Zona 2:** [Tabla 51], [Tabla 52], [Tabla 55]; **Zona 3:** [Tabla 54], [Tabla 55], [Tabla 56]).

Zona 1

Tabla 49 - Listado de corrientes en modelo integrado base (4)

		SILICA	SODA	LIME	DOLO	CULLET
Temperatura	°C	25	25	25	25	40,68
Presión	bar	1	1	1	1	1
Flujo	mol/t	3178,87	537,79	237,79	184,34	14463,77
	kg/t	191	57	24	34	854,58
Composición	%vol	100% <i>SiO₂</i>	100% <i>Na₂CO₃</i>	100% <i>CaCO₃</i>	100% <i>CaMgC₂O₆</i>	73,44% <i>SiO₂</i> 12,44% <i>Na₂O</i> 9,81% <i>CaO</i> 4,26% <i>MgO</i>

Tabla 50 - Listado de corrientes en modelo integrado base (5)

		SALTCAKE	ECULLET
Temperatura	°C	25	25
Presión	bar	1	1
Flujo	mol/t	14,08	12585,15
	kg/t	2	743,58
Composición	%vol	100% <i>Na₂SO₄</i>	73,44% <i>SiO₂</i> 12,44% <i>Na₂O</i> 9,81% <i>CaO</i> 4,26% <i>MgO</i>

Zona 2

Tabla 51- Listado de corrientes en modelo integrado base (6)

		AIR1	NATGAS1	FUEL1	BATCH	PREMELT
Temperatura	°C	25	25,2	784,06	36,48	546,07
Presión	bar	1	5	1	1	1
Flujo	mol/t	67079,80	6403,19	73482,99	18618,68	92101,67
	kg/t	1935,28	100,61	2035,89	1162,58	3198,47
Composición	%vol	79%	94,76%	72,12%	74,16%	57,54%
		<i>N₂</i>	<i>CH₄</i>	<i>N₂</i>	<i>SiO₂</i>	<i>N₂</i>
		21%	3,96%	19,17%	9,67%	15,29%
		<i>O₂</i>	<i>H₂</i>	<i>O₂</i>	<i>Na₂O</i>	<i>O₂</i>
			0,77%	8,26%	7,62%	6,59%
			<i>CO₂</i>	<i>CH₄</i>	<i>CaO</i>	<i>CH₄</i>
			0,5%	0,35%	3,31%	1,95%
			<i>H₂O</i>	<i>H₂</i>	<i>MgO</i>	<i>Na₂O</i>
				0,07%	2,89%	1,54%
				<i>CO₂</i>	<i>Na₂CO₃</i>	<i>CaO</i>
					1,29%	0,67%
					<i>CaCO₃</i>	<i>MgO</i>
					0,99%	0,58%
					<i>CaMgC₂O₆</i>	<i>Na₂CO₃</i>
					0,08%	0,28%
			<i>Na₂SO₄</i>	<i>H₂</i>		
				0,26%		
				<i>CaCO₃</i>		
				0,20%		
				<i>CaMgC₂O₆</i>		
				0,05%		
				<i>CO₂</i>		
				0,03%		
				<i>H₂O</i>		
				0,02%		
				<i>Na₂SO₄</i>		

Tabla 52 - Listado de corrientes en modelo integrado base (7)

		FLUE 1-1	FLUE1-2	FLUE1-3	SO3	POSTMELT
Temperatura	°C	1500	847,04	847,04	847,04	1500
Presión	bar	1	1	1	1	1
Flujo	mol/t	74516,42	74516,42	74502,34	14,08	18803,06
	kg/t	2087,47	2087,47	2086,34	1,13	1111 kg
Composición	%vol	71,12%	71,12%	71,13%	100%	73,44% <i>SiO₂</i>
		<i>N₂</i>	<i>N₂</i>	<i>N₂</i>	<i>SO₃</i>	12,44%
		16,67%	16,67%	16,67%		<i>Na₂O</i>
		<i>H₂O</i>	<i>H₂O</i>	<i>H₂O</i>		9,81%
		9,75%	9,75%	9,75%		<i>CaO</i>
		<i>CO₂</i>	<i>CO₂</i>	<i>CO₂</i>		4,26%
		2,45%	2,45%	2,45%		<i>MgO</i>
		<i>O₂</i>	<i>O₂</i>	<i>O₂</i>		
		0,02%	0,02%	0,02%		
		<i>SO₃</i>	<i>SO₃</i>	<i>SO₃</i>		

Tabla 53 - Listado de corrientes en modelo integrado base (8)

		AIR2	NATGAS2	FUEL2	PREREF	FLUE2
Temperatura	°C	25	25	24,99	1342,45	1500
Presión	bar	1	1	1	1	1
Flujo	mol/t	5960,84	569	6529,84	25332,90	6529,84
	kg/t	171,97	9,13	181,10	1292,10	181,10
Composición	%vol	79%	100%	72,12%	54,51%	72,12%
		N ₂	CH ₄	N ₂	SiO ₂	N ₂
		21%		19,17%	18,59%	17,43%
		O ₂		O ₂	N ₂	H ₂ O
				8,26%	9,28%	8,71%
				CH ₄	Na ₂ O	CH ₄
				0,35%	7,27%	1,74%
				H ₂	CaO	O ₂
				0,07%	4,94%	
				CO ₂	O ₂	
			3,16%			
			MgO			
			2,25%			
			CH ₄			

Zona 3

Tabla 54 - Listado de corrientes en modelo integrado base (9)

		POSTREF	FORMED	FORMCOOL	BLOWN	PREANN
Temperatura	°C	1500	700	500	500	466,44
Presión	bar	1	1	1	1	1
Flujo	mol/t	18803,06	18803,06	18803,06	18430,72	21563,67
	kg/t	1111	1111	1111	1089	1195,89
Composición	%vol	73,44%	73,44%	73,44%	73,44%	62,77%
		SiO ₂				
		12,51%	12,51%	12,51%	12,51%	10,69%
		Na ₂ O				
		9,8%	9,8%	9,8%	9,8%	10,48%
		CaO	CaO	CaO	CaO	N ₂
		4,26%	4,26%	4,26%	4,26%	8,38%
		MgO	MgO	MgO	MgO	CaO
						3,64%
						MgO
				2,79%		
				O ₂		
				1,27%		
				CH ₄		

Tabla 55 - Listado de corrientes en modelo integrado base (10)

		AIR3	NATGAS3	FLUE3	POSTANN	REJECTED
Temperatura	°C	25	25	580	25	500
Presión	bar	1	1	1	1	1
Flujo	mol/t	2859,95	273	3132,95	18430,72	372,34
	kg/t	82,51	4,38	86,89	1089,00	22
Composición	%vol	79%	100%	72,12 %	73,44%	73,44%
		<i>N₂</i>	<i>CH₄</i>	<i>N₂</i>	<i>SiO₂</i>	<i>SiO₂</i>
		21%		17,43 %	12,51%	12,51%
		<i>O₂</i>		<i>H₂O</i>	<i>Na₂O</i>	<i>Na₂O</i>
				8,71 %	9,8%	9,8%
				<i>CO₂</i>	<i>CaO</i>	<i>CaO</i>
				1,74 %	4,26%	4,26%
		<i>O₂</i>	<i>MgO</i>	<i>MgO</i>		

Tabla 56 - Listado de corrientes en modelo integrado base (11)

		DEFECTIV	ICULLET	GLASS
Temperatura	°C	25	136,51	25
Presión	bar	1	1	1
Flujo	mol/t	1506,28	1876,61	16924,45
	kg/t	89	111	1000
Composición	%vol	73,44%	73,44%	73,44%
		<i>SiO₂</i>	<i>SiO₂</i>	<i>SiO₂</i>
		12,51%	12,51%	12,51%
		<i>Na₂O</i>	<i>Na₂O</i>	<i>Na₂O</i>
		9,8%	9,8%	9,8%
		<i>CaO</i>	<i>CaO</i>	<i>CaO</i>
		4,26%	4,26%	4,26%
	<i>MgO</i>	<i>MgO</i>		

Anexo.2.3.- Reactor de metanación (Bloque PTG)

Se incluyen **configuraciones** ([Figura 36], [Figura 37], [Figura 38]), **equipos** ([Tabla 57], [Tabla 59]) y **corrientes** ([Tabla 58], [Tabla 60], [Tabla 61]).

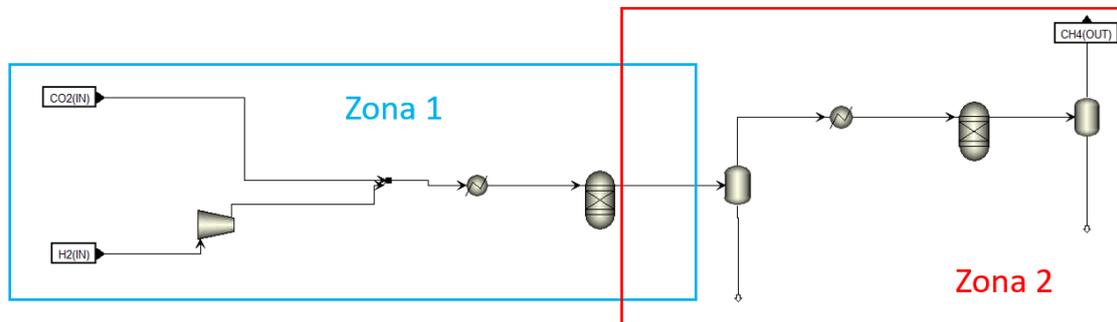


Figura 36 - Configuración global del reactor de metanación

Zona 1

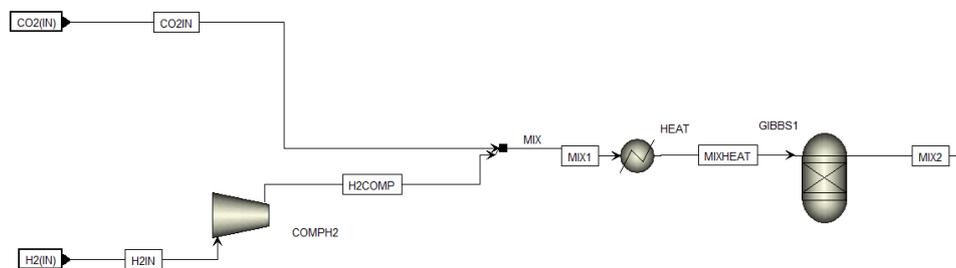


Figura 37 - Zona 1 del reactor de metanación

Tabla 57 - Listado de equipos en zona 1 del reactor de metanación

Nombre	Equipo
COMPH2	Compr
MIX	Mixer
HEAT	Heater
GIBBS1	RGibbs

Tabla 58 - Listado de corrientes en modelo integrado base (12)

		CO2IN	H2IN	H2COMP	MIX1	MIXHEAT
Temperatura	°C	179,28	25	149,56	158,49	250
Presión	bar	5	1,5	5	5	5
Flujo	mol/t	9337,28	32415,91	32415,91	41753,19	41753,19
	kg/t	377,60	65,37	65,37	442,97	442,97
Composición	%vol	86,8%	100%	100%	77,83%	77,83%
		CO ₂	H ₂	H ₂	H ₂	H ₂
		12,28%			19,41%	19,41%
		H ₂ O			CO ₂	CO ₂
		0,89%			2,75%	2,75%
		H ₂			H ₂ O	H ₂ O
0,02%			0,01%	0,01%		
		O ₂		O ₂	O ₂	

Zona 2

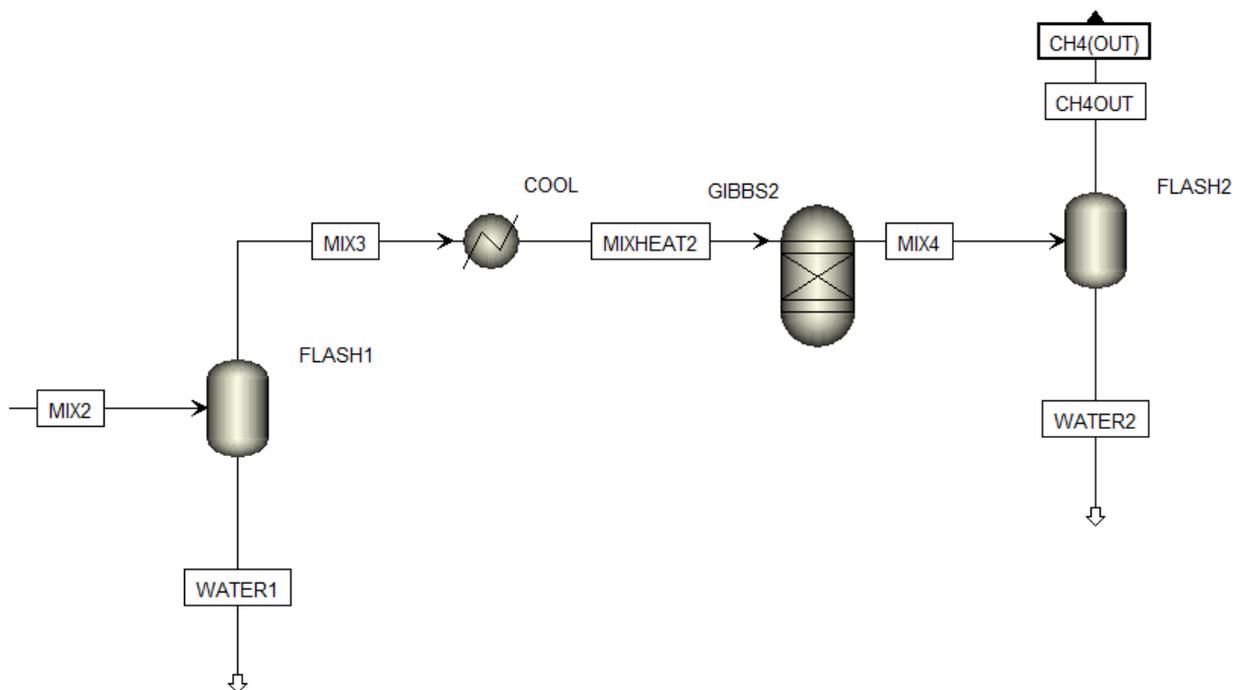


Figura 38 - Zona 2 del reactor de metanación

Tabla 59 - Listado de equipos en zona 2 del reactor de metanación

Nombre	Equipo
FLASH1	Flash2
COOL	Heater
GIBBS2	RGibbs
FLASH2	Flash2

Tabla 60 - Listado de corrientes en modelo integrado base (13)

		MIX2	MIX3	WATER1	MIXHEAT2	MIX4
Temperatura	°C	350	100	100	250	300
Presión	bar	5	5	5	5	5
Flujo	mol/t	26322,67	12018,38	14309,29	12018,38	11367,97
	kg/t	442,97	185,27	257,7	185,27	185,27
Composición	%vol	63%	64,18%	100%	64,18%	70,72%
		H ₂ O	CH ₄	H ₂ O	CH ₄	CH ₄
		29,31%	18,96%		18,96%	25,75%
		CH ₄	H ₂ O		H ₂ O	H ₂ O
		6,21%	13,61%		13,61%	2,96%
		H ₂	H ₂		H ₂	H ₂
		1,48%	3,24%		3,24%	0,58%
	CO ₂	CO ₂		CO ₂	CO ₂	
	0,01%	0,02%		0,02%		
	CO	CO		CO		

Tabla 61 - Listado de corrientes en modelo integrado base (14)

		WATER2	CH4OUT
Temperatura	°C	25	25
Presión	bar	5	5
Flujo	mol/t	2884,90	8438,07
	kg/t	51,97	133,29
Composición	%vol	100%	94,76%
		<i>H₂O</i>	<i>CH₄</i> 3,96% <i>H₂</i> 0,77% <i>CO₂</i> 0,5% H ₂ O

Anexo.2.4.- Electrolizador PEM (Bloque PEM)

Se incluyen **configuraciones** ([Figura 39], [Figura 40], [Figura 41]), **equipos** ([Tabla 64], [Tabla 65]) y **corrientes** ([Tabla 63], [Tabla 64], [Tabla 66], [Tabla 67])

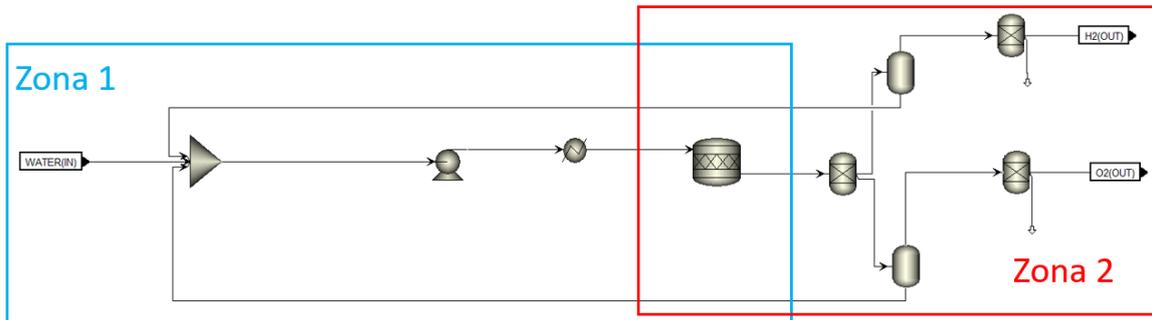


Figura 39 - Configuración global del electrolizador

Zona 1

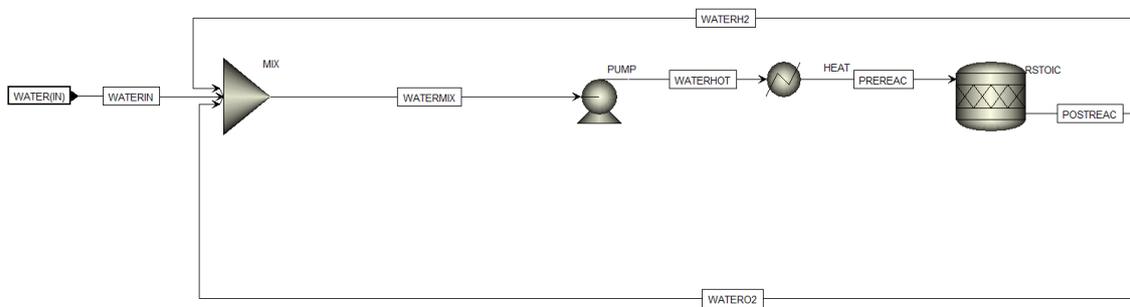


Figura 40 - Zona 1 del electrolizador PEM

Tabla 62 - Listado de equipos en zona 1 del electrolizador PEM

Nombre	Equipo
MIX	Mixer
PUMP	Pump
HEAT	Heater
RSTOIC	RStoic

Tabla 63 - Listado de corrientes en modelo integrado base (15)

		WATERIN	WATERMIX	WATERH2	WATERO2	WATERHOT
Temperatura	°C	25	25,01	25	25	25,01
Presión	bar	1	1	1,5	1,5	1,5
Flujo	mol/t	33477,62	97588,32	12261,43	51849,27	97588,32
	kg/t	603,11	1762,74	220,89	938,74	1762,74
Composición	%vol	100%	100%	100%	100%	100%
		H ₂ O				

Tabla 64 - Listado de corrientes en modelo integrado base (16)

		PREREAC	POSTREAC
Temperatura	°C	80	90
Presión	bar	1,5	1,5
Flujo	mol/t	97588,32	113797,48
	kg/t	1762,74	1762,74
Composición	%vol	99,66%	56,98%
		H_2O	H_2O
		0,34%	28,49%
		O_2	H_2
		14,54%	O_2

Zona 2

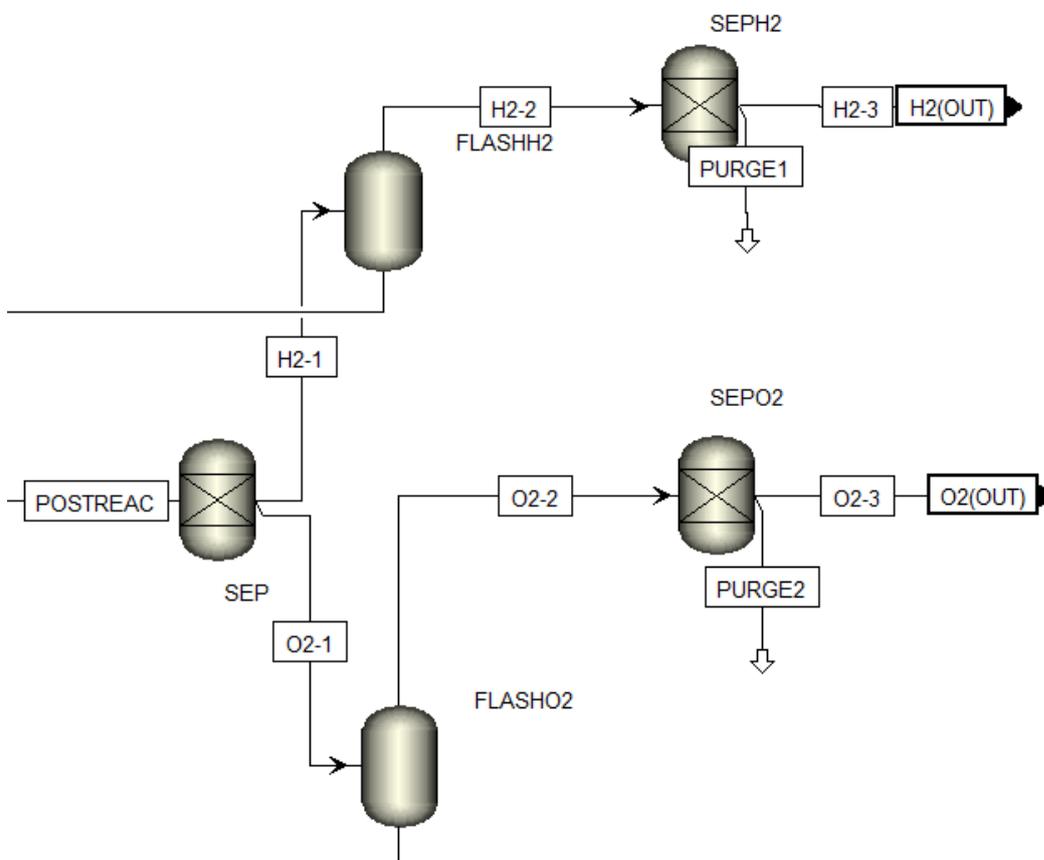


Figura 41 - Zona 2 del electrolizador

Tabla 65 - Listado de equipos en zona 2 del electrolizador

Nombre	Equipo
SEP	Sep
FLASHH2	Flash2
FLASHO2	Flash2
SEPH2	Sep
SEPO2	Sep

Tabla 66 - Listado de corrientes en modelo integrado base (17)

		H2-1	H2-2	H2-3	PURGE1	PURGE2
Temperatura	°C	90	25	25	25	25
Presión	bar	1,5	1,5	1,5	1,5	1,5
Flujo	mol/t	45383,24	33121,81	32415,91	705,90	12261,43
	kg/t	298,98	78,09	65,37	12,72	6,37
Composición	%vol	71,43%	97,87%	100%	100%	100%
		<i>H₂</i>	<i>H₂</i>	<i>H₂O</i>	<i>H₂O</i>	<i>H₂O</i>
		28,57%	2,13%			
		<i>H₂O</i>	<i>H₂O</i>			

Tabla 67- Listado de corrientes en modelo integrado base (18)

		O2-1	O2-2	O2-3
Temperatura	°C	90	25	25
Presión	bar	1,5	1,5	1,5
Flujo	mol/t	68414,24	16564,97	16211,58
	kg/t	1463,76	525,02	518,65
Composición	%vol	75,82%	97,85%	99,98%
		<i>H₂O</i>	<i>O₂</i>	<i>O₂</i>
		24,18%	2,13%	0,02%
		<i>O₂</i>	<i>H₂O</i>	<i>H₂</i>
			0,02%	
		<i>H₂</i>		

Anexo.2.5.- Calcium Looping (Subbloque CAL)

Se incluyen configuraciones ([Figura 42], [Figura 43], [Figura 44], [Figura 45]), equipos ([Tabla 68], [Tabla 71], [Tabla 74]) y corrientes ([Tabla 69], [Tabla 70],[Tabla 72], [Tabla 73], [Tabla 75], [Tabla 76])

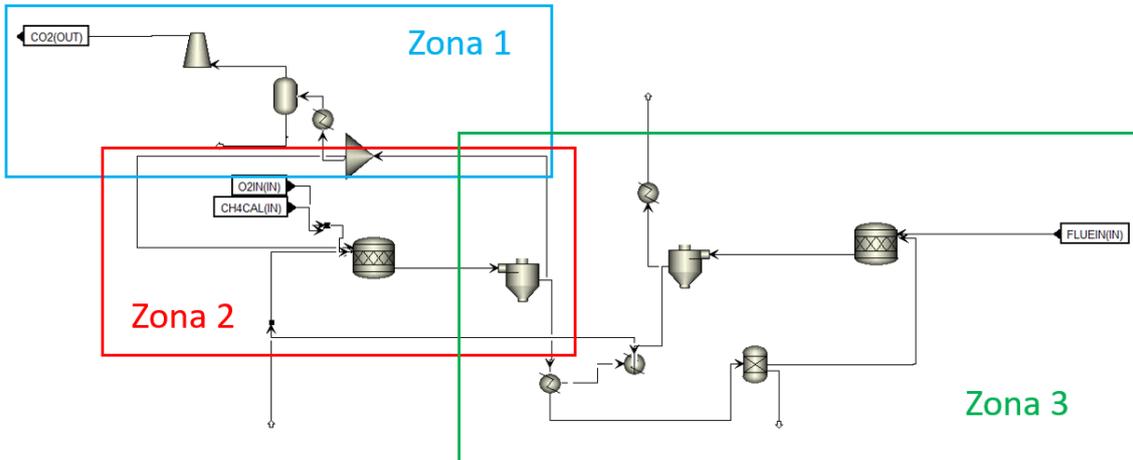


Figura 42 - Configuración global del Calcium Looping

Zona 1

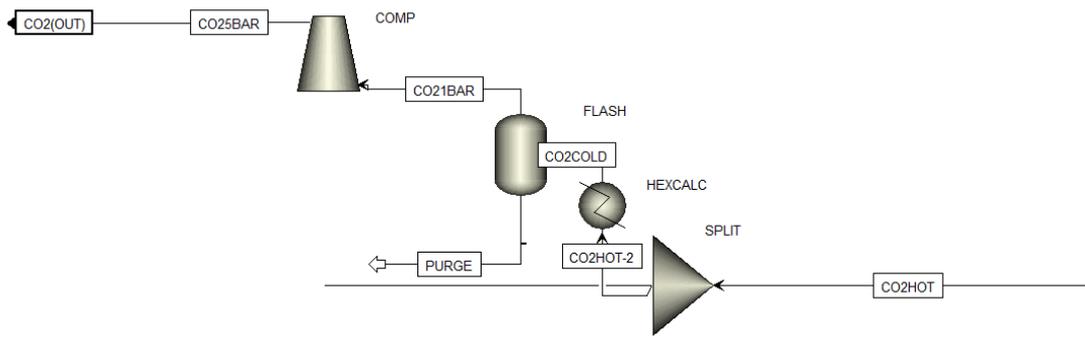


Figura 43 - Zona 1 del Calcium Looping

Tabla 68 - Listado de equipos en zona 1 del Calcium Looping

Nombre	Equipo
COMP	Compr
FLASH	Flash2
HEXCALC	Heater
SPLIT	FSplit

Tabla 69 - Listado de corrientes en modelo integrado 1 (19)

		CO25BAR	CO21BAR	CO2COLD	PURGE
Temperatura	°C	179,28	50	50	50
Presión	bar	5	1	1	1
Flujo	mol/t	9337,28	9337,28	9337,28	2827,40
	kg/t	377,60	377,60	377,60	51,51
Composición	%vol	86,80%	86,80%	86,80%	99,21%
		CO ₂	CO ₂	CO ₂	H ₂ O
		12,28%	12,28%	12,28%	0,71%
		H ₂ O	H ₂ O	H ₂ O	CO ₂
		0,89%	0,89%	0,89%	
		H ₂	H ₂	H ₂	

Tabla 70 - Listado de corrientes en modelo integrado base (20)

		CO2HOT	CO2HOT-2
Temperatura	°C	949,76	949,76
Presión	bar	1	1
Flujo	mol/t	26998,71	12164,69
	kg/t	952,38	429,11
Composición	%vol	66,81%	66,81%
		CO ₂	CO ₂
		32,49%	32,49%
		H ₂ O	H ₂ O
		0,68%	0,68%
		H ₂	H ₂
		0,01%	0,01%
		O ₂	O ₂

Zona 2

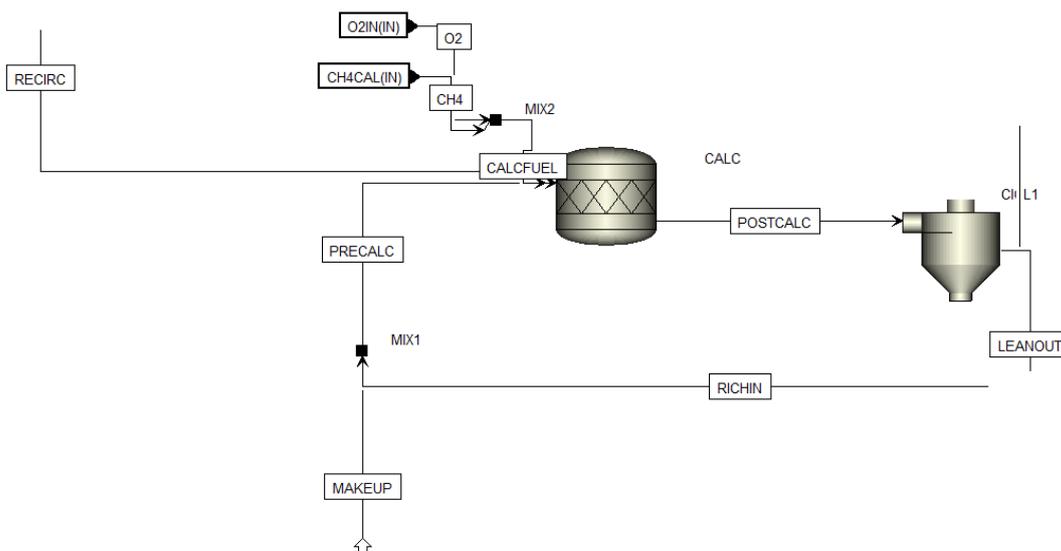


Figura 44 - Zona 2 del Calcium Looping

Tabla 71 - Listado de equipos en zona 2 del Calcium Looping

Nombre	Equipo
MIX1	Mixer
MIX2	Mixer
CALC	RStoic
CICL1	SSplit

Tabla 72 - Listado de corrientes en modelo integrado base (21)

		RECIRC	O2	CH4	CALCFUEL	MAKEUP
Temperatura	°C	949,76	25,07	25,20	23,88	25
Presión	bar	1	1,5	1,5	1,5	1
Flujo	mol/t	14834,02	3944,5	2079,88	6024,38	323,17
	kg/t	52327	126,20	5	158,88	32,35
Composición	%vol	66,81%	99,98%	94,76%	65,46%	100%
		CO ₂	O ₂	CH ₄	O ₂	CaCO ₃
		32,49%	0,02%	3,96%	32,72%	
		H ₂ O	H ₂	H ₂	CH ₄	
		0,68%		0,77%	1,38%	
		H ₂		CO ₂	H ₂	
		0,01%		0,5%	0,27%	
O ₂		H ₂ O	CO ₂			
				0,17%		
				H ₂		

Tabla 73 - Listado de corrientes en modelo integrado base (22)

		POSTCALC	RICHIN	LEANOUT
Temperatura	°C	949,76	875,67	949,76
Presión	bar	1	1	1
Flujo	mol/t	91956,63	64634,76	64957,93
	kg/t	4595,05	3880,56	3642,67
Composición	%vol	70,64%	91%	100%
		CaO	CaO	CaO
		19,62%	9%	
		CO ₂	CaCO ₃	
		9,54%		
H ₂ O				
0,2%				
H ₂				

Zona 3

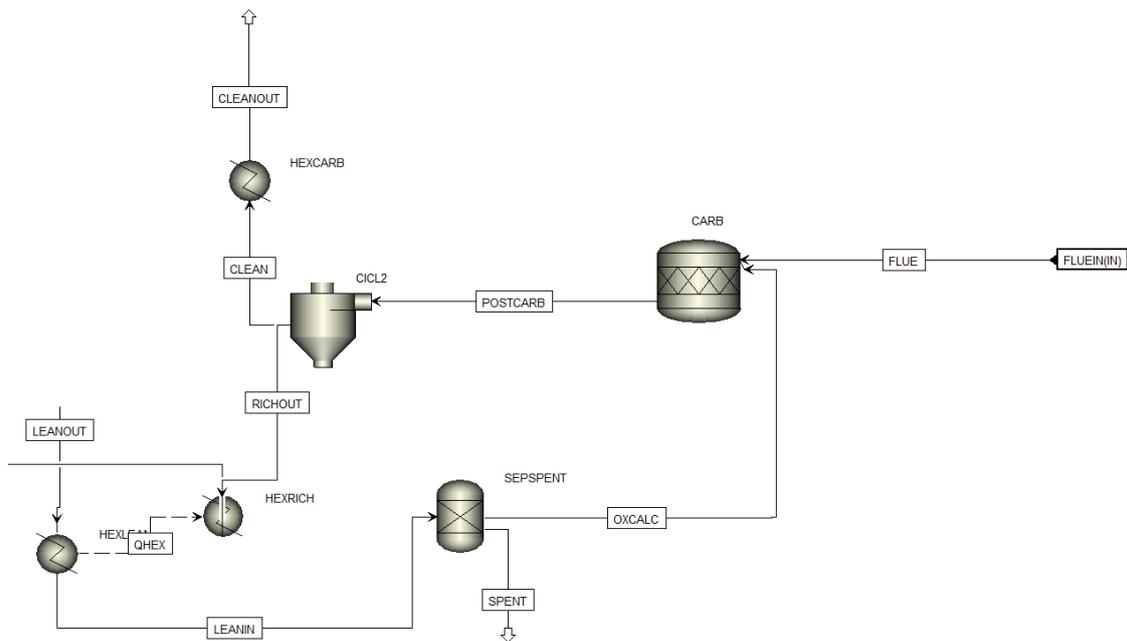


Figura 45 - Zona 3 del Calcium Looping

Tabla 74 - Listado de equipos en zona 3 del Calcium Looping

Nombre	Equipo
HEXLEAN	Heater
HEXRICH	Heater
HEXCARB	Heater
CICLE2	SSplit
SEPSPENT	Sep
CARB	RStoic

Tabla 75 - Listado de corrientes en modelo integrado base (23)

		CLEAN	CLEANOUT	RICHOUT	LEANIN	FLUE
Temperatura	°C	650	90	650	700	847,04
Presión	bar	1	1	1	1	1
Flujo	mol/t	60475,21	60475,21	64634,76	64957,93	66292,34
	kg/t	1600,42	1600,42	3880,56	3642,67	1856,43
Composición	%vol	77,07%	77,07%	91%	100%	71,13%
		N ₂	N ₂	CaO	CaO	N ₂
		18,28%	18,28%	9%		16,67%
		H ₂ O	H ₂ O	CaCO ₃		H ₂ O
		2,68%	2,68%			9,75%
		O ₂	O ₂			CO ₂
	1,07%	1,07%			2,45%	
	CO ₂	CO ₂			O ₂	

Tabla 76 - Listado de corrientes en modelo integrado base (24)

		OXCALC	SPENT	POSTCARB
Temperatura	°C	700	700	650
Presión	bar	1	1	1
Flujo	mol/t	64634,76	323.17	125109,96
	kg/t	3624,55	18,12	5480,98
Composición	%vol	100%	100%	47,01%
		<i>CaO</i>	<i>CaO</i>	<i>CaO</i>
				37,69%
				<i>N₂</i>
				8,83%
				<i>H₂O</i>
				4,65%
		<i>CaCO₃</i>		
		1,3%		
		<i>O₂</i>		
		0,52%		
		<i>CO₂</i>		

Anexo.3.- Variante 1

La configuración es exactamente igual al modelo integrado 1. Por lo tanto, solo se incluyen las tablas de corrientes (**Main Flowsheet:** ([Tabla 77], [Tabla 78], [Tabla 79]); **Producción de vidrio:** [Tabla 80], [Tabla 81], [Tabla 82], [Tabla 83], [Tabla 84], [Tabla 85], [Tabla 86], [Tabla 87]; **Metanación:** ([Tabla 88], [Tabla 89], [Tabla 90]); **Electrolizador:** [Tabla 91], [Tabla 92], [Tabla 93], [Tabla 94], [Tabla 95]; **CaL:** [Tabla 96], [Tabla 97], [Tabla 98], [Tabla 99], [Tabla 100]).

Anexo.3.1.- Main Flowsheet

Tabla 77 - Listado de corrientes en variante 1 (1)

		CH4	CH4GLASS	CH4CAL	WATER	H2
Temperatura	°C	25	25,2	25,2	25	25
Presión	bar	5	5	5	1	1,5
Flujo	mol/t	8298,71	6263,66	2035,05	32765,4	31726,28
	kg/t	130,48	98,48	32	590,28	63,98
Composición	%vol	94,77%	94,77%	94,77%	100%	100%
		CH ₄	CH ₄	CH ₄	H ₂ O	H ₂
		3,94%	3,94%	3,94%		
		H ₂	H ₂	H ₂		
		0,8%	0,8%	0,8%		
		CO ₂	CO ₂	CO ₂		
0,5%	0,5%	0,5%				
		H ₂ O	H ₂ O	H ₂ O		

Tabla 78 - Listado de corrientes en variante 1 (2)

		O2	O2IN	O2PURGE	FLUE	FLUEPURG
Temperatura	°C	25	25,07	25,07	847	847
Presión	bar	1,5	1,5	1,5	1	1
Flujo	mol/t	15866,69	3867,16	11999,53	72664,91	5989,4
	kg/t	507,62	123,72	383,90	2031,49	167,45
Composición	%vol	99,98%	99,98%	99,98%	71,34%	71,34%
		O ₂	O ₂	O ₂	N ₂	N ₂
		0,02%	0,02%	0,02%	16,72%	16,72%
		H ₂	H ₂	H ₂	H ₂ O	H ₂ O
					9,49%	9,49%
					CO ₂	CO ₂
			2,46%	2,46%		
			O ₂	O ₂		

Tabla 79 - Listado de corrientes en variante 1 (3)

		FLUEIN	CO2
Temperatura	°C	847	179,31
Presión	bar	1	5
Flujo	mol/t	66675,52	9144,8
	kg/t	1864,04	369,75
Composición	%vol	71,34%	86,73%
		<i>N₂</i>	<i>CO₂</i>
		16,72%	12,29%
		<i>H₂O</i>	<i>H₂O</i>
		9,49%	0,88%
		<i>CO₂</i>	<i>H₂</i>
		2,46%	
		<i>O₂</i>	

Anexo.3.2.- Producción de vidrio

La corriente "LIME" ha mantenido su nombre por continuidad con el caso anterior. Sin embargo, ya no contiene caliza sino CaO.

Zona 1

Tabla 80 - Listado de corrientes en variante 1 (4)

		SILICA	SODA	LIME	DOLO	CULLET
Temperatura	°C	25	25	25	25	40,68
Presión	bar	1	1	1	1	1
Flujo	mol/t	3178,87	537,79	239,79	184,38	14463,77
	kg/t	191	57	13,45	34	854,58
Composición	%vol	100%	100%	100%	100%	73,44%
		<i>SiO₂</i>	<i>Na₂CO₃</i>	<i>CaO</i>	<i>CaMgC₂O₆</i>	<i>SiO₂</i>
						12,51%
						<i>Na₂O</i>
						9,8%
						<i>CaO</i>
				4,26%		
				<i>MgO</i>		

Tabla 81 - Listado de corrientes en variante 1 (5)

		SALTCAKE	ECULLET
Temperatura	°C	25	25
Presión	bar	1	1
Flujo	mol/t	14,08	12585,15
	kg/t	2	743,58
Composición	%vol	100%	73,44%
		<i>Na₂SO₄</i>	<i>SiO₂</i>
			12,44% <i>Na₂O</i>
			9,81%
			<i>CaO</i>
			4,26%
		<i>MgO</i>	

Zona 2

Tabla 82 - Listado de corrientes en variante 1 (6)

		AIR1	NATGAS1	FUEL1	BATCH	PREMELT
Temperatura	°C	25	25,2	780,32	45,11	544,35
Presión	bar	1	1	1	1	1
Flujo	mol/t	65618,10	273	71881,76	18618,68	30500,44
	kg/t	1893,11	98,48	1991,59	1152,02	3163,62
Composición	%vol	79%	94,77%	72,12%	74,16%	57,28%
		N ₂	CH ₄	N ₂	SiO ₂	N ₂
		21%	3,94%	19,17%	9,67%	15,26%
		O ₂	H ₂	O ₂	Na ₂ O	SiO ₂
			0,8%	8,71%	8,91%	15,23%
			CO ₂	CH ₄	CaO	O ₂
			0,5%		3,31%	6,56%
			H ₂ O		MgO	CH ₄
					0,99%	1,99%
					CaMgC ₂ O ₆	Na ₂ O
					0,08%	1,83%
					Na ₂ SO ₄	CaO
						0,68%
						MgO
				0,59%		
				Na ₂ CO ₃		
				0,27%		
				H ₂		
				0,2%		
				CaMgC ₂ O ₆		
				0,06%		
				CO ₂		
				0,03%		
				H ₂ O		
				0,02%		
				Na ₂ SO ₄		

Tabla 83 - Listado de corrientes en variante 1 (7)

		FLUE 1-1	FLUE1-2	FLUE1-3	SO3	POSTMELT
Temperatura	°C	1500	847	847	847	1500
Presión	bar	1	1	1	1	1
Flujo	mol/t	72678,99	72678,99	72664,31	14,08	18803,06
	kg/t	2032,62	2032,62	2031,49	2	1111
Composición	%vol	71,33%	71,33%	71,34%	100%	73,44%
		N ₂	N ₂	N ₂	SO ₃	SiO ₂
		16,72%	16,72%	16,72%		12,51%
		H ₂ O	H ₂ O	H ₂ O		Na ₂ O
		9,48%	9,48%	9,49%		9,8%
		CO ₂	CO ₂	CO ₂		CaO
		2,46%	2,46%	2,46%		4,26%
		O ₂	O ₂	O ₂		MgO
		0,02%	0,02%			
		SO ₃	SO ₃			

Tabla 84 - Listado de corrientes en variante 1 (8)

		AIR2	NATGAS2	FUEL2	PREREF	FLUE2
Temperatura	°C	25	25	24,99	1342,45	1500
Presión	bar	1	1	1	1	1
Flujo	mol/t	5960,84	569	6529,84	25332,9	6529,84
	kg/t	1893,11	9,13	181,1	1292,10	181,1
Composición	%vol	79%	100%	72,12%	54,51%	72,12%
		<i>N₂</i>	<i>CH₄</i>	<i>N₂</i>	<i>SiO₂</i>	<i>N₂</i>
		21%		19,17%	18,59%	17,43%
		<i>O₂</i>		<i>O₂</i>	<i>N₂</i>	<i>O₂</i>
				8,71%	9,28%	8,71%
				<i>CH₄</i>	<i>Na₂O</i>	<i>CH₄</i>
					7,27%	1,74%
					<i>CaO</i>	<i>O₂</i>
					4,94%	
					<i>O₂</i>	
			3,16%			
			<i>MgO</i>			
			2,25%			
			<i>CH₄</i>			

Zona 3

Tabla 85 - Listado de corrientes en variante 1 (9)

		POSTREF	FORMED	FORMCOOL	BLOWN	PREANN
Temperatura	°C	1500	700	500	500	466,44
Presión	bar	1	4,5	1	1	1
Flujo	mol/t	18803,06	18803,06	18803,06	18430,72	21563,67
	kg/t	1111	1111	1111	1089	1175,89
Composición	%vol	73,44%	73,44%	73,44%	73,44%	62,77%
		<i>SiO₂</i>	<i>SiO₂</i>	<i>SiO₂</i>	<i>SiO₂</i>	<i>SiO₂</i>
		12,51%	12,51%	12,51%	12,51%	10,69%
		<i>Na₂O</i>	<i>Na₂O</i>	<i>Na₂O</i>	<i>Na₂O</i>	<i>Na₂O</i>
		9,8%	9,8%	9,8%	9,8%	10,48%
		<i>CaO</i>	<i>CaO</i>	<i>CaO</i>	<i>CaO</i>	<i>N₂</i>
		4,26%	4,26% <i>MgO</i>	4,26%	4,26%	8,38%
		<i>MgO</i>		<i>MgO</i>	<i>MgO</i>	<i>CaO</i>
				3,64%		
				<i>MgO</i>		
				2,79%		
				<i>O₂</i>		
				1,27%		
				<i>CH₄</i>		

Tabla 86 - Listado de corrientes en variante 1 (12)

		AIR3	NATGAS3	FLUE3	POSTANN	REJECTED
Temperatura	°C	25	25	580	25	500
Presión	bar	1	1	1	1	1
Flujo	mol/t	2859,95	273	3132,95	18430,72	372,34
	kg/t	82,51	4,38	86,89	1089	22
Composición	%vol	79%	100%	72,12%	73,44%	73,44%
		<i>N₂</i>	<i>CH₄</i>	<i>N₂</i>	<i>SiO₂</i>	<i>SiO₂</i>
		21%		17,43%	12,51%	12,51%
		<i>O₂</i>		<i>H₂O</i>	<i>Na₂O</i>	<i>Na₂O</i>
				8,71%	9,8%	9,8%
				<i>CO₂</i>	<i>CaO</i>	<i>CaO</i>
				1,74%	4,26% <i>MgO</i>	4,26% <i>MgO</i>
				<i>O₂</i>		4,26% <i>MgO</i>

Tabla 87 - Listado de corrientes en variante 1 (11)

		DEFECTIV	ICULLET	GLASS
Temperatura	°C	25	136,51	15
Presión	bar	1	1	1
Flujo	mol/t	1506,28	1876,61	16924,45
	kg/t	89	111	1000
Composición	%vol	73,44%	73,44%	73,44%
		<i>SiO₂</i>	<i>SiO₂</i>	<i>SiO₂</i>
		12,51%	12,51%	12,51%
		<i>Na₂O</i>	<i>Na₂O</i>	<i>Na₂O</i>
		9,8%	9,8%	9,8%
		<i>CaO</i>	<i>CaO</i>	<i>CaO</i>
		4,26%	4,26%	4,26%
		<i>MgO</i>	<i>MgO</i>	<i>MgO</i>

Anexo.3.3.- Reactor de Metanación

Zona 1

Tabla 88 - Listado de corrientes en variante 1 (12)

		CO2IN	H2IN	H2COMP	MIX1	MIXHEAT
Temperatura	°C	179,31	25	149,56	158,5	250
Presión	bar	5	1,5	5	5	5
Flujo	mol/t	9144,80	31726,28	31726,28	40871,08	40871,08
	kg/t	369,75	63,98	369,75	433,73	433,75
Composición	%vol	86,73%	100%	100%	77,82%	77,82%
		CO ₂	H ₂	H ₂	H ₂	H ₂
		12,29%			19,41%	19,41%
		H ₂ O			CO ₂	CO ₂
		0,88%			2,75%	2,75%
		H ₂			H ₂ O	H ₂ O
			0,02%	0,02%		
			O ₂	O ₂		

Zona 2

Tabla 89 - Listado de corrientes en variante 1 (13)

		MIX2	MIX3	WATER1	MIXHEAT2	MIX4
Temperatura	°C	350	100	100	250	300
Presión	bar	5	5	5	5	5
Flujo	mol/t	25768,31	11758,83	31726,28	11758,83	11121,89
	kg/t	433,73	181,34	252,39	181,34	181,34
Composición	%vol	63,02%	64,17%	100%	64,17%	70,71%
		H ₂ O	CH ₄	H ₂ O	CH ₄	CH ₄
		29,29%	18,96%		18,96%	25,75%
		CH ₄	H ₂ O		H ₂ O	H ₂ O
		6,21%	13,60%		13,60%	2,94%
		H ₂	H ₂		H ₂	H ₂
		1,49%	3,25%		3,25%	0,59%
		CO ₂	CO ₂		CO ₂	CO ₂
0,01%	0,02%		0,02%			
	CO		CO	CO		

Tabla 90 - Listado de corrientes en variante 1 (14)

		WATER2	CH4OUT
Temperatura	°C	25	25
Presión	bar	5	5
Flujo	mol/t	2823,18	8298,71
	kg/t	50,86	130,48
Composición	%vol	100%	94,77%
		<i>H₂O</i>	<i>CH₄</i>
			3,94%
			<i>H₂</i>
			0,80%
	<i>CO₂</i>		
		0,50%	
		<i>H₂O</i>	

Anexo.3.4.- Electrolizador PEM

Zona 1

Tabla 91 - Listado de corrientes en variante 1 (15)

		WATERIN	WATERMIX	WATERH2	WATERO2	WATERHOT
Temperatura	°C	25	25,01	25	25	25,01
Presión	bar	1	1	1,5	1,5	1,5
Flujo	mol/t	32765,40	95512,18	12000,58	50746,20	95512,18
	kg/t	590,28	1725,24	216,19	918,77	1725,24
Composición	%vol	100%	99,66%	100%	99,36%	99,66%
		<i>H₂O</i>	<i>H₂O</i>	<i>H₂O</i>	<i>H₂O</i>	<i>H₂O</i>
			0,34%		0,64%	0,34%
			<i>O₂</i>		<i>O₂</i>	<i>O₂</i>

Tabla 92 - Listado de corrientes en variante 1 (16)

		PREREAC	POSTREAC
Temperatura	°C	80	90
Presión	bar	1,5	1,5
Flujo	mol/t	95512,18	111376,50
	kg/t	1725,24	1725,24
Composición	%vol	99,66%	56,98%
		<i>H₂O</i>	<i>H₂O</i>
		0,34%	28,49%
		<i>O₂</i>	<i>H₂</i>
		14,54%	<i>O₂</i>

Zona 2

Tabla 93 - Listado de corrientes en variante 1 (17)

		H2-1	H2-2	H2-3	PURGE1	PURGE2
Temperatura	°C	90	25	25	25	25
Presión	bar	1,5	1,5	1,5	1,5	1,5
Flujo	mol/t	44417,74	32417,16	31726,28	690,88	345,87
	kg/t	292,62	76,43	63,98	12,45	6,23
Composición	%vol	71,43%	97,87%	100%	100%	100%
		<i>H₂</i>	<i>H₂</i>	<i>H₂</i>	<i>H₂O</i>	<i>H₂O</i>
		28,57%	2,13%			
		<i>H₂O</i>	<i>H₂O</i>			

Tabla 94 - Listado de corrientes en variante 1 (18)

		O2-1	O2-2	O2-3
Temperatura	°C	90	25	25
Presión	bar	1,5	1,5	1,5
Flujo	mol/t	66958,76	16212,56	15866,69
	kg/t	1432,62	513,85	507,62
Composición	%vol	75,82%	97,85%	99,98%
		<i>H₂O</i>	<i>O₂</i>	<i>O₂</i>
		24,18%	2,13%	0,02%
		<i>O₂</i>	<i>H₂O</i>	<i>H₂</i>
			0,02%	
		<i>H₂</i>		

Anexo.3.5.- Calcium Looping

Zona 1

Tabla 95 - Listado de corrientes en variante 1 (19)

		CO25BAR	CO21BAR	CO2COLD	PURGE
Temperatura	°C	179,31	9144,82	50	50
Presión	bar	5	1	1	1
Flujo	mol/t	9144,82	9144,82	11910,36	2765,54
	kg/t	369,75	369,75	420,14	50,39
Composición	%vol	86,73%	86,73%	66,77%	99,22%
		CO ₂	CO ₂	CO ₂	H ₂ O
		12,29%	12,29%	32,47%	0,78%
		H ₂ O	H ₂ O	H ₂ O	CO ₂
		0,88%	0,88%	0,68%	
		H ₂	H ₂	H ₂	
	0,1%	0,1%			
	O ₂	O ₂			

Tabla 96 - Listado de corrientes en variante 1 (20)

		CO2HOT	CO2HOT-2
Temperatura	°C	949,53	949,53
Presión	bar	1	1
Flujo	mol/t	26460,54	11910,36
	kg/t	933,39	420,14
Composición	%vol	66,77%	66,77%
		CO ₂	CO ₂
		32,47%	32,47%
		H ₂ O	H ₂ O
		0,68%	0,68%
		H ₂	H ₂
	0,08%	0,08%	
	O ₂	O ₂	

Zona 2

Tabla 97 - Listado de corrientes en variante 1 (21)

		RECIRC	O2	CH4	CALCFUEL	MAKEUP
Temperatura	°C	949,53	25,07	25,2	23,88	25
Presión	bar	1	1,5	5	1,5	1
Flujo	mol/t	14550,16	3867,16	2035,05	5902,21	316,22
	kg/t	513,25	123,72	32	155,72	31,65
Composición	%vol	66,77%	99,98%	94,77%	65,51%	100%
		CO ₂	O ₂	CH ₄	O ₂	CaCO ₃
		32,47%	0,02%	3,94%	32,68%	
		H ₂ O	H ₂	H ₂	CH ₄	
		0,68%		0,5%	1,37%	
		H ₂		H ₂ O	H ₂	
	0,08%			0,17%		
	O ₂			H ₂ O		

Tabla 98 - Listado de corrientes en variante 1 (22)

		POSTCALC	RICHIN	LEANOUT
Temperatura	°C	949,53	875,48	949,53
Presión	bar	1	1	1
Flujo	mol/t	90020,65	63243,89	63560,11
	kg/t	4497,68	3797,05	3564,29
Composición	%vol	70,61%	91%	100%
		CaO	CaO	CaO
		19,63%	9%	
		CO ₂	CaCO ₃	
		9,54%		
		H ₂ O		
		0,2%		
H ₂				
0,02%				
O ₂				

Zona 3

Tabla 99 - Listado de corrientes en variante 1 (23)

		CLEAN	CLEANOUT	RICHOUT	LEANIN	FLUE
Temperatura	°C	650	90	650	700	847
Presión	bar	1	1	1	1	1
Flujo	mol/t	60983,56	60983,56	63243,89	63560,11	66675,52
	kg/t	1613,54	1613,54	3797,05	3564,29	1864,04
Composición	%vol	78%	78%	91%	100%	71,34%
		N ₂	N ₂	CaO	CaO	N ₂
		18,28%	18,28%	9%		16,72%
		H ₂ O	H ₂ O	CaCO ₃		H ₂ O
		2,68%	2,68%			9,49%
		O ₂	O ₂			CO ₂
		1,04%	1,04%			2,46%
CO ₂	CO ₂			O ₂		

Tabla 100 - Listado de corrientes en variante 1(24)

		OXCALC	SPENT	POSTCARB
Temperatura	°C	700	700	650
Presión	bar	1	1	1
Flujo	mol/t	63243,89	316,22	124227,46
	kg/t	3546,55	17,73	5410,60
Composición	%vol	100%	100%	46,33%
		CaO	CaO	CaO
				38,29%
				N ₂
				8,97%
				H ₂ O
				4,58%
				CaCO ₃
				1,32%
		O ₂		
		0,51%		
		CO ₂		

Anexo.4.- Variante 2

La única diferencia con el modelo integrado 1 son las corrientes NATGAS2, NATGAS3, AIR2, AIR3, FLUE2 y FLUE3. Se incluyen estas 6 corrientes [Tabla 101] [Tabla 102].

Las corrientes AIR2 y AIR3 mantienen su nombre, pero ahora transportan oxígeno.

Tabla 101 - Listado de corrientes en variante 2 (1)

		NATGAS2	NATGAS3	AIR2
Temperatura	°C	450	450	650
Presión	bar	1	1	1
Flujo	mol/t	151,19	210	302,48
	kg/t	2,43	3,37	9,68
Composición	%vol	100%	100%	99,98%
		<i>CH₄</i>	<i>CH₄</i>	<i>O₂</i>
				0,02%
				<i>H₂</i>

Tabla 102 - Listado de corrientes en variante 2 (2)

		AIR3	FLUE2	FLUE3
Temperatura	°C	650	1500	580
Presión	bar	1	1	1
Flujo	mol/t	420,12	453,64	630,08
	kg/t	13,44	12,1	16,81
Composición	%vol	99,98%	66,67%	66,67%
		<i>O₂</i>	<i>H₂O</i>	<i>H₂O</i>
		0,02%	33,33%	33,33%
		<i>H₂</i>	<i>CO₂</i>	<i>CO₂</i>

Tabla 104 - Listado de corrientes en variante 3 (1)

		PRECOND	PREPUMP	LIQ4-1	LIQ4-2	FLASHVAP
Temperatura	°C	35,32	32	32	144	144,73
Presión	bar	0,048	0,048	4	4	4
Fracción vapor	%	0,91	0	0	0	1
Flujo	kg/t	800	800	800	800	160

Tabla 105 - Listado de corrientes en variante 3 (2)

		FLASHLIQ	LIQ130-1	LIQ130-2	LIQ130-3	VAP130-1
Temperatura	°C	144,73	144,73	145,98	145,98	329,93
Presión	bar	4	4	130	130	130
Fracción vapor	%	0	0	0	0	1
Flujo	kg/t	640	582,40	582,40	582,40	582,40

Tabla 106 - Listado de corrientes en variante 3 (3)

		VAP130-2	LIQ28-1	LIQ28-2	LIQ28-3	VAP28-1
Temperatura	°C	565	144,73	144,97	229	229,88
Presión	bar	130	4	28	28	28
Fracción vapor	%	1	0	0	0	1
Flujo	kg/t	582,40	57,60	57,60	57,60	57,60

Tabla 107 - Listado de corrientes en variante 3 (4)

		VAP28-2	HPSTR	IPSTR-1	IPSTR-2	LPSTR
Temperatura	°C	331	323,51	324,18	565	283,39
Presión	bar	28	28	28	28	4
Fracción vapor	%	1	1	1	1	1
Flujo	kg/t	57,60	582,40	640	640	640