



Universidad
Zaragoza

Trabajo Fin de Grado

Diseño de la recuperación de calor en un sistema de combustión con transportadores de oxígeno utilizando biomasa como combustible y captura de CO₂

Autora

Laura Fortea Ferra

Director

Luis Miguel Romeo

Escuela de Ingeniería y Arquitectura
2022

ÍNDICE

1. INTRODUCCIÓN	- 1 -
2. DESCRIPCIÓN DE UNA INSTALACIÓN DE COMBUSTIÓN CON TRASPORTADORES DE OXÍGENO.	- 4 -
a. Elección del transportador de oxígeno	- 5 -
b. Selección de la biomasa	- 7 -
3. DIMENSIONAMIENTO DE UNA INSTALACIÓN DE COMBUSTIÓN CON TRASPORTADORES DE OXÍGENO	- 9 -
a. Cálculo del oxígeno necesario para la combustión	- 9 -
b. Cantidad de transportador necesario	- 10 -
c. Cantidad de aire necesario.....	- 11 -
d. Flujos energéticos de la parte del combustible.	- 13 -
4. INTEGRACIÓN ENERGÉTICA PARA LA PRODUCCIÓN DE LA ENERGÍA ELÉCTRICA.	- 14 -
a. Circuito del reactor de.....	- 14 -
b. Circuito del reactor de combustible.....	- 16 -
c. Circuito de vapor de agua supercrítico	- 18 -
d. Análisis exergético.....	- 21 -
5. ANÁLISIS DE SENSIBILIDAD	- 23 -
a. $\Phi=1$	- 23 -
b. $\Phi =1,5$	- 24 -
6. CONCLUSIONES	- 25 -
BIBLIOGRAFÍA.....	- 27 -
ANEXOS	- 28 -
1. Esquema completo de la instalación.....	- 28 -
2. Resultados del sistema original ($\Phi =1,2$).....	- 29 -
3. Resultados del sistema con $\Phi =1$	- 29 -
4. Resultados del sistema con $\Phi =1,5$	- 30 -

RESUMEN

Hoy en día, el problema medioambiental creado por el exceso de las emisiones de dióxido de carbono se ha vuelto un importante aspecto a tener en cuenta para toda la sociedad. Cada vez más la población está más concienciada en intentar cambiar pequeños hábitos de su vida diaria para mejorar ya que los niveles de CO₂ han llegado ya a niveles muy preocupantes. Esto supone un reto para todos, pero especialmente supone un reto a los investigadores y gobiernos que tienen que aportar soluciones para aplicar a niveles industriales para poder cumplir con los objetivos de los objetivos que se van marcando internacionalmente con respecto a este tema.

Una opción que lleva siendo investigada durante muchos años es el uso de biomasa como alternativa como combustible con emisiones neutras de CO₂. En este aspecto se están investigando residuos, en su mayoría vegetales, y recursos fáciles de obtener y producir, que además tengan altos poderes caloríficos. Si a esto se le suma un proceso donde se almacene el CO₂ tras la combustión de esta biomasa, se tendría un proceso con emisiones negativas. Esto se puede conseguir, entre otros, mediante un proceso llamado combustión con transportadores de oxígeno o Chemical Looping. Es un proceso que consiste en una combustión en la en vez de aire solo se introduce oxígeno en el reactor, para disminuir la creación de NO_x y facilitar la formación únicamente de CO₂ que se capturará posteriormente. El oxígeno es liberado por un óxido metálico que se reduce en el reactor de combustible posteriormente de haberse oxidado en otro reactor con aire. Por lo que este óxido metálico esta recirculando en un ciclo redox.

En este trabajo se va a diseñar una instalación con una caldera con este funcionamiento de recuperación de CO₂ usando como combustible biomasa y evaluar los resultados de las potencias y rendimiento obtenidos. Se va a estudiar primero la biomasa y óxido metálico a utilizar en la instalación. Tras esto, se estudiará el proceso de combustión que tiene lugar y el cómo se puede aprovechar la energía generada por la combustión. Para ello habrá que examinar las propiedades termodinámicas y balances energéticos de los ciclos añadidos a la caldera para el uso de esta energía. Por último, se estudiará la eficiencia de la instalación y se realizará un análisis de sensibilización comparando como cambia el rendimiento de la central.

1. INTRODUCCIÓN

Desde la revolución industrial a mediados del siglo XIX se ha visto como las emisiones de dióxido de carbono han ido aumentando progresivamente con el paso de los años, a cada vez a un ritmo más preocupante. Ahora que ya se conocen la problemática que puede tener las emisiones, los países están empezando a tomar medidas para encontrar soluciones a las consecuencias. Se está invirtiendo en la investigación e implantación de nuevas tecnologías más verdes. Según el Grupo Intergubernamental de Expertos sobre el Cambio Climático (IPCC), hay un 95% de certeza de que la actividad humana es la causa principal del calentamiento global[1]. Este informe concluye que cuanto mayor sea la perturbación de la actividad humana sobre el clima, mayores serán los riesgos de impactos graves, generalizados e irreversibles en las personas y ecosistemas, y más duraderos serán los efectos.

Como se ha dicho anteriormente, este aumento de CO₂ en la atmósfera tiene consecuencias negativas para el planeta tierra. Para empezar, hay una pérdida de la biodiversidad. El cambio de clima afecta al equilibrio del ecosistema que deriva en problemáticas, generalmente para la fauna y la flora que habitan en ese lugar, sobre todo preocupan los lugares más sensibles a estos cambios. Con la subida de la temperatura también afectará al aumento de tormentas torrenciales tras periodos de sequías.[2] También contribuye a la acidificación y cambios de salinidad de los océanos. Esto causa muchos problemas a la biodiversidad que está en ellos. Por último, el cambio más notable del exceso de emisiones de CO₂, es el famoso efecto invernadero, principal causa del cambio climático.

Las trayectorias de concentración representativas (RCP), utilizadas para hacer proyecciones futuras sobre las emisiones de gases de efecto invernadero, describen 4 trayectorias futuras distintas para el siglo XXI. En ellas se incluye un escenario de mitigación estricto (RCP2,6), dos escenarios intermedios (RCP4,5 y RCP6,0) y un escenario con altas emisiones (RCP8,5). La RCP2,6 tiene como objetivo que sea probable mantener el calentamiento global a menos de 2°C por encima de las temperaturas preindustriales. La mayoría de los modelos indican que los escenarios con niveles de forzamiento similares a RCP2,6 se caracterizan por las emisiones negativas netas para 2100.

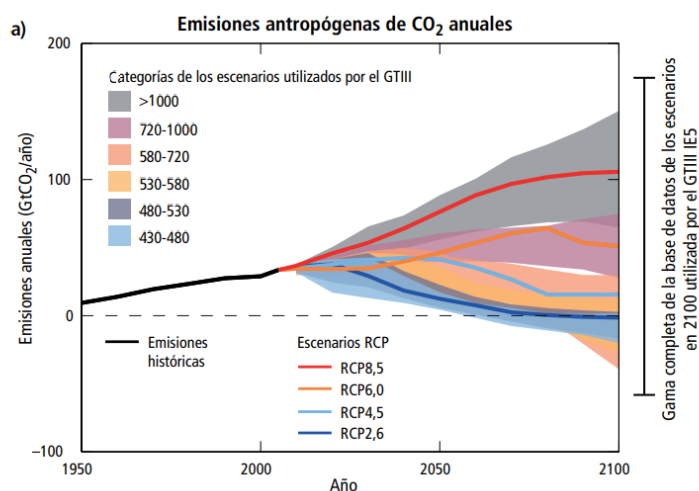


Ilustración 1: Emisiones antropógenas de CO₂ anuales [1]

Tras el fracaso del acuerdo de Kyoto (1990), la Organización de Naciones Unidas apostó por un nuevo tratado, el acuerdo de París de 2015. Su objetivo es limitar el calentamiento global mundial a muy por debajo de 2°C, preferiblemente a 1,5°C en comparación con los niveles preindustriales.

Para disminuir estas emisiones de dióxido de carbono hay varias estrategias a seguir:

- Energías renovables: las energías renovables se obtienen a partir de recursos limpios y prácticamente inagotables que proporciona la naturaleza. Con el uso de estos recursos, se puede crear energía de una forma más natural sin emitir CO₂ a la atmósfera a la hora de conseguir la energía. Entre ellas se encuentran la energía eólica, fotovoltaica, hidroeléctrica, mareomotriz, biomasa... Con la inversión y la investigación en las renovables, han ido aumentando su presencia en el mundo, hasta niveles en los que hay en países que han superado por amplia mayoría a los combustibles fósiles entre ellos Dinamarca o Uruguay. Algunas de estas fuentes de energía son económicamente competitivas con las energías convencionales como por ejemplo la energía eólica, las centrales hidráulicas (<10MW de potencia nominal) y las instalaciones solares térmicas de baja temperatura.

- Energía nuclear: otro tipo de energía alternativa a los combustibles fósiles es la energía nuclear. En esta energía se usan reacciones químicas (sobre todo con uranio) para conseguir energía térmica y transformarla en energía mecánica y posteriormente en energía eléctrica. Son centrales que pueden producir una gran cantidad de energía, sin emitir CO₂, ya que solo emiten vapor al ambiente, pero a su vez, también se están produciendo residuos radioactivos. Estos residuos no tienen ningún uso posterior y son difíciles de eliminar. Esta gestión nos devuelve a la situación en la que hay un proceso con el que se obtiene mucha energía, pero también está generando algo difícil de eliminar y perjudicial para el medioambiente. Aparte de esto también hay que tener mucho cuidado en su mantenimiento puesto que una fuga de esta radiación tiene consecuencias desastrosas para la zona que rodea la central.

- Combustión con captura del CO₂: El propósito de la captura de CO₂ es producir una corriente concentrada de este gas que puede ser directamente transportada a un almacén de CO₂. A pequeña escala se empiezan a ver ejemplos de captura con almacenamiento, pero aún no se ha implementado en plantas de gran tamaño. Hay tres maneras de captura del CO₂ a nivel industrial: los sistemas de postcombustión que separan el CO₂ de los gases de escape producidos por la combustión convencional de carbón, gas natural, aceites o biomasa, en aire; la oxicomustión, que consiste en quemar un combustible usando oxígeno puro para el proceso en vez de aire, para que los gases de escape sean solo CO₂ y vapor de agua para que este flujo esté listo para ser capturado fácilmente; y por último el sistema de precombustión que procesa el combustible primario en un reactor para producir flujos separados de CO₂ para almacenaje e hidrógeno que se usa como combustible. Esta tecnología sigue en desarrollo por lo que todavía no es totalmente rentable económicamente, pero se calcula que a lo largo de la próxima década su coste disminuirá entre un 20 y un 30% por lo que conseguirá poder entrar a competir económicamente en el mercado[3].

- Ahorro energético: otra forma de reducir las emisiones es reducir el consumo energético. La forma más simple de no generar es no gastar. Cada vez más la gente se está concienciando más del ahorro energético, en especial con la actual crisis energética. Son pequeños cambios a los que se tienen que adaptar la población y la industria que pueden generar un ahorro

muy significativo de energía, reduciendo no solo las emisiones de carbono sino también el gasto en la obtención de estas energías.

- *Eficiencia*: como en todos los procesos, si se mejora la eficiencia del proceso, se obtiene más energía por menos gasto. Con investigación, y por lo tanto con su debida inversión económica en financiarla, se puede conseguir mejoras en el proceso. Estas mejoras conllevarán un aumento en la producción de energía con la misma cantidad del recurso gastado anteriormente, o una disminución de emisiones contaminantes en el proceso. Esta es una opción importante, aunque puede llevar mucho tiempo llegar a un aumento de la eficiencia que resulte rentable o viable.

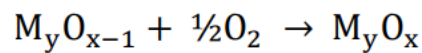
Entre todas estas opciones, en este proyecto se va a estudiar la opción de la captura del CO₂. Una técnica que se está estudiando sobre esta tecnología es la captura de dióxido de carbono mediante transportadores de oxígeno. También conocido como Chemical Looping. Se trata de un proceso de oxidación en el que existen dos reactores separados para gestionar una combustión con oxígeno puro. Se compone de un reactor en el que se captura el oxígeno del aire con la oxidación de un óxido metálico, el cual va a circular hasta el segundo reactor donde se reducirá liberando el oxígeno y se producirá la combustión. El proceso se explicará más adelante.

Los objetivos de este Trabajo de Fin de Grado son la integración energética para producir energía mediante un sistema de transportadores de oxígeno con biomasa. Para esto hay que dimensionar los reactores de aire y combustible, elegir el óxido metálico más adecuado, dependiendo de las características de este y las condiciones de operación del sistema. Se utiliza biomasa debido a que es un combustible neutro en emisiones y el objetivo es tener un sistema de captura de CO₂ con emisiones negativas

Se busca cuantificar las emisiones de CO₂ que se van a emitir y la potencia que se podrá obtener por una cantidad de biomasa fijada.

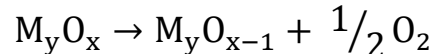
2. DESCRIPCIÓN DE UNA INSTALACIÓN DE COMBUSTIÓN CON TRASPORTADORES DE OXÍGENO.

La combustión con transportadores de oxígeno es una tecnología en auge muy prometedora con respecto a su viabilidad económica y beneficio para el cambio climático. Este proceso se basa en una combustión separada en dos reactores de lecho fluidizado, el de aire y el de combustible. Se utilizan reactores diferentes para poder hacer más fácil y eficiente la captura del CO₂. En el reactor de aire se va a introducir una corriente de aire previamente comprimido y calentado para llevarlo a las condiciones que nos interesan. Ese aire se va a calentar, de una manera que se verá posteriormente, y se va a usar el mayor contenido de oxígeno como sea posible para llevarlo al reactor de combustión. El resto de aire que no se use (rico en nitrógeno), volverá a salir del reactor. La captura del oxígeno se va a realizar mediante los transportadores de oxígeno. Este va a ser un óxido metálico que se oxida y reduce en bucle. Para capturar el oxígeno, el compuesto tendrá que oxidarse de la siguiente manera:



Ecuación 1

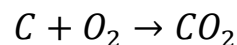
Esta reacción que tendrá lugar en el reactor de aire capturará el oxígeno y se recirculará hasta el reactor de combustible. Una vez en el reactor de combustible, el transportador de oxígeno va a sufrir una reacción de reducción, en la que se libere el oxígeno capturado del aire, creando un espacio rico en oxígeno.



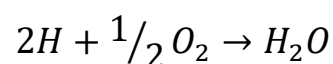
Ecuación 2

Con esto se va a producir la reacción de combustión real. En el reactor de combustible va a entrar un flujo de biomasa sin pretratamiento, y se le va a aplicar un calor. Esto va a hacer que la biomasa combustione junto al oxígeno liberado liberando energía en el proceso.

La combustión va a crear CO₂, vapor de agua y cenizas. El carbón presente en la biomasa reaccionará con el oxígeno liberando CO₂, el hidrógeno se convertirá en vapor de agua y el resto de los componentes saldrán como cenizas. Estas cenizas se quedarán en el fondo del reactor y se tratarán para separar el óxido de metal que tiene que volver a recircular hacia el reactor de aire de ellas.



Ecuación 3



Ecuación 4

Diseño de la recuperación de calor en un sistema de combustión con transportadores de oxígeno utilizando biomasa como combustible y captura de CO₂

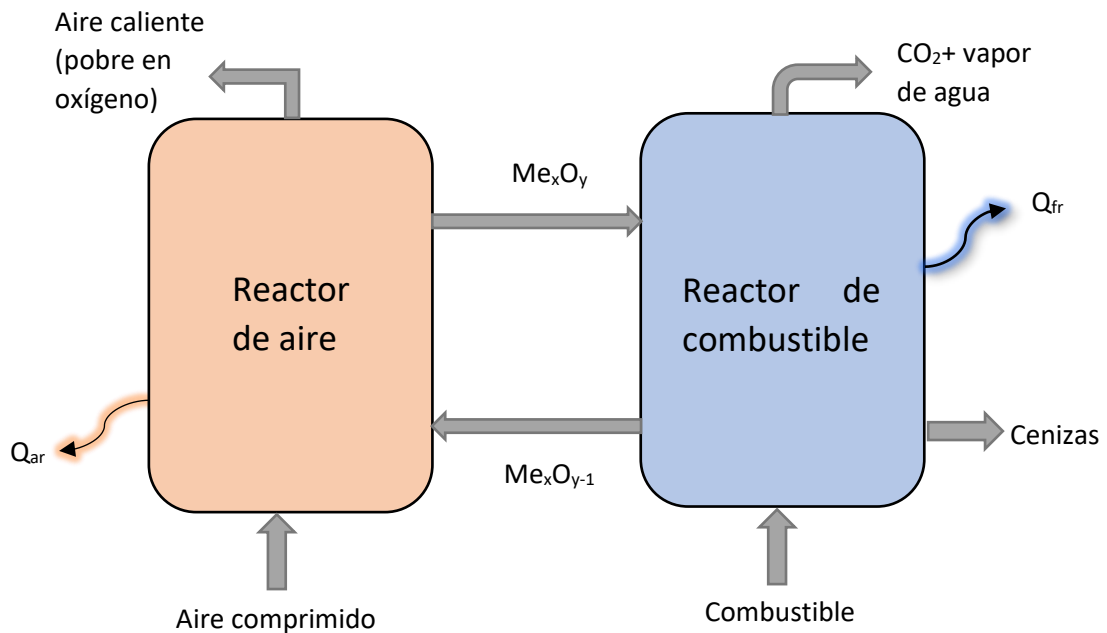


Ilustración 2: Esquema del funcionamiento de la combustión por transportadores de oxígeno

Para que se produzca la combustión completa de la forma más eficaz y económica posible hay que tener en cuenta algunos parámetros. Dos de los parámetros más importantes a elegir son el transportador de oxígeno y la biomasa que se va a usar.

a. Elección del transportador de oxígeno

Tras la innovación en el uso de muchos reactivos, se siguen investigando nuevos compuestos para maximizar el rendimiento y viabilidad económica de este método de combustión. Es una elección importante para el proyecto ya que el óxido metálico va a ser en encargado de realizar el intercambio entre el reactor de aire y de combustión. Tras varios estudios con distintos parámetros y metales se ha deducido que las principales características que tiene que cumplir el óxido para ser un buen candidato serían las siguientes[4]:

- Reactividad con el combustible: tiene que reaccionar bien con el combustible seleccionado para trabajar ya que aumentará el aprovechamiento de este y también influirá en las emisiones a la atmósfera. Debe tener una buena capacidad de reducción y oxidación.
- Calor liberado: será mejor seleccionar un transportador con capacidad de liberar calor en el reactor de combustible y no uno que necesite energía calorífica para poder desprenderse del oxígeno.
- Formación de indeseados: en la combustión se pueden formar compuestos que no se necesitan y que pueden ser perjudiciales para el proceso o para el medio ambiente lo que llevaría a un mayor coste de la instalación y mantenimiento. Se pueden formar gases de síntesis, derivados del azufre o depósitos de carbono. Para evitar esto se tiene que producir una combustión completa con alta presencia de oxígeno (por eso es importante la capacidad de capturar y de liberar el oxígeno mediante el transportador)

- Resistencia mecánica: el compuesto debe tener una alta esperanza de vida en las mismas condiciones de operación que cuando se introduce por primera vez. Este parámetro va a marcar el mantenimiento necesario o el flujo de transportador que hay que añadir al reactor y cada cuanto tiempo hay que volver a hacerlo.
- Alta capacidad de transporte de oxígeno: si este parámetro es alto bajará los costes ya que se necesitará menos cantidad de transportador.
- Masa del transportador: si la densidad del compuesto es más alta se resumirá en mayores costes y mayor mantenimiento.
- Resistencia térmica: tiene que resistir las temperaturas de operación sin que se funda o se destruya para que pueda seguir el ciclo correctamente.
- Coste: el transportador debe ser lo más barato posible ya que se va a tener que usar una gran cantidad de este.
- Impacto medioambiental: también hay que tener en cuenta la cantidad del metal que hay en la tierra para no abusar de este material y su impacto sobre el medioambiente como su toxicidad o contaminación.

Dados todos los parámetros comentados anteriormente se han considerado para este análisis diferentes óxidos metálicos generalmente usados para estos procesos.

Los óxidos con níquel y con cobalto podrían ser buenas opciones por su alta capacidad de transporte de oxígeno (Roc) o la resistencia mecánica[4]. En cambio, también tienen desventajas como su elevado precio y una alta toxicidad que aparte de poner el peligro al trabajador y al medio ambiente, aumentará incluso más el coste de estos materiales al tener que deshacerse de los residuos (en su gran mayoría cenizas) en inmediaciones preparadas especialmente para ello. Por lo tanto, son descartados en esta selección.

Para que no aumente el coste del proceso, un parámetro importante es el pretratamiento que necesitan los minerales antes de poder usarlos. Unas buenas opciones para esto son el hierro, el manganeso y el cobre. Como el hierro y el manganeso tienen las propiedades más influyentes para este proceso muy similares, solo se va a analizar uno de los dos. El compuesto que se va a analizar va a ser el manganeso. De los dos metales hay grandes cantidades en la tierra por lo que no va a ser un problema que puedan escasear. También será un factor económico ya que, con la ley de la oferta y la demanda, cuanto más escasez de este material, más aumentará su precio. Como se ha dicho, esto no será un problema con estos dos compuestos.

El cobre se trata de un metal pesado, con muy alta conductividad térmica y eléctrica, y no magnético. Una de sus características más importantes es que tiene alta resistencia al desgaste lo que es necesario ya que va a estar en circulación a lo largo de los ciclos. Otra capacidad que tiene el cobre es que es "reciclable", es decir, no pierde calidad rápidamente con el uso continuado. También tiene facilidad para la oxidación formando óxido de cobre.

El manganeso se trata de un material muy pesado. Es muy reactivo sobre todo en el estado de polvo, que reacciona con mucha facilidad. Reacciona positivamente a altas temperaturas con el carbono. Aunque la vida útil de este compuesto como transportador de oxígeno es buena, no es tan alta como la del cobre.

Con esto expuesto, se sostiene que el cobre es el mejor metal para realizar la combustión con transportadores de oxígeno. Solo hay un inconveniente. Usar únicamente cobre como componente del transportador de oxígeno encarecería mucho el proceso dado su precio. Es

por esto por lo que se elige un compuesto basado en el cobre, en el que el cobre es el componente principal pero no el único. Este es el Cu60MgAl. Este es preparado mediante secado por pulverización usando MgAl₂O₄ como material inerte.

Este compuesto ha sido investigado para este proceso en los laboratorios por lo que existen datos bibliográficos sobre él. Los valores de los parámetros citados anteriormente sacados experimentalmente son los siguientes:

	Cu60MgAl
Experimental Oxygen transport capacity, R _{OC} (wt%)	6.0
Crushing strength (N)	2.4
Skeletal density (kg/m ³)	4600
Porosity (%)	16.1
Specific surface area, BET (m ² /g)	< 0.5
XRD main phases	CuO, MgAl ₂ O ₄

Tabla 1: Parámetros del Cu60MgAl [5]

Este método de caldera con separación de CO₂ se puede usar con todo tipo de combustibles en la teoría. Los combustibles fósiles van a generar más energía dado que tienen el poder calorífico inferior muy alto, alrededor de valores de 40000 kJ/kg [6]. Energéticamente son los más eficientes, pero también los más contaminantes. Para poder conseguir el objetivo de la convención de París de mantener la temperatura por debajo de 2°C de aumento con respecto al inicio de la revolución industrial, se requieren emisiones negativas, como se explicaba antes. Esto se va a conseguir gracias a la biomasa. Las emisiones negativas necesitan que gracias a la actividad humana se haya capturado más emisiones de las que se están emitiendo. El uso de la biomasa como combustible cumple este requisito. Las plantas necesitan el CO₂ para realizar la fotosíntesis, generando oxígeno en su lugar. Por esta razón es importante también la reforestación en la labor contra el cambio climático. Con esta biomasa que ya ha retirado una parte del CO₂ de la atmósfera, se produce la combustión, tras la cual, los gases de escape no se emiten a la atmósfera, sino que se tratan para capturar el CO₂, creando así las emisiones negativas. Esta tecnología con biomasa está bajo investigación todavía ya que la biomasa tiene menor poder calorífico que los combustibles que se están utilizando como el gas natural. Para este proyecto se ha elegido trabajar con la biomasa, aunque suponga un mayor reto, ya que es el futuro de esta tecnología y el único recurso para poder llegar al objetivo de RCP2,6[1].

b. Selección de la biomasa

Hay muchos tipos diferentes de biomasa que se pueden usar. La elección va a depender del rendimiento térmico que tenga en cada sistema, de las cenizas que produzca, la composición química, de la disponibilidad del recurso...

Para este sistema se ha elegido aserrín de pino por su alto poder calorífico y su baja humedad. En procesos industriales de transformación y elaboración de la madera se generan de 20 a 30% subproductos partiendo de la materia prima original, principal en lugares donde la madera se transforma en muebles[7]. Toda esta cantidad de residuos que se generan pueden utilizarse como biomasa en procesos de combustión. Lo ideal sería ubicar la planta en la que se va a implementar este proceso cerca de alguna industria de

este tipo. Cuanto más cerca esté, menos transporte va a hacer falta para proveer a la instalación con él lo que se va a traducir en una reducción del CO₂ y contaminantes producidos por el transporte por grandes vehículos. En España hay una gran cantidad de bosques de pinos por lo que no tendría que haber inconvenientes. Esta es una de las principales razones por la que la producción de energía con biomasa no tiene una emisión totalmente 0 de CO₂, aunque sigue siendo una de las mejores opciones respecto a sostenibilidad en estos momentos de forma de producir energía con combustibles.

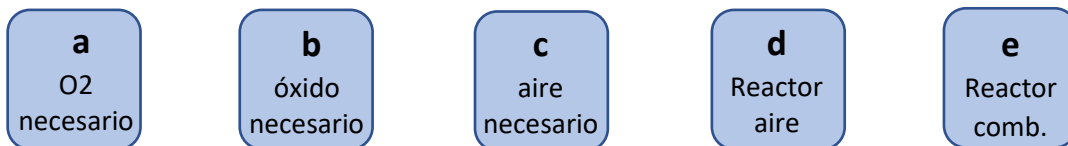
La composición del aserrín de pino tiene un 51,3% de Carbono, un 37,8% de Oxígeno, un 0,3% de Nitrógeno, un 0,4% de compuestos que se convertirán en ceniza, un 6% de Hidrógeno y una humedad del 4,2%. Los porcentajes son máxicos[8].

Pine sawdust	
Proximate Analysis (wt%)	
Moisture	4.2
Volatile matter	81.0
Fixed carbon	14.4
Ash	0.4
Ultimate Analysis (wt%)	
C	51.3
H	6.0
N	0.3
S	0.0
O*	37.8
LHV (kJ/kg)	19158
Ω_{SF} (kg O ₂ /kg biomass)	1.5
*Calculated by difference	

Tabla 2: Parámetros del serrín de pino [8].

3. DIMENSIONAMIENTO DE UNA INSTALACIÓN DE COMBUSTIÓN CON TRANSPORTADORES DE OXÍGENO

Una vez seleccionado el transportador de oxígeno y la biomasa, se puede proceder al cálculo del dimensionamiento de los reactores y de los ciclos. Los flujos de entrada a los reactores que se explicaban en el punto anterior van a sufrir tratamientos previos y posteriores para la optimización del proceso. El flujo de aire que va al reactor de aire hay que calentarlo y subirle la presión para que entre al reactor a 900°C y a 10 bares. La temperatura en el reactor de combustión se va a fijar en 900°C para que todos los volátiles se conviertan completamente y no se produzcan inquemados. También hay que tener en cuenta que el aumento de la temperatura en el reactor de combustión resulta en un aumento de la concentración de CO2 en el flujo de salida. Para compuestos con manganeso va a ser necesario limitar la temperatura del reactor a un máximo de 900°C para facilitar su conversión de Mn3O4 a Mn2O3. Esta misma temperatura se va a considerar constante tanto en la entrada y salida del reactor de aire, los dos flujos de transportadores y la salida del reactor de combustible. Es decir, se va a considerar una temperatura de 900°C para todos los puntos del interior de la caldera. Para el dimensionamiento de la instalación se va a seguir el siguiente esquema que se irá explicando a lo largo del punto 3:



a. Cálculo del oxígeno necesario para la combustión

Lo primero que se va a investigar cuanto oxígeno va a necesitar la biomasa para que combustione por completo, por lo que hay que enfocarse en el reactor de combustión. A este reactor va a entrar un flujo de biomasa (1kg para ver el comportamiento cualitativo de los reactivos y productos) que va a entrar en combustión con una cantidad de oxígeno determinada. Se va a considerar un proceso de combustión completa y estequiométrica. Primero vamos a formular la ecuación de combustión con los coeficientes de la biomasa:



Estos coeficientes son porcentajes máxicos, por lo que, si estamos usando 1 kilogramo de biomasa, estará compuesto de 513 gramos de carbono, 378g de oxígeno, 60g de hidrógeno, 4,2% de humedad, 4g de cenizas y 3g de nitrógeno.

Esta combustión no se va a realizar con aire, sino que se realiza solo con oxígeno por lo que el nitrógeno que se forme vendrá exclusivamente de la biomasa y será en una proporción muy pequeña.

Tras hacer los cálculos en el software de cálculo EES, los resultados de los productos son:

b: 42,75 mol CO₂/kg biomasa = 1,881 kg CO₂/kg biomasa

j: 32,33 mol H₂O/kg biomasa = 0,582 kg H₂O/kg biomasa

k_{est}: 45,94 mol O₂estequimétrico/ kg biomasa = 1,470 kg O₂estequimétrico/kg biomasa

d: 0,21 mol N₂/ kg biomasa = 0,003 kg N₂/kg biomasa

z: 0,004 kg cenizas /kg biomasa

Estos serían los coeficientes y las cantidades necesarias para una reacción estequiométrica. Por lo que se puede ver, se van a formar 1,881 kg CO₂/kg biomasa y 0,582 kg H₂O/kg biomasa. Estos van a salir en forma de gases de escape, con un flujo másico total de 2,46 kg y se aprovechará su energía posteriormente mediante un proceso de recuperación de energía. De los gases producidos en la combustión el 76,37% será CO₂ y el 23,63% vapor de agua. El dato que es más interesante en este punto es el oxígeno. Este muestra cual va a ser la cantidad mínima de oxígeno que vamos a tener que capturar en el reactor de aire y posteriormente transportar hasta el reactor de combustible con el óxido metálico, de la forma que se explicará posteriormente. En la Tabla 8, la relación entre el oxígeno necesario para la reacción (estequimétrico) y la cantidad de biomasa introducida que entra en combustión es de 1,5 kg de O₂/ kg de biomasa. El dato obtenido es de 1,47 kg de O₂/ kg de biomasa por lo que se puede afirmar que el cálculo teórico coincide con los resultados experimentales.

$$\frac{1,47}{1,00} = 1,47 \sim 1,5$$

Ecuación 5

Con esta información podemos pasar al siguiente punto que será averiguar cuál es la cantidad de óxido metálico (Cu₆₀MgAl) va a ser necesario para transportar este oxígeno.

Si el proceso fuera ideal, la cantidad obtenida de oxígeno sería la que se va a utilizar en el proceso real, pero no es así. Según se ha comprobado en la experimentación, debido a las ineficiencias en el proceso de captura del óxido y el proceso de combustión mediante transportadores de oxígeno, el oxígeno total que se va a tener que insertar va a ser 1,2 veces mayor [8] del necesario. Por lo tanto, en total el oxígeno necesario va a ser de 1,764 kg de O₂/ kg de biomasa.

b. Cantidad de transportador necesario

Como se ha dicho antes, el oxígeno que entra en el reactor es el factor que va a marcar cuánto óxido metálico hay que introducir en el reactor de combustible, que será el mismo que se produzca en el reactor de aire. El transportador suministrará el oxígeno al reactor al reducirse. Se procede a averiguar cuál es la cantidad de óxido metálico que necesitamos suministrar en el sistema de bucles químicos. La reacción de reducción va a ser la siguiente:



Ecuación 6

Una vez introducido el CuO en el reactor de combustible, este se disociará en una cantidad de Cu₂O y los 1,764 kg de oxígeno que se necesitan. Como se puede ver en la *ecuación 6*, 2 partes de CuO se van a reducir en 1 parte de Cu₂O y 0,5 partes de oxígeno. Mediante estas

relaciones molares se aplica proporcionalmente a la cantidad de la reacción real. Se comienza desde los 55,13 moles de oxígeno que se tienen que formar, y se calcula cual es la cantidad necesaria de CuO para que al reducirse produzca esta cantidad de oxígeno. Una vez conocida la cantidad de óxido CuO que introducimos, se podrá averiguar cuanto Cu₂O se forma en la reducción. En el reactor de aire la reacción ocurrirá en sentido inverso. El óxido Cu₂O se oxidará capturando el oxígeno del aire que se incorpora al reactor, reaccionando y pasando a ser CuO.

Esto es lo que pasaría en un proceso ideal con un rendimiento del 100%, pero esto no ocurre. La capacidad de reducción del óxido bajo una determinada temperatura puede no ser perfecta por lo que es conveniente el sobredimensionamiento del sistema. Otra razón por la que hay que introducir este exceso de oxígeno es porque el tiempo de remanso del reactor de combustible entre la biomasa y el oxígeno es reducido por lo que si se dispone de más oxígeno este tiempo puede ser menor. En el proceso real, el oxígeno que tiene que suministrar el óxido va a tener que ser 0,2 veces mayor al que se necesita para la reacción de combustión en condiciones ideales ($\Phi=1,2$)[5]. Es decir, la reacción que va a tener lugar va a proporcionar 55,13 moles de oxígeno, que corresponderán a 1,764 kg. Para esta cantidad se necesitará que salgan 17,54 kg de CuO del reactor de aire en dirección al reactor de combustible. Una vez conocido cuanto óxido está entrando al reactor de combustible, se calcula que hacen falta 15,78 kg de Cu₂O por cada kilogramo de biomasa para satisfacer la demanda de oxígeno. El flujo del Cu₂O se reduce con respecto al de CuO ya que libera el oxígeno en el reactor de combustible. También hay que puntualizar que a este flujo se tiene que sumar el oxígeno sobrante de la combustión que no sea utilizado que volverá a recircular hacia el reactor de aire.

Este sistema de flujos de transportadores de oxígeno seguirá recirculando, reduciéndose y oxidándose de forma que no habría que introducir esta cantidad tan elevada de forma continua. Habrá que ajustar la cantidad de óxido de cobre para mantener esta misma cantidad introduciendo la pequeña parte que se pierde durante el proceso de recirculación debido a que por rozamiento y transporte perderán poco a poco sus propiedades y que las reacciones no serán ideales ni tendrán siempre el mismo rendimiento. Esto se hará en el reactor de combustión en el que se seguirá el siguiente proceso: en la base del reactor, se extraerá un 1% en el reactor de combustible (en el que existirá óxido dañado y óxido no dañado) y se introducirá la misma cantidad que se extraiga de óxido en perfecto estado.

c. Cantidad de aire necesario

Una vez determinados los flujos másicos que caracterizan al reactor de combustible y los transportadores de oxígeno, podemos calcular los flujos asociados al reactor del aire. Se va a introducir aire comprimido con un 21% de oxígeno. Dado que el proceso de captura del oxígeno por parte del transportador de oxígeno no va a tener un rendimiento de captura del 100%, se considera que el transportador de oxígeno solo va a ser capaz de capturar el 6% del oxígeno del aire y por lo tanto el 15% restante saldrá del reactor junto con el resto del aire que será en su mayoría nitrógeno. Contando con esta limitación, habrá que aumentar el flujo de aire para conseguir esos 1,764 kg de O₂. Contando con que esta cantidad va a ser el 6% del aire total introducido se obtiene que se necesitan 29,40 kg de aire por cada kilogramo de biomasa. De estos, 27,64 kg volverán a salir del reactor de aire y serán utilizados para otros procesos de aprovechamiento de energía.

Diseño de la recuperación de calor en un sistema de combustión con transportadores de oxígeno utilizando biomasa como combustible y captura de CO2

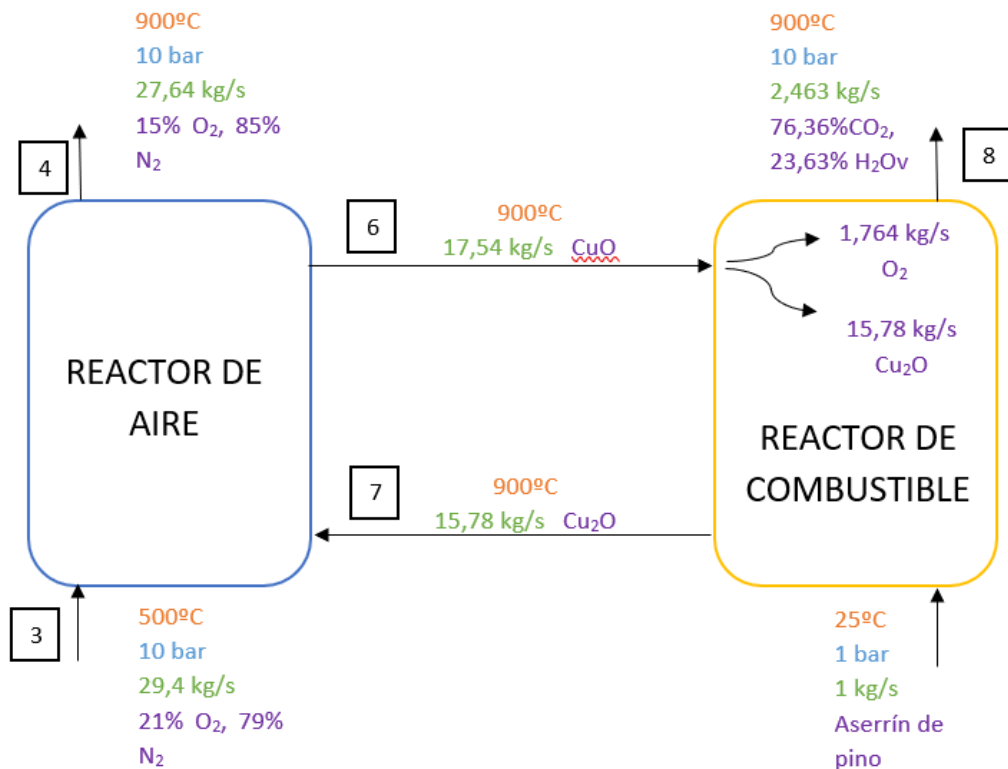


Ilustración 3: Esquema de flujos másicos en los reactores

Observando el sistema se tiene que se va a necesitar una gran cantidad de aire (29,4 kg/s) por cada kilogramo de biomasa y, por tanto, de óxido metálico para transportar esos 1,764 kilos por segundo de oxígenos necesarios para la combustión. En proporción va a salir muy poco flujo de gases de escape comparado con la cantidad de materia introducida. Como ya se ha expuesto antes, hay una relación de casi el 1,5 entre el oxígeno demandado por la biomasa y la biomasa introducida. También se tiene una relación de 17,54 entre la biomasa introducida y los sólidos recirculando entre los reactores. Esta relación se aproxima a los resultados proporcionados experimentalmente sacados de la bibliografía[5].

$$\frac{4,1}{0,22} = 18,63 \cong 17,54$$

Ecuación 7

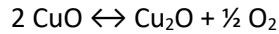
d. Cálculo de circuito del reactor de aire

Se procede a calcular la energía intercambiada dentro del reactor de aire. Para ello se va a realizar un balance energético con toda la energía entrante y saliente del reactor.

$$m_3 * Cp_3 * (T_3 - 25) + m_{Cu_2O} * Cp_{Cu_2O} * (T_3 - 25) - Q_r = m_4 * Cp_4 * (T_4 - 25) + m_{CuO} * Cp_{CuO} * (T_4 - 25) + Q_{ar}$$

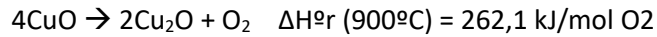
Ecuación 8

Tenemos dos flujos entrantes como se puede ver en la ilustración 3; el flujo de aire entrante al reactor tras haber sido tratado para adecuarlo a las condiciones que se necesitan y el flujo de Cu₂O que pasa del reactor de combustible al de aire para volver a oxidarse y capturar el oxígeno. A esta energía proveniente de estos dos flujos másicos habrá que añadirle la entalpía de reacción en la que el CuO pasa a ser Cu₂O mediante la siguiente reacción:



Ecuación 9

Para averiguar esta entalpía de reacción se deberán estudiar las entalpías que influyen en todo el proceso de formación de los compuestos. También habrá que tener en cuenta la temperatura a la que ocurre el proceso, en este caso 900°C.



Ecuación 10

En el proceso de reducción (el cual ocurre en el reactor de combustible) la reacción será endotérmica, es decir, necesitará energía. Para el balance que se está estudiando ahora que es el del reactor de aire, el proceso será el de reducción. La reacción ocurrirá en sentido opuesto, por lo que la reacción pasará a ser exotérmica, es decir, liberará energía al ambiente. Es por esto que se considera este flujo de energía como entrada al sistema ya que se está aportando.

Este calor es el que se libera en la reacción con un mol de oxígeno, por lo que esta cantidad habrá que adaptarla a la cantidad que está reaccionando en el reactor de aire que son 55,13 moles de oxígeno. En total se obtiene que se van a liberar 14448 kW.

Aparte de las entradas también van a existir unos flujos energéticos de salida. Estos van a ser el aire saliente del reactor con alta concentración de nitrógeno (estado 4) y el transportador de oxígeno una vez oxidado dirigiéndose al reactor de combustible. Aparte de esto se va a crear un exceso de 79 kW que van a ser liberados. Esto es un exceso de calor muy pequeño por lo que no merece la pena utilizarlo en otro proceso ya que no va a generar un cambio determinante en otro proceso de la instalación y no va a resultar rentable económicamente instalar más equipos en la instalación que no van a rentabilizarse energéticamente.

e. Flujos energéticos de la parte del combustible.

Tal y como se ha hecho en la parte aire, se realiza un balance energético con las entradas y las salidas del reactor de combustible. Los flujos entrantes van a ser: el flujo de óxido CuO que entra para cederle el oxígeno a la combustión de la biomasa; la energía liberada por la biomasa debido a su combustión y la energía producida por la reacción de reducción (esta vez la reacción va a actuar como endotérmica por lo que va a haber una pérdida de energía). Se está usando como una entrada, pero en realidad este último va a actuar como una salida de energía dado que va a haber que aportar esta energía. Por la otra parte, en los flujos de salida, tenemos el flujo de Cu₂O una vez ya reducido para volver al reactor de aire, y los gases de escape, que serán la mezcla del CO₂ y vapor de agua. El balance de energía quedará de la siguiente manera:

$$\begin{aligned} E_{\text{biomasa}} + m_{\text{CuMnO}_2} * C_{p_{\text{CuMnO}_2}} * (T_4 - 25) + \Delta H_r * m_{\text{Cu}_{1,5}\text{Mn}_{1,5}\text{O}_4} \\ = m_{\text{CO}_2} * C_{p_{\text{CO}_2}} * (T_g - 25) + m_{\text{Cu}_{1,5}\text{Mn}_{1,5}\text{O}_4} * C_{p_{\text{Cu}_{1,5}\text{Mn}_{1,5}\text{O}_4}} \\ * (T_g - 25) + m_{\text{H}_2\text{O}_v} * C_{p_{\text{H}_2\text{O}_v}} * (T_g - 25) + Q_{fr} \end{aligned}$$

Ecuación 11

La temperatura de los flujos salientes (T_g) se considera igual a la del interior del reactor que es de 900°C[5]. Esto va a facilitar que no haya pérdidas térmicas entre los reactores y por tanto se pueda aumentar la eficiencia del sistema. El calor liberado en total por el reactor de combustible es de 4178 kW. Esta energía, a diferencia que la del reactor de aire, si que va a

ser utilizada para otros procesos. En este caso, al ser una potencia tan elevada, se va a poder obtener una gran cantidad de energía aprovechando este calor para cederlo a otro sistema. Este sistema en el que va a aprovechar va a ser un ciclo de vapor de agua en el que se va a usar el reactor de combustible como recalentador.

4. INTEGRACIÓN ENERGÉTICA PARA LA PRODUCCIÓN DE LA ENERGÍA ELÉCTRICA.

Ahora que ya están determinados todos los flujos y procesos que pasan dentro de los reactores, se va a llevar a cabo la integración de esta en una instalación de mayor tamaño para poder utilizar el máximo de la energía posible para convertirla en electricidad y hacer que el sistema sea eficaz. En este sistema va a haber 3 circuitos diferentes: el de aire, el de combustible y un ciclo supercrítico de aprovechamiento de calor.

a. Circuito del reactor de aire.

Como se ha explicado antes, el flujo de aire, en su mayoría nitrógeno, sale a alta temperatura del reactor por lo que pueden ser aprovechados para producir energía y así intervenir en otros procesos en los que se necesite energía. Aparte de las propiedades termodinámicas de este flujo de salida, también hay que tener en cuenta que este ciclo tiene el flujo más alto del sistema con diferencia. Es por esto va a aumentar la capacidad de producción de energía en los equipos que se van a colocar. Este circuito va a consistir en un compresor que cogerá el aire del ambiente a 1 bar y lo comprimirá hasta los 10 bares, aumentando a su vez la temperatura. Irá seguido de un intercambiador de calor para aumentar la temperatura del flujo para facilitar el proceso del reactor de aire. Este intercambiador de calor intercambiará con el flujo proveniente del estado 5 que se explicará a continuación. Este proceso se realiza debido a que mediante la experimentación[5] se ha demostrado que si se introduce el aire a mayor presión en el reactor de aire incrementan las propiedades de intercambio de oxígeno entre el aire y la oxidación del metal, por lo que se reducirá el parámetro de oxígeno necesario para la combustión completa el cual en este sistema está en 1,2. Una vez aumentada esta temperatura se introducirá en el reactor. Al salir del reactor, el flujo se va a dirigir a una turbina para utilizar esa energía y transformarla en energía eléctrica. Como se ha anticipado, tras la turbina se aprovechará el calor sobrante para cederlo en el intercambiador de calor que pasa de 2 a 3. El esquema de esta parte es el siguiente:

Diseño de la recuperación de calor en un sistema de combustión con transportadores de oxígeno utilizando biomasa como combustible y captura de CO2

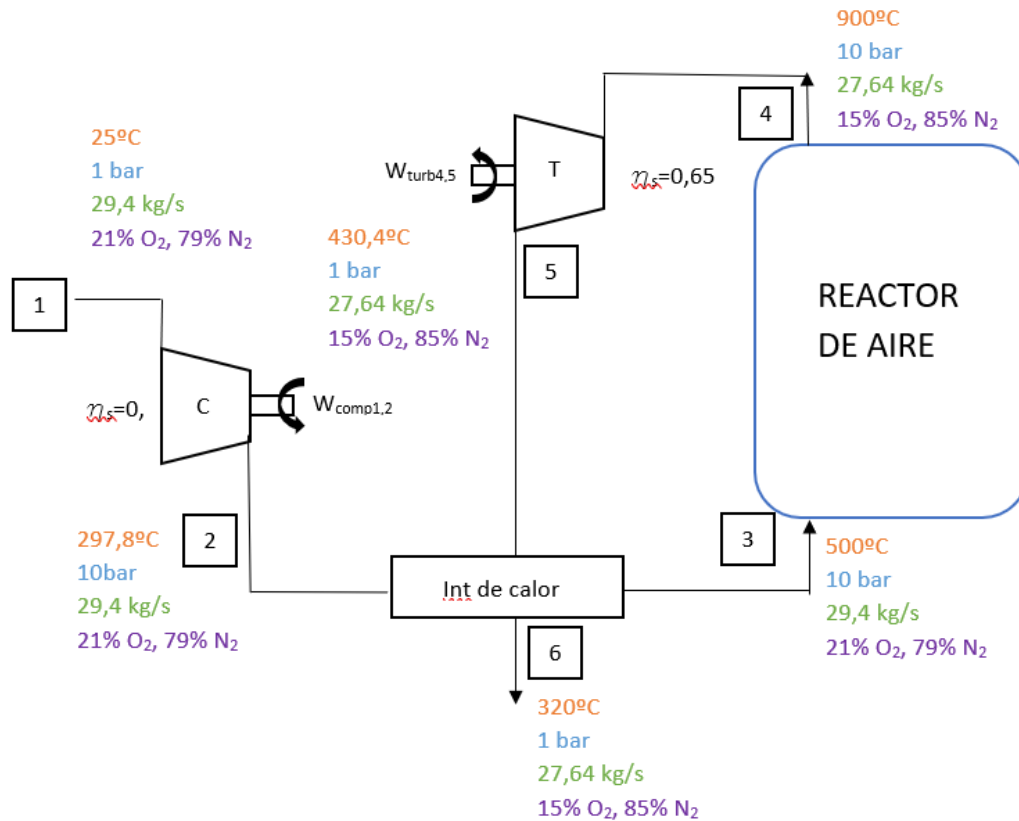


Ilustración 4: Circuito de aire

Dado este esquema, se van a sacar las propiedades más significativas para este estudio de todos los estados del circuito. Se parte desde la atmósfera a 25°C a 1 bar de presión. A continuación, se introduce este aire a un compresor que aumenta la presión hasta los 10 bares y con ello su temperatura. Se supone que el compresor tiene un rendimiento isentrópico del 90%. Esto va a permitir calcular la temperatura en el estado 2 de la siguiente manera. Primero, encontrar la entropía del estado 1 que será igual a la del estado dos si fuera totalmente isentrópico. Con la presión y la entropía en 2s (punto imaginario isentrópico), y el rendimiento isentrópico podremos averiguar la temperatura de 2 real, mediante la entropía del estado dos que se calculará de la siguiente manera:

$$\eta = \frac{h_s - h_1}{h_2 - h_1}$$

Ecuación 12

Tras el compresor, el aire es introducido a un intercambiador de calor para poder subir su temperatura mediante el aporte de calor hasta los 541,2°C para entrar al reactor de aire con mayor temperatura y aumentar la eficiencia del reactor.

Una vez han tenido lugar los procesos internos del reactor explicados en los anteriores apartados, saldrá un flujo másico a 900°C [5]. El flujo másico en este punto de salida del reactor tendrá una alta concentración de nitrógeno, y el oxígeno que no se ha podido capturar en el reactor. Este flujo será de 27,64 kilogramos de aire por cada kilo de biomasa. Conocidas la temperatura y la presión de 4, se hallan sus propiedades, como la entalpía y la entropía. Una vez pasado este punto, se lleva el flujo de aire a una turbina para sacar energía aprovechando las condiciones en las que se encuentra el aire. Para el cálculo de las propiedades procederemos igual que para el punto 2. Conocida la presión de 5 y el

rendimiento isoentrópico de la turbina vamos a poder sacar la entropía y entalpía y con esto la temperatura de 5. Tras la turbina se contará con un flujo a 565,1°C, calor que se va a aprovechar en el intercambiador de calor que calienta el estado dos hasta 3. La temperatura del estado 6 tiene que ser mayor que la del estado 2 dado que se le esta cediendo calor a ese sistema por lo que se fijará en 320°C.

	m (kg/s)	P (bar)	T (°C)	h (kJ/kgK)	s (kJ/kgK)
Estado 1	29,4	1	25,0	298,6	5,699
Estado 2	29,4	10	297,8	576,9	5,699
Estado 3	29,4	10	541,2	838,1	6,080
Estado 4	27,64	10	900,0	1246,0	6,494
Estado 5	27,64	1	565,1	864,4	6,772
Estado 6	27,64	1	320,0	600,1	6,400

Tabla 3: Propiedades termodinámicas del circuito del aire

Una vez calculadas todas las propiedades de la instalación del aire, se realizará un balance energético con el compresor y la turbina para comprobar el trabajo neto que se obtiene de esta parte de la instalación.

$$W_{comp} = m_3 * (h_2 - h_1)$$

Ecuación 13

$$W_{turb} = m_4 * (h_4 - h_5)$$

Ecuación 14

Para ello se multiplica el flujo másico por la diferencia de entalpías entre entrada y salida. El compresor necesitará un aporte de energía de 8182kW y la turbina aportará una energía de 10560kW. Realizando el balance, se observa que la energía necesaria por el compresor es menor que la aportada por la turbina por lo que, la turbina cubrirá la necesidad energética del compresor y aparte, habrá un exceso de energía eléctrica generada.

b. Circuito del reactor de combustible

El circuito del reactor de combustible comenzará con la entrada de la biomasa al reactor. Se introduce 1 kg/s de aserrín de pino a c que combustionará con el oxígeno dentro del reactor según el proceso que se ha explicado anteriormente. Una vez finalizada la combustión saldrán los gases de escape, compuestos por dióxido de carbono y vapor de agua. Estos gases van a salir a 900°C y 10 bares por lo que se podrán reutilizar para conseguir energía. En este caso, no se va a transformar en energía eléctrica, sino que se va a utilizar como energía calorífica en intercambiadores de calor. Se van a añadir dos intercambiadores de calor. El primero se considerará como un evaporador y se añadirá en el ciclo de vapor de agua que se explicará en el siguiente apartado para aumentar el aporte de calor al flujo de vapor y conseguir más energía para su turbinado posterior. El segundo intercambiador comenzará con una temperatura de 300°C hasta llegar a inmediatamente antes de la temperatura de saturación del vapor de agua a la presión correspondiente. A la salida de este segundo intercambiador se tratarán los gases haciendo que condense el vapor de agua y así separando el CO₂ en una corriente que se llevará a almacenar.

Diseño de la recuperación de calor en un sistema de combustión con transportadores de oxígeno
utilizando biomasa como combustible y captura de CO₂

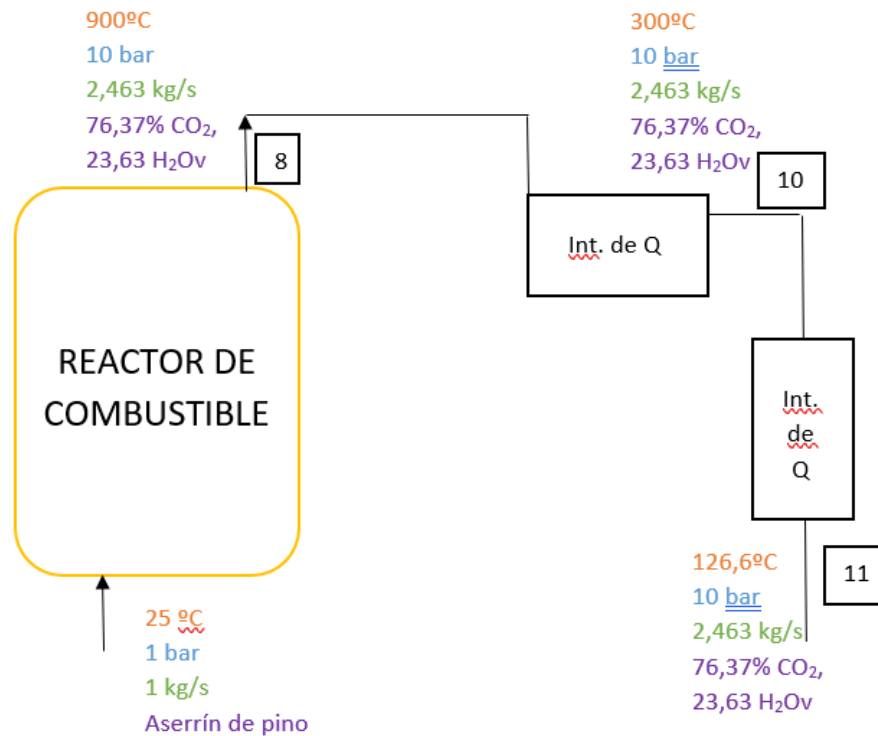


Ilustración 5: Circuito de reactor de combustible

Las propiedades de este circuito no se van a poder calcular tal y como se ha hecho con el circuito de aire dado que en este flujo hay diferentes composiciones de una mezcla de gases. Para el estudio de las propiedades de cada estado se van a separar los flujos de los distintos gases, obteniendo sus propiedades mediante las presiones parciales. Posteriormente, para calcular las propiedades totales se va a tener que tratar el flujo como la suma de los flujos existentes de los diferentes gases, a excepción de la temperatura que va a ser la misma para todos los componentes. Una vez obtenidas las entalpías de cada uno de los componentes de los gases con la temperatura y sus respectivas presiones parciales, se averigua la entalpía total para el estado nueve. Para esto se multiplica la entalpía de cada uno de los gases por su contribución del flujo másico. Se repetirá la misma operación para la entropía. Una vez conseguidas todas las propiedades del estado 9, se procede a calcular el estado 10 y 11. Como ya se ha dicho estos dos estados van a ser salidas de intercambiadores de calor. La presión se va a mantener constante a lo largo del proceso. Se repiten los pasos de cálculo del estado 9 en el 10, cambiando la temperatura del estado. Con todas las propiedades de 10, se volverá a hacer lo mismo para el estado 11. La temperatura del estado 11 vendrá marcada por la temperatura de saturación del vapor de agua a la presión parcial de este. En el caso que nos ocupa, esta presión es de 2,363 bares. Con esta presión la temperatura de saturación será de 125,6°C. A esta temperatura se le sumará un grado para asegurarse de que el vapor no condensa. Este flujo a esta temperatura va a ser liberado a la atmósfera ya que no va a merecer la pena usarlo para turbinarlo, añadiendo que tendríamos un flujo menor porque se dividirían entre CO₂ y agua condensada.

Diseño de la recuperación de calor en un sistema de combustión con transportadores de oxígeno utilizando biomasa como combustible y captura de CO2

	m (kg/s)	P (bar)	T (°C)	h (kJ/kgK)	s[i] (Kj/kgK)
Estado 9	2,463	10	900	4395	7,491
Estado 10	2,463	10	300	2281	4,994
Estado 11	2,463	10	126,6	1744	3,879

Tabla 4: Propiedades termodinámicas de cada estado en el circuito de gases

	PpCO2	PpH2Ov	hCO2	hH2Ov	sCO2	sH2Ov
Estado 9	7,637	2,363	976,2	4397	1,08	9,381
Estado 10	7,637	2,363	262,9	3070	0,2371	7,814
Estado 11	7,637	2,363	86,9	2716	0,1274	7,077

Tabla 5: Propiedades específicas del CO2 y H2O a la salida del reactor de combustible

c. Circuito de vapor de agua

Para maximizar el rendimiento de la central, se añade un circuito de vapor de agua usando así el calor sobrante del reactor de aire como de el de combustible para calentar el agua y generar energía con turbinas. El esquema de este circuito va a ser el siguiente:

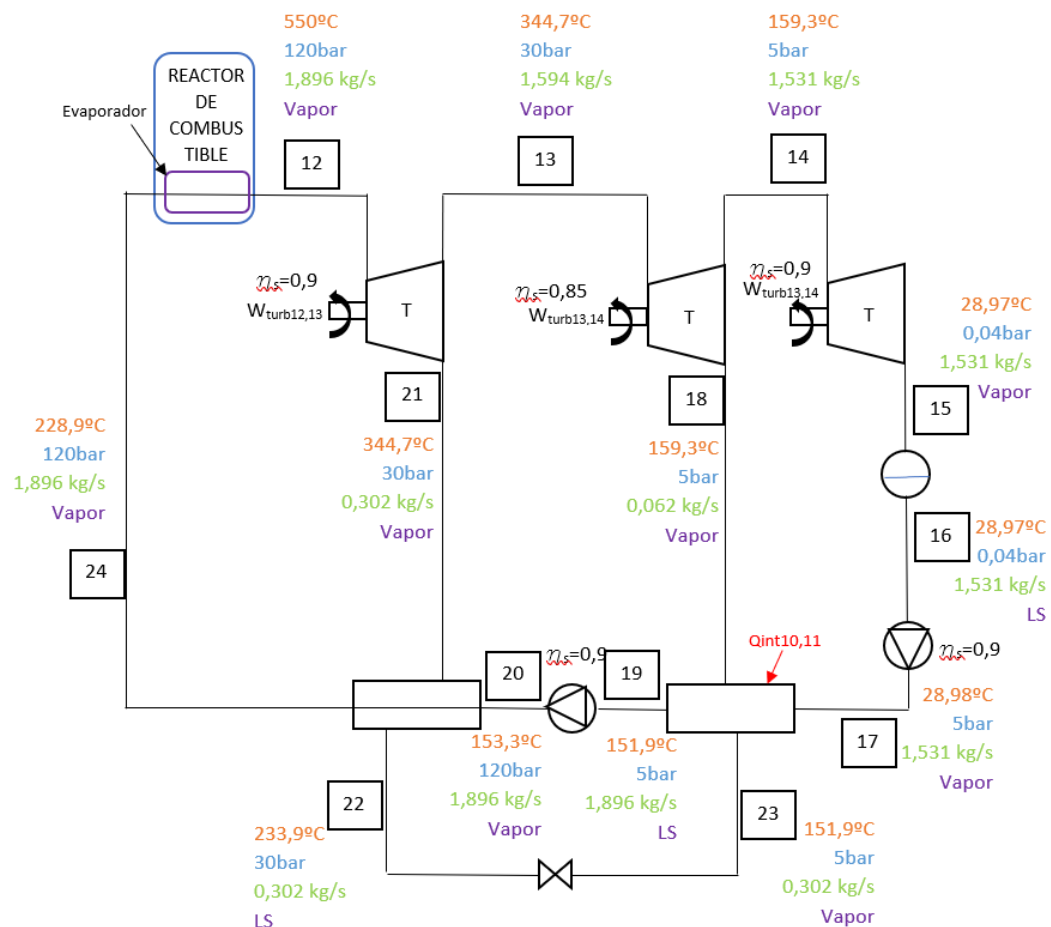


Ilustración 6: Ciclo de vapor de agua

Se trata en un ciclo Rankine con recalentamiento, con 3 procesos de turbinado, seguidos por un condensador y 2 recuperadores para aprovechar la energía saliente de las turbinas para calentar el flujo después del condensador. Este circuito está diseñado para aprovechar el calor excedente del reactor de combustible y de los gases de escape salientes del mismo.

Se supone una temperatura de 550°C y una presión de 120 bares para el estado de salida del reactor de combustible, es decir, el estado de salida del recalentamiento. Esta temperatura se va a conseguir circulando el flujo másico por el reactor, usando así el calor sobrante en el reactor, añadiendo además el calor del evaporador extraído de los gases de escape del mismo reactor. Conocidos los calores aprovechables que se le va a ceder al flujo, se puede conocer el flujo másico que tiene que pasar, conocidas las propiedades del estado anterior y posterior mediante la siguiente ecuación:

$$Q_{fr} + Q_{int\ 10,11} = m_{24} * (h_{12} - h_{24})$$

Ecuación 15

Tras el paso por el reactor, se procede a turbinar el flujo hasta una presión de 30 bares. A la salida de la turbina se realizará una extracción para llevarlo a un recalentador que se verá más adelante. Del estado 13 se conoce la presión y se sabe que el rendimiento isoentrópico de la primera turbina es del 90%, por lo que, suponiendo un estado ideal, se averigua la entalpía isoentrópica y con esto y el rendimiento se consigue el valor de la entalpía real, tal y como se ha hecho anteriormente en el circuito de aire. Con estas dos propiedades conocidas del estado 12, ya se pueden sacar el resto de las propiedades. Se somete al flujo a otros dos turbinados, de los cuales se volverá a realizar una extracción al final de la turbina de media. Cuando el flujo ya ha pasado por las tres turbinas, la presión final es de 0,04 bares. Este flujo se introduce en un condensador para transformar el flujo de vapor a líquido saturado. Tras el condensador obtenemos una presión igual a la anterior al condensador, 0,04 bares y una temperatura de 28,97°C, es decir, la temperatura y la presión se mantienen igual, pero el estado del vapor cambia.

Una vez llegados a este punto, hay que aumentar la presión del estado 16 para introducir el flujo en el recalentador de mezcla. Habrá que aumentar la presión hasta 5 bares. Esta presión se corresponde con la entrada al recalentador por desde la extracción de la turbina de media. Todos los flujos que entren a este recalentador van a tener que estar a esta presión ya que, al ser un recalentador de mezcla, todos los flujos deben estar a la misma presión. En este recalentador se mezclan los siguientes flujos: la extracción de la turbina de media (estado 18), destinado a ceder calor al sistema, la entrada desde la bomba (estado 17) que es el flujo el cual hay que calentar y la recirculación desde el segundo recalentador (estado 22), que también va a estar cometido a ceder calor al sistema para calentar el flujo entrante del condensador.

$$m_{19} = m_{17} + m_{18} + m_{23}$$

Ecuación 16

Este último tendrá que pasar por una válvula de expansión para rebajar su presión. A la salida de este se tiene el estado 19, en estado de líquido saturado, que se encuentra a una presión de 5 bares y a una temperatura de 151,9°C. El flujo másico en el estado de salida de este recalentamiento va a ser la suma de todos los flujos entrantes. Es decir, la suma del flujo

extraído de la turbina de media, en entrante proveniente del condensador y el flujo de líquido saturado proveniente del recalentador número dos.

El flujo del estado 19 va a tener que ser sometido a un aumento de presión hasta los 120 bares, debido a que hay que igualar la presión con el estado inicial, estado 12. Para ello se coloca una bomba, que hace que el flujo entrante al segundo recalentador se introduzca a una temperatura de 153,3°C y una presión de 120 bares. Se trata de un recalentador cerrado por lo que no es necesario que los flujos entrantes tengan la misma presión porque los flujos no se van a mezclar, sino que solo van a intercambiar calor. Para calentar este flujo del estado 20, se introduce la extracción de la turbina de alta, que está a una temperatura de 344,7°C. Este flujo va a ceder calor hasta llegar a la temperatura de saturación del vapor a 80 bares, presión a la que está sometido este flujo. Con esto aparece el estado 22, líquido saturado saliente del recalentador tras haber cedido el calor desde el estado 21. Este flujo va a ser igual para el estado 21 que para el estado 22 ya que solo va a cambiar de estado, pero no se va a añadir o extraer ningún flujo. Este flujo de líquido saturado se expandirá con una válvula para introducirlo en el primer recalentador de la forma que se ha explicado anteriormente. A la salida del recalentador se obtiene el flujo ya calentado proveniente del estado 20, que ha aumentado su temperatura hasta los 228,9°C. Con este aumento progresivo de temperatura se evita que haya tanto choque térmico en el reactor de combustible, aumentando su eficiencia y permitiendo aumentar el flujo másico que se recircula por este circuito de vapor de agua. Este flujo saliente del recalentador es enviado al reactor de combustible volviendo otra vez al estado 12.

	m (kg/s)	P (bar)	T (°C)	h (kJ/kgK)	s(kJ/kgK)
Estado 12	1,896	120	550	3480	6,653
Estado 13	1,594	30	344,7	3102	6,722
Estado 14	1,531	5	159,3	2766	6,861
Estado 15	1,531	0,04	28,97	2137	7,093
Estado 16	1,531	0,04	28,97	121,3	0,4222
Estado 17	1,531	5	28,98	121,9	0,4223
Estado 18	0,06277	5	159,3	2766	6,861
Estado 19	1,896	5	151,9	640,4	1,861
Estado 20	1,896	120	153,3	653,6	1,863
Estado 21	0,3019	30	344,7	3102	6,722
Estado 22	0,3019	30	233,9	1008	2,645
Estado 23	0,3019	5	151,9	1008	2,727
Estado 24	1,896	120	228,9	986,9	2,582

d. Análisis energético.

Una vez analizados los circuitos por separado se tienen todos los balances energéticos de la instalación.

Compresor del circuito de aire	8182 kW
Intercambiador de calor del circuito de aire	7501 kW
Turbina del circuito de aire	10560 kW
Calor del reactor de aire	79 kW
Calor del reactor de combustible	4178 kW
Intercambiador 1 circuito de gases de escape	2281 kW
Intercambiador 2 circuito de gases de escape	549,6 kW
Turbina de alta ciclo de vapor de agua	717 kW
Turbina de media ciclo de vapor de agua	536,6 kW
Turbina de baja ciclo de vapor de agua	963,5 kW
Bomba 1 ciclo de vapor de agua	0,8 kW
Bomba 2 ciclo de vapor de agua	25 kW

Tabla 6: energía producida/consumida en cada parte de la instalación

Como se puede observar en la *tabla 6*, la energía producida por las turbinas es bastante mayor que la consumida por el compresor y las bombas. El calor intercambiado en el circuito de aire se va a utilizar para calentar el flujo antes de la entrada del reactor de aire, facilitando así el calentamiento hasta los 900°C necesarios. Con la turbina se puede suplir la necesidad de los 8182 kW del compresor. Con esto, la energía neta producida en el circuito de aire sería de 2379kW.

$$W_{aire,neto} = W_{turbina} - W_{compresor}$$

Ecuación 17

Como se explica en apartados anteriores, los flujos energéticos del reactor combustible y circuito de gases de escape se utilizan en intercambiadores de calor para aportar energía en el ciclo de vapor de agua. En el circuito de vapor de agua se produce un total de 2217 kW entre las tres turbinas. A esto va a haber que restarle el consumo de las bombas que es de 25,8 kW. Con esto se sabe que la potencia neta producida por el ciclo de vapor con recalentamiento es de 2191 kW.

$$W_{vapor,neto} = \Sigma W_{turbinas} - \Sigma W_{bombas}$$

Ecuación 18

Sumando las dos potencias netas de estos dos ciclos, obtenemos la potencia neta total del sistema. Este es de 4570 kW.

Diseño de la recuperación de calor en un sistema de combustión con transportadores de oxígeno
utilizando biomasa como combustible y captura de CO₂

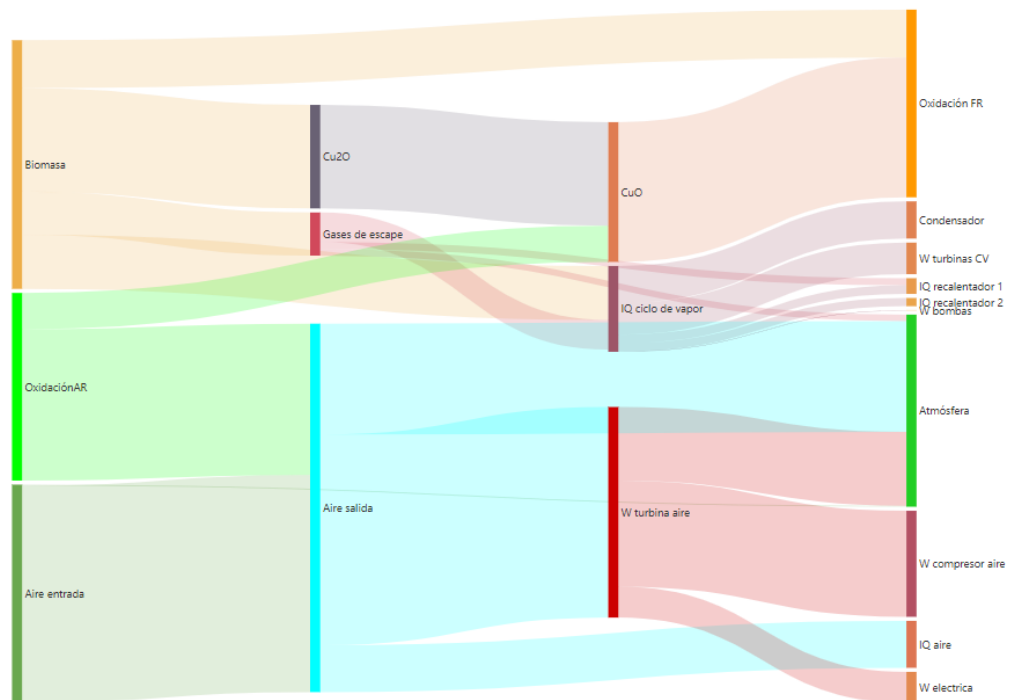


Ilustración 7: Diagrama de Sankey

En la *ilustración 7* se puede ver el diagrama de Sankey de la instalación donde se muestra el recorrido que siguen los flujos energéticos. La mayor cantidad de energía se concentra a la salida del flujo de aire, debido a que circula una gran cantidad de masa. Como se puede observar, la mayor parte que se pierde, es decir, acaba emitiéndose a la atmósfera, sale de este circuito. La mayor pérdida va a ser la posterior al intercambiador en el circuito de aire. Esto es debido a que el flujo tiene que salir a mayor temperatura de la que entra el flujo del estado dos, ya que se le está cediendo calor. Este entra aproximadamente a 300°C por lo que el estado 6 va a salir a 320°C. Con este flujo ya no se realiza otro proceso, por lo que se tira a la atmósfera y se desperdicia, disminuyendo el rendimiento de la central. La segunda pérdida de energía más importante es la que deriva del rendimiento de la turbina de aire. De los gases de escape también tenemos un flujo que se libera a la atmósfera a 126,6°C pero representa una porción mínima comparado con los otros dos flujos, al igual que los 79 kW que libera el reactor de aire.

Para saber el rendimiento de la central hay que compararlo con la energía que se está introduciendo. Para ello calculamos cuanta energía aporta la biomasa introducida en el reactor de combustible que es la fuente de energía que alimenta la central.

Como la cantidad de biomasa que se está estudiando es de 1 kilogramo por segundo, la potencia aportada por la biomasa va a ser igual al poder calorífico inferior del aserrín de pino que es de 19158 kW. Ahora, se compara esta cantidad de energía aportada con la producida.

$$\eta = \frac{W_{neta}}{E_{bio}} = \frac{4570}{19158} = 0,2385 = 23,85\%$$

Ecuación 19

El rendimiento de la central es del 23,85%. Esto está dentro del rango de los rendimientos de centrales de biomasa que suelen ser del 20-25%.

5. ANÁLISIS DE SENSIBILIDAD

Con el sistema entero resuelto, se procede a comprobar como cambiarían los resultados cambiando una variable que modifique el funcionamiento del sistema. En este caso se va a estudiar como variará el sistema si se cambia la necesidad de exceso de oxígeno necesario para la combustión proporcionado por el proceso de oxidación.

En el sistema estudiado esta variable es de 1,2. Es decir, para una cantidad de oxígeno demandado por la combustión de la biomasa estequiométricamente, habrá que introducir 0,2 veces más de oxígeno con el transportador de oxígeno para que la combustión se produzca correctamente. En este apartado se va a estudiar el sistema cambiando este parámetro. Se va a considerar un parámetro menos y otro mayor al actual.

a. $\Phi=1$

En este caso se va a considerar que la ratio de oxígeno necesario para la combustión con el oxígeno proporcionado por el transportador es 1, por lo que se va a necesitar la misma cantidad de oxígeno para la combustión de la que se va a liberar en el reactor de combustible. Se trataría de un caso ideal, irreal. En este caso, los flujos másicos van a reducirse ya que se va a tener que introducir menos cantidad de aire para capturar menos cantidad de oxígeno. El flujo másico por introducir será de 24,5 kg/s. Esto son casi 5 kilogramos por segundo menos que en el caso real donde se tenían que introducir 29,4 kg/s. Esto sería un gran ahorro de este flujo, aunque al ser aire que se captura de la atmósfera, lo que más se podría notar de ahorro sería el ahorro de energía en hacer circular este flujo, aunque como se verá a continuación también supone pérdidas. Esto también va a hacer que se reduzcan los flujos del transportador de oxígeno. Ahora habrá que introducir 14,62 kg/s de óxido de cobre (II). Esto sí que supondrá un ahorro directo ya que la cantidad de óxido metálico necesario sí que influirá en el parámetro económico de una manera importante. Mientras los flujos del reactor y circuito de aire sí cambiarán, los gases de escape se mantendrán iguales ya que la combustión se seguirá produciendo con la misma cantidad de oxígeno, las cantidades estequiométricas, generando la misma cantidad de gases.

Otro parámetro que variará serán los balances energéticos de la instalación. Al disminuir el flujo de transportador de oxígeno, rebajará la energía necesaria que hay que aportar a la reacción de oxidación, por lo que el reactor de combustible dispondrá de más energía sobrante. La energía por aportar para la oxidación pasará de 14448 kW necesarios con anterioridad, a los 12040 kW. Esto es un ahorro de casi 2000 kW, aunque por otra parte también se liberará menos energía en el reactor de aire al producirse la reacción en dirección contraria. El reactor de combustible producirá 6120kW. Esto hará que se intercambie más cantidad de energía con el ciclo de vapor de agua y por tanto se aumente el caudal másico de vapor que circula por él y aumente la potencia producida por las tres turbinas. En este nuevo caso, la potencia neta del ciclo de vapor de agua es de 3074kW frente a los 2191 kW que se producen en el otro sistema.

Como se ha comentado antes, al reducirse el flujo másico de aire, disminuirá la potencia consumida por el compresor, pero también la potencia producida por la turbina y el calor intercambiado en el intercambiador. Se tiene que en total la potencia neta del circuito de

aire es de 1982 kW, frente a los 2379 kW que se producen en el sistema original. Como se preveía, esta potencia disminuye ya que está circulando menos cantidad de aire para producir energía.

En total, la potencia neta de toda la instalación aumenta en 450 kW, haciendo un total de 5020 kW. Al introducir la misma cantidad de biomasa, la energía total introducida va a mantenerse constante por lo que, al aumentar la energía producida, el rendimiento va a aumentar. El rendimiento en este caso es de un 26,20%. Comparado con el sistema anterior, la central va a ser un 2,35% más eficiente.

Este caso es muy difícil de conseguir ya que se estaría tratando de un sistema ideal en el que en el poco tiempo que el transportador de oxígeno pasa en el reactor de combustible, libere todo el oxígeno necesario y el sistema de combustión lo consuma.

a. $\Phi = 1,5$

En este caso se va a introducir 0,5 veces más oxígeno con el transportador de oxígeno que el necesario para la combustión estequiométrica. En este supuesto va a ser seguro que la combustión se realice completa y correctamente ya que se estaría sobredimensionando el flujo de oxígeno. El flujo másico de aire tendrá que aumentar para suplir este aumento del 0,3 de oxígeno a introducir. En este caso el flujo de aire será de 36,75 kg/s. El del transportador de oxígeno que introduce el oxígeno tras haberse oxidado será de 21,92 kg/s. Esto va a suponer un gasto importante en el factor económico y en gestión de residuos ya que habrá que tratar más cantidad de materia cuando este se vaya desgastando. Este aumento de flujo de aire va a provocar que aumente la energía producida en el circuito de aire. Esta vez va a pasar de los 2379 kW netos que se producían en el caso original, a 2973 kW. Al aumentar el flujo también va a aumentar el consumo del compresor para aumentar la presión y la temperatura antes de la entrada al reactor además del aumento de los 7501kW a los 10227 kW intercambiados en el intercambiador de aire.

Debido al aumento del flujo de transportador de oxígeno, se va a tener que ceder más energía por parte de la biomasa a la reacción de reducción para liberar el oxígeno. Pasará de 14448 kW a 18060 kW. Aunque en el reactor de aire este cambio sea positivo ya que se va a aportar más energía haciendo que se liberen 470,9 kW desde el reactor de aire, este no va a ser aprovechado ya que no hay un sistema de aprovechamiento. En este nuevo sistema se podría añadir una nueva etapa de recalentamiento para el ciclo de vapor de agua aprovechando este calor sobrante y añadir otra turbina para producir energía. Por el otro lado, el aumento de la energía de formación va a provocar que quede menos energía para ceder al circuito de vapor de agua, bajando su rendimiento. El reactor de combustible solo va a poder ceder 892,7 kW al sistema del ciclo de vapor, por lo que la potencia neta que se consigue en este ciclo es de 767,3kW. Una disminución bastante considerable frente a la que teníamos anteriormente. Esta potencia, como se ha dicho, podría aumentar si se colocara otra turbina tras una segunda etapa de recalentamiento en el reactor de aire.

Considerando la misma cantidad de biomasa, y la reducción de potencia producida de 4570kW a 3895 kW, el rendimiento de la instalación bajaría a un total del 2%. Este sistema va a ser un 3,52% menos eficiente que el original. Este sistema se podría dar en el caso de que la biomasa fuera de peor calidad o el transportador de oxígeno fuera menos eficaz liberando el oxígeno necesitando más tiempo de remanso por lo que liberaría menos.

En la *ilustración 8* podemos observar la comparación de los tres sistemas de una forma más visual. Se puede observar aunque en la potencia neta del aire, el sistema de $\Phi = 1,5$ es mayor, en el sistema del ciclo de vapor de agua, el aumento del sistema de $\Phi = 1$ la diferencia es mucho mayor, con lo que el sistema de $\Phi = 1$ resulta una mejora al tener mayor potencia neta y por tanto mayor rendimiento, aunque como se ha comentado, este sistema no es una opción real.

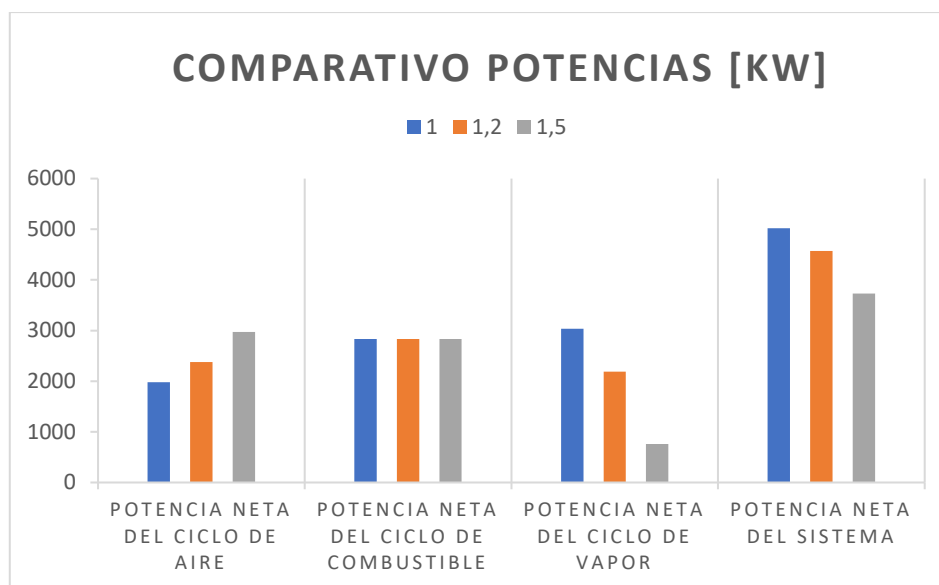


Ilustración 8: Comparativo de potencias netas de la instalación

6. CONCLUSIONES

El proceso de combustión mediante transportadores de oxígeno para capturar el dióxido de carbono usando biomasa es una solución muy atractiva para el futuro de la industria. Se ha estudiado el proceso de combustión, ciclos añadidos para el uso de esta energía producida y la eficiencia del proceso. El estudio se ha hecho consiguiendo unos resultados cualitativos viéndose valores sobre 1 kilogramo de biomasa para visualizar el comportamiento del sistema. Se obtiene que hay que introducir 29,4 kg/s de aire. Esta es una gran cantidad de aire con respecto al kilo de biomasa que se introduce. De este gasto másico se obtiene energía mediante un ciclo de aire tras haber conseguido el oxígeno por lo que, aunque sea un gran gasto, se aprovecha. En total, se consiguen generar 2370 kW netos en este circuito. Esto supone un poco más de la mitad de la energía total generada por la instalación. Los gases de escape, principal pérdida de todo sistema de combustión, se aprovechan para conseguir su energía térmica también y cederla al sistema de vapor de agua que aporta una gran cantidad de la energía producida en total en la instalación. Este flujo de los gases de escape se podría aprovechar más, pero tiene la limitación del vapor de agua. Cuando se avance en la investigación de las turbinas de dióxido de carbono a nivel industrial y la mejora del proceso de separación de este flujo, la eficiencia de la central aumentará. Idealmente para

mejorar el proceso, una vez separados los flujos de vapor de agua y CO₂, el agua se recircularía al ciclo de vapor y el CO₂ se llevaría a almacenar de un método seguro o se reutilizaría para otro proceso en el que se necesite. Con estos 2,64 kg/s de gases se consigue intercambiar 2830,6 kW con el circuito de vapor. El otro gran aporte de energía es el que se produce en el ciclo de vapor. Se consigue obtener 2191 kW netos con este sistema. Todo esto hace una potencia neta de 4570 kW.

Obtenido el estudio de la eficiencia, un 23,85%, se considera que la aplicación industrial de este proceso es muy válido y una posibilidad real para el avance de la industria concienciada sobre los problemas medioambientales. Estos procesos también habría que compaginarlos con otros procesos de obtención de energía de una fuente que no fuera la biomasa, o por lo menos, que no se tenga que crear un proceso de creación del recurso para el uso industrial ya que, a niveles muy altos también acabaría siendo problemático. Habría que dar prioridad al uso de los residuos que se crean de forma natural o de procesos externos para no gastar energía al producir esta biomasa.

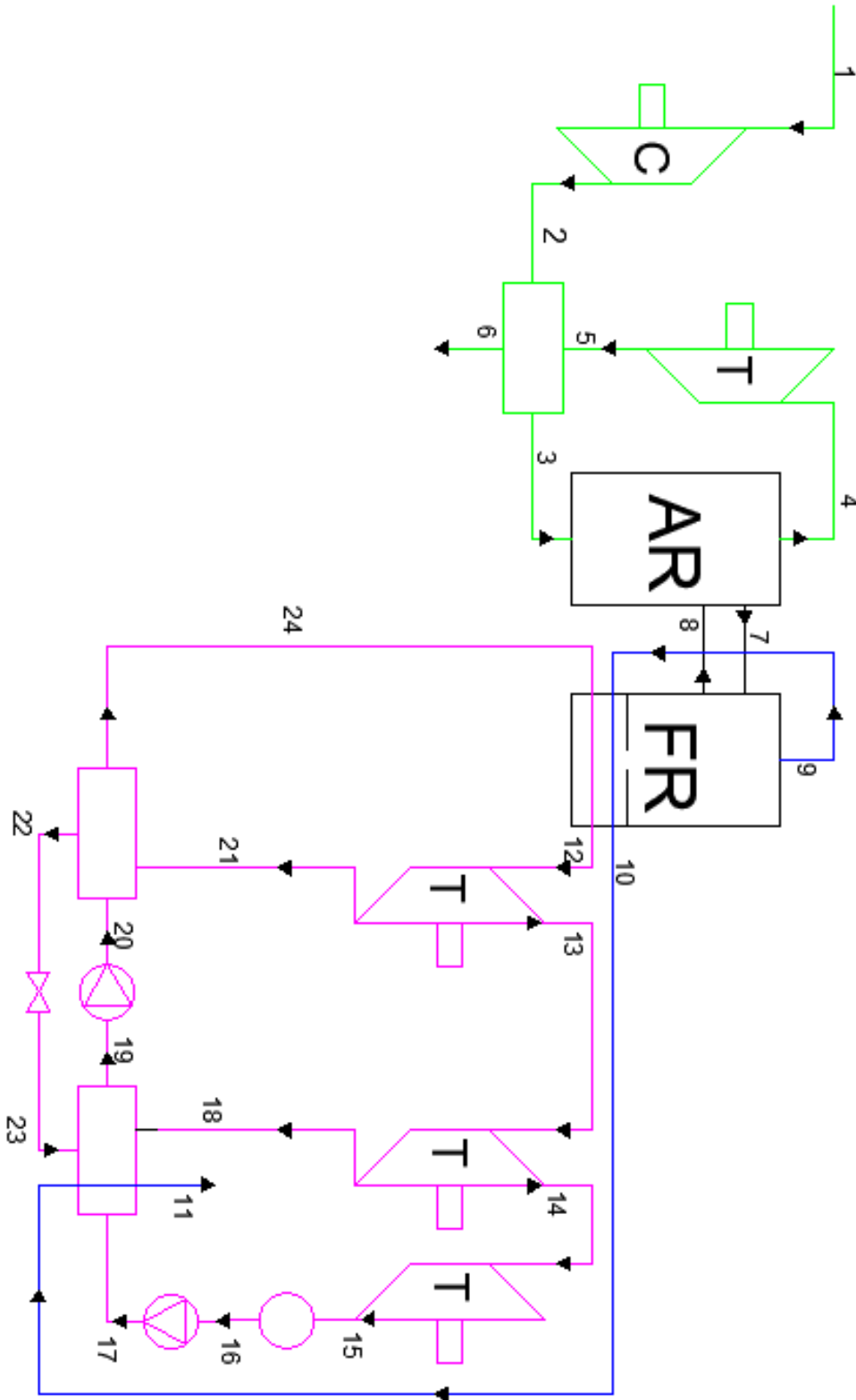
Aunque económicamente implementar este proceso puede suponer una mayor inversión que con un proceso de combustión convencional, este sistema se amortizaría con el ahorro del pago por las emisiones de dióxido de carbono. En materiales donde más se va a gastar inicialmente va a ser en el aporte de 17,54 kg/s de óxido de cobre (II). Este aporte no va a ser continuo ya que este flujo recirculará y solo habrá que ir supliendo las pequeñas pérdidas que vaya teniendo el óxido por desgaste. Este proceso es muy complejo de analizarlo económicamente debido a que no existe tecnología comercial de este proceso todavía. Generalmente solo se está usando para la investigación.

BIBLIOGRAFÍA

- [1] R. K. Pachauri *et al.*, *Cambio climático 2014 Equipo principal de redacción Equipo principal de redacción Unidad de apoyo técnico para el Informe de síntesis*. [Online]. Available: <http://www.ipcc.ch>.
- [2] A. W. R. Seddon, M. Macias-Fauria, P. R. Long, D. Benz, and K. J. Willis, "Sensitivity of global terrestrial ecosystems to climate variability," *Nature*, vol. 531, no. 7593, pp. 229–232, 2016, doi: 10.1038/nature16986.
- [3] M. Bui *et al.*, "Carbon capture and storage (CCS): The way forward," *Energy and Environmental Science*, vol. 11, no. 5. Royal Society of Chemistry, pp. 1062–1176, May 01, 2018. doi: 10.1039/c7ee02342a.
- [4] J. González and M. S. De, "ESCUELA TÉCNICA SUPERIOR DE INGENIEROS DE MINAS Y ENERGÍA Titulación: GRADO INGENIERÍA DE LA ENERGÍA Itinerario: TECNOLOGÍAS ENERGÉTICAS PROYECTO FIN DE GRADO DEPARTAMENTO INGENIERÍA ENERGÉTICA CICLO DE SÍNTESIS Y COMBUSTIÓN DE GAS METANO RENOVABLE MEDIANTE CHEMICAL LOOPING COMBUSTION."
- [5] I. Adánez-Rubio, A. Pérez-Astray, A. Abad, P. Gayán, L. F. de Diego, and J. Adánez, "Chemical looping with oxygen uncoupling: an advanced biomass combustion technology to avoid CO₂ emissions," *Mitig Adapt Strateg Glob Chang*, vol. 24, no. 7, pp. 1293–1306, Oct. 2019, doi: 10.1007/s11027-019-9840-5.
- [6] "ANEXO 8.-FACTORES DE EMISIÓN DE CO₂ Y PCI DE LOS COMBUSTIBLES."
- [7] M. M. Máximo, J. Guadalupe, and R. Quiñones, "APROVECHAMIENTO DEL ASERRÍN DE PINO PARA LA PRODUCCIÓN DE BRIQUETAS COMO ENERGÍA ALTERNA: CARACTERIZACIÓN TÉRMICA Y ANÁLISIS DE DURABILIDAD POR MASA PRESENTE EN LA COMBUSTIÓN."
- [8] I. Adánez-Rubio, A. Abad, P. Gayán, L. F. de Diego, and J. Adánez, "CLOU process performance with a Cu-Mn oxygen carrier in the combustion of different types of coal with CO₂ capture," *Fuel*, vol. 212, pp. 605–612, Jan. 2018, doi: 10.1016/j.fuel.2017.10.065.

ANEXOS

1. Esquema completo de la instalación



2. Resultados del sistema original ($\Phi = 1,2$)

Unit Settings: SI C bar kJ mass deg

AHrCuO,mol = -262,1	b = 42,75	Bomba1617 = 0,8028
Bomba1920 = 25	c = 513	Compr12 = 8182
CompCO2 = 0,7637	CompH2O = 0,2363	CpCO2 = 1,275
	v	
CpCu2O = 0,5787	CpCuO = 0,7027	CpH2Ov = 2,412
d = 0,2143	Ebio = 19158	GS = 2,463
h = 60	hs2 = 549	hs5 = 658,6
j = 32,33	kest = 45,94	maire = 29,4
maire,sobrante = 27,64	mbiomasa = 1000	mCO2 = 1,881
mCu2O = 15,78	mCu2O,mol = 110,3	mCuO = 17,54
mCuO,mol = 220,5	mH2Ov = 0,582	mn2 = 0,003
mO2 = 1,764	mO2necesario = 1,47	n = 3
o = 378	O2sobrante = 0,294	O2sum,mol = 55,13
PCI = 19158	PMCu2O = 143,1	PMCuO = 79,55
PMgases = 62	PMo2 = 32	Qint1011 = 549,6
Qint23 = 7501	Qint910 = 2281	Qr = -14448
Qar = 79	Qfr = 4178	Rendbomba = 0,95
Rendcomp,12 = 0,9	RendTOTAL = 0,2385	Rendturb,1213 = 0,9
Rendturb,1314 = 0,85	Rendturb,1415 = 0,9	Rendturb,45 = 0,65
ss2 = 5,699	ss5 = 6,494	Ta = 900
Tg = 900	Turb1213 = 717	Turb1314 = 536,6
Turb1415 = 963,5	Turb45 = 10560	VCO2 = 0,156
VH2Ov = 0,118	w = 42	WAIREneta = 2379
WTOTALneta = 4570	WTV = 2217	WTVneta = 2191
XCO2 = 0,04275	XH2Ov = 0,03233	z = 4

3. Resultados del sistema con $\Phi = 1$

Unit Settings: SI C bar kJ mass deg

AHrCuO,mol = -262,1	b = 42,75	Bomba1617 = 1,088
Bomba1920 = 35,28	c = 513	Compr12 = 6818
CompCO2 = 0,7637	CompH2Ov = 0,2363	CpCO2 = 1,275
CpCu2O = 0,5787	CpCuO = 0,7027	CpH2Ov = 2,412
d = 0,2143	Ebio = 19158	GS = 2,463
h = 60	hs2 = 549	hs5 = 658,6
j = 32,33	kest = 45,94	maire = 24,5
maire,sobrante = 23,03	mbiomasa = 1000	mCO2 = 1,881
mCu2O = 13,15	mCu2O,mol = 91,88	mCuO = 14,62
mCuO,mol = 183,8	mH2Ov = 0,582	mn2 = 0,003
mO2 = 1,47	mO2necesario = 1,47	n = 3
o = 378	O2sobrante = 0	O2sum,mol = 45,94
PCI = 19158	PMCu2O = 143,1	PMCuO = 79,55
PMgases = 62	PMo2 = 32	Qint1011 = 549,6
Qint23 = 6251	Qint910 = 2281	Qr = -12040
Qar = 65,83	Qfr = 6120	Rendbomba = 0,95
Rendcomp,12 = 0,9	RendTOTAL = 0,262	Rendturb,1213 = 0,9
Rendturb,1314 = 0,85	Rendturb,1415 = 0,9	Rendturb,45 = 0,65
ss2 = 5,699	ss5 = 6,494	Ta = 900
Tg = 900	Turb1213 = 1011	Turb1314 = 757
Turb1415 = 1306	Turb45 = 8800	VCO2 = 0,156
VH2Ov = 0,118	w = 42	WAIREneta = 1982
WTOTALneta = 5020	WTV = 3074	WTVneta = 3038
XCO2 = 0,04275	XH2Ov = 0,03233	z = 4

4. Resultados del sistema con $\Phi = 1,5$

Unit Settings: SI C bar kJ mass deg

AHr _{CuO,mol} = -262,1	b = 42,75	Bomba ₁₆₁₇ = 0,3206
Bomba ₁₉₂₀ = 7,628	c = 513	Compr ₁₂ = 10227
Comp _{CO2} = 0,7637	Comp _{H2Ov} = 0,2363	Cp _{CO2} = 1,275
Cp _{Cu2O} = 0,5787	Cp _{CuO} = 0,7027	Cp _{H2Ov} = 2,412
d = 0,2143	E _{bio} = 19158	GS = 2,463
h = 60	hs2 = 549	hs5 = 658,6
j = 32,33	k _{est} = 45,94	m _{aire} = 36,75
m _{aire,sobrante} = 34,55	m _{biomasa} = 1000	m _{CO2} = 1,881
m _{Cu2O} = 20,45	m _{Cu2O,mol} = 137,8	m _{CuO} = 21,92
m _{CuO,mol} = 275,6	m _{H2Ov} = 0,582	m _{n2} = 0,003
m _{O2} = 2,205	m _{O2necesario} = 1,47	n = 3
o = 378	O _{2sobrante} = 0,735	O _{2sum,mol} = 68,91
PCI = 19158	PM _{Cu2O} = 143,1	PM _{CuO} = 79,55
PM _{gases} = 62	PM _{o2} = 32	Q _{int1011} = 549,6
Q _{int23} = 9377	Q _{int910} = 2281	Q _r = -18060
Q _{ar} = 470,9	Q _{fr} = 892,7	Rend _{bomba} = 0,95
Rend _{comp,12} = 0,9	Rend _{TOTAL} = 0,1948	Rend _{turb,1213} = 0,9
Rend _{turb,1314} = 0,85	Rend _{turb,1415} = 0,9	Rend _{turb,45} = 0,65
ss2 = 5,699	ss5 = 6,494	Ta = 900
Tg = 900	Turb ₁₂₁₃ = 218,7	Turb ₁₃₁₄ = 163,7
Turb ₁₄₁₅ = 384,8	Turb ₄₅ = 13200	V _{CO2} = 0,156
V _{H2Ov} = 0,118	w = 42	W _{AIREneta} = 2973
W _{TOTALneta} = 3733	W _{TV} = 767,3	W _{TVneta} = 759,3
X _{CO2} = 0,04275	X _{H2Ov} = 0,03233	z = 4

5. Comparación del análisis de sensibilidad

	$\Phi = 1$	$\Phi = 1,2$	$\Phi = 1,5$
Compresor del circuito de aire	6818,0 kW	8182,0 kW	10227,0 kW
Intercambiador de calor del circuito de aire	6251,0 kW	7501,0kW	9377,0 kW
Turbina del circuito de aire	8800,0 kW	10560,0 kW	13200,0 kW
Calor del reactor de aire	65,83 kW	79,0 kW	470,9 kW
Calor del reactor de combustible	6120,0 kW	4178,0 kW	892,7 kW
Intercambiador 1 circuito de gases de escape	2281,0 kW	2281,0 kW	2281,0 kW
Intercambiador 2 circuito de gases de escape	549,6 kW	549,6 kW	549,6 kW
Turbina de alta ciclo de vapor de agua	1011,0 kW	717,0 kW	218,7 kW
Turbina de media ciclo de vapor de agua	757,0 kW	536,6 kW	163,7 kW
Turbina de baja ciclo de vapor de agua	1306,0 kW	963,5 kW	384,8 kW
Bomba 1 ciclo de vapor de agua	1,08 kW	0,8 kW	0,32 kW
Bomba 2 ciclo de vapor de agua	35,3 kW	25,0 kW	7,6 kW
Calor necesario para la oxidación	12040,0 kW	14448,0 kW	18060,0 kW
Potencia neta del ciclo de aire	1982 kW	2379 kW	2973 kW
Potencia neta del ciclo de combustible	2830,6 kW	2830,6 kW	2830,6 kW
Potencia neta del ciclo de vapor	3038 kW	2191 kW	759,3 kW
Potencia neta del sistema	5020 kW	4570 kW	3733 kW