

Trabajo Fin de Grado

Simulación de un sistema micro-CHP con pila de combustible HT-PEM utilizando amoníaco como fuente de hidrógeno

Simulation of a micro-CHP system with HT-PEM fuel cell using ammonia as hydrogen source

Autor

Cristina Escriche Martínez

Directores

Enrique Romero Pascual
Jaime Soler Herrero

Índice de Anexos

Anexo 1 Datos y ecuaciones para el modelado del comportamiento de la pila HT-PEM. Curvas de polarización	3
Anexo 2 Análisis Pinch	8
Anexo 3 Modelado de la red de intercambiadores. Casos de estudio	19
Anexo 4 Tablas de resultados de las simulaciones	51
Anexo 5 Diseño y presupuesto desglosado de los componentes del sistema micro-CHP	59
8. Bibliografía.....	79

Trabajo Fin de Grado

Anexo 1

Datos y ecuaciones para el modelado del comportamiento de la pila HT-PEM. Curvas de polarización.

Autor

Cristina Escriche Martínez

Directores

Enrique Romero Pascual

Jaime Soler Herrero

ESCUELA DE INGENIERÍA Y ARQUITECTURA

2017

Parámetros de diseño de la pila			
V_o	Voltaje de circuito abierto	0,95	V
A_{celda}	Área de celda	45,16	cm ²
Valores de entalpías			
ΔH_{rxn}	Entalpía de formación estándar de H_2O	244900	J/mol
Valores usados en el modelo del cátodo (valores de regresión)			
ao	Constante de transferencia de carga	$2,76 \cdot 10^{-3}$	K ⁻¹
bo	Constante de transferencia de carga	-0,9453	adim
a1	Constante de pérdidas óhmicas	$-1,67 \cdot 10^{-4}$	ohm/K
b1	Constante de pérdidas óhmicas	0,2289	ohm
a2	Constante de limitación de la difusión	$-8,20 \cdot 10^{-4}$	ohm/K
b2	Constante de limitación de la difusión	0,4306	ohm
a3	Constante de limitación de la corriente	$3,33 \cdot 10^{-12}$	A
b3	Constante de limitación de la corriente	$-4,37 \cdot 10^{-2}$	adim
λ	Ratio estequiométrico del cátodo	2	adim
Valores usados en el modelo del ánodo			
k_{eho}	Tasa de electrooxidación H_2	25607	A/cm ²
E_{keh}	Energía de activación para electrooxidación H_2	34777	kJ/kmol
k_{fho}	Tasa de adsorción H_2	$2,743 \cdot 10^{24}$	A/cm ² /bar
E_{kfh}	Energía de activación para adsorción H_2	$1,899 \cdot 10^5$	kJ/kmol
b_{fho}	Tasa de desorción H_2	$2,0386 \cdot 10^6$	bar
E_{bfh}	Energía de activación para desorción H_2	47904	kJ/kmol
Otros valores			
F	Cte de Faraday	96487	C/mol
R	Cte universal de los gases	8,314	J/mol/K

Datos tomados de [32]

Para expresar el rendimiento de la pila ha de tenerse en cuenta la influencia de los parámetros de las tasas de electrooxidación, adsorción y desorción del hidrógeno. Éstas se calculan como funciones de Arrhenius:

$$\text{Tasa de electrooxidación de } H_2 \quad k_{eh} = k_{eho} \cdot e^{\frac{-E_{keh}}{RT_{pila}}}$$

$$\text{Tasa de adsorción de } H_2 \quad k_{fh} = k_{fho} \cdot e^{\frac{-E_{kfh}}{RT_{pila}}}$$

$$\text{Tasa de desorción de } H_2 \quad b_{fh} = b_{fho} \cdot e^{\frac{-E_{bfh}}{RT_{pila}}}$$

El resto de expresiones que se emplean en los cálculos son las siguientes:

$$i_o = a_3 \cdot e^{-b_3 T_{pila}}$$

$$\alpha = a_o \cdot T_{pila} + b_o$$

$$R_\Omega = a_1 \cdot T_{pila} + b_1$$

$$R_{dif} = a_2 \cdot T_{pila} + b_2$$

Para la simulación en AspenOne HYSYS® se trabaja con las siguientes expresiones:

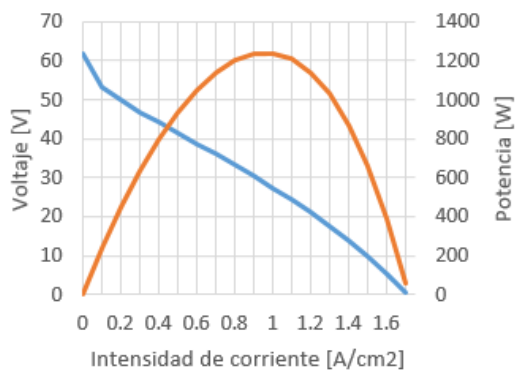
$$\text{Polarización del ánodo}^1 \quad \eta_{ánodo} = \frac{RT_{pila}}{\alpha F} \sinh\left(\frac{i}{2k_{eh}\theta_{H_2}}\right)$$

$$\text{Polarización del cátodo} \quad \eta_{cátodo} = \frac{RT_{pila}}{4\alpha F} \ln\left(\frac{i + i_o}{i_o}\right) + \frac{R_{dif}i}{\lambda - 1}$$

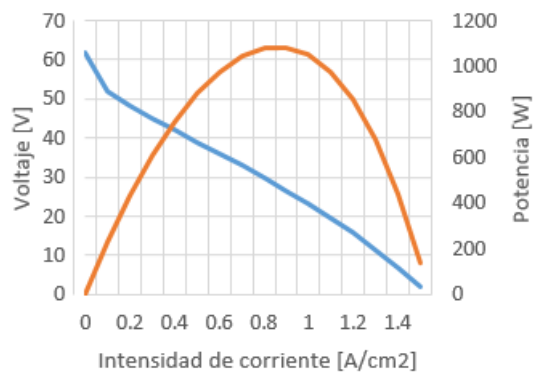
$$\text{Polarización óhmica} \quad \eta_\Omega = R_\Omega i$$

¹ Esta expresión se obtiene a partir de las ecuaciones cinéticas que describen los balances de la fracción de superficie activa cubierta por hidrógeno y CO en la superficie del catalizador en estado estacionario [35]. Cabe destacar que en el sistema propuesto en el presente trabajo no existe CO.

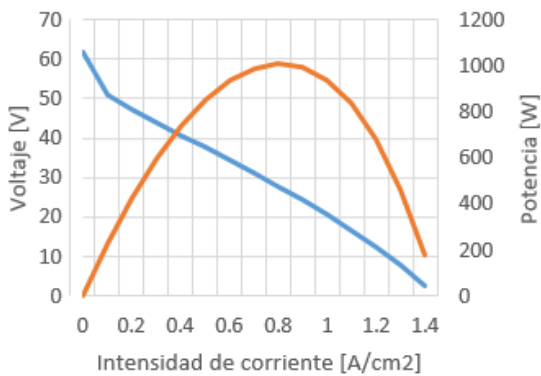
Curva polarización $T_{\text{pila}}=200^{\circ}\text{C}$
(65 celdas)



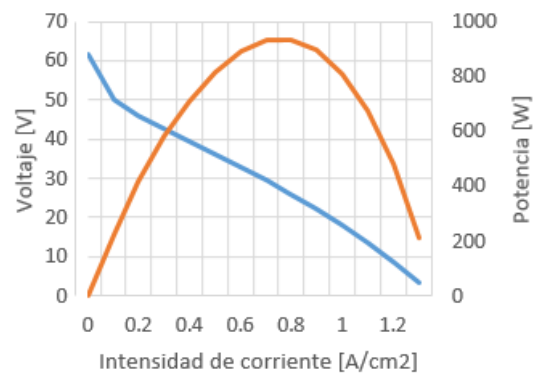
Curva polarización $T_{\text{pila}}=190^{\circ}\text{C}$
(65 celdas)



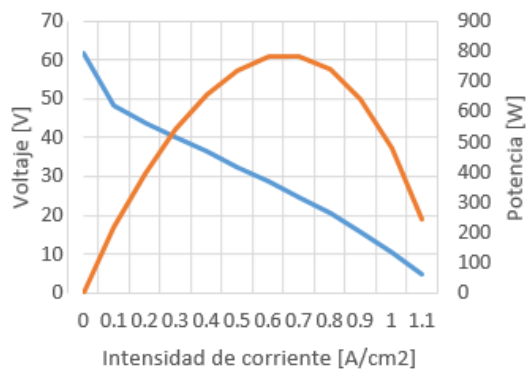
Curva polarización $T_{\text{pila}}=185^{\circ}\text{C}$
(65 celdas)



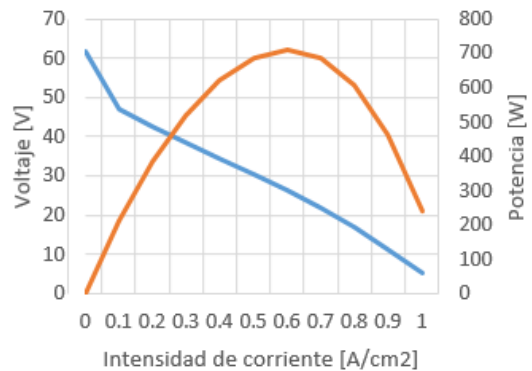
Curva polarización $T_{\text{pila}}=180^{\circ}\text{C}$
(65 celdas)



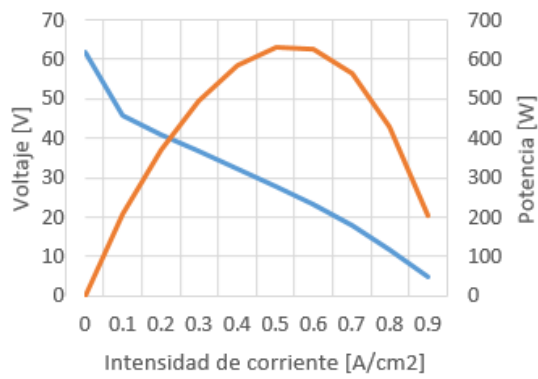
Curva polarización $T_{\text{pila}}=170^{\circ}\text{C}$
(65 celdas)



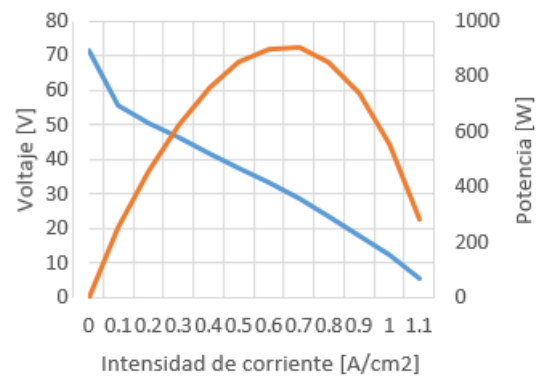
Curva polarización $T_{\text{pila}}=165^{\circ}\text{C}$
(65 celdas)



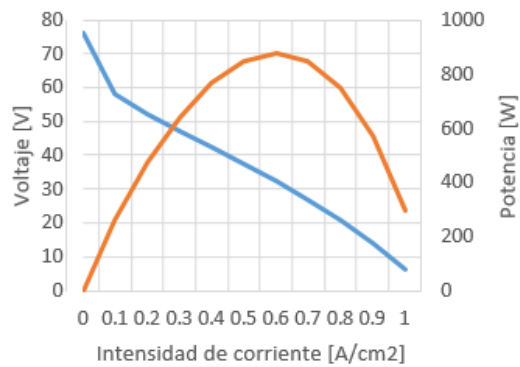
Curva polarización $T_{\text{pila}}=160^{\circ}\text{C}$
(65 celdas)



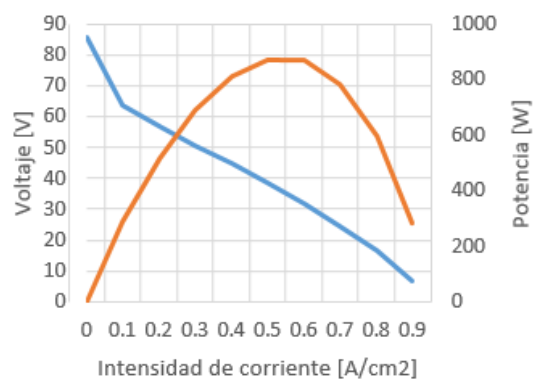
Curva polarización $T_{\text{pila}}=170^{\circ}\text{C}$
(75 celdas)



Curva polarización $T_{\text{pila}}=165^{\circ}\text{C}$
(80 celdas)



Curva polarización $T_{\text{pila}}=160^{\circ}\text{C}$
(90 celdas)



Trabajo Fin de Grado

Anexo 2 Análisis Pinch

Autor

Cristina Escriche Martínez

Directores

Enrique Romero Pascual

Jaime Soler Herrero

ESCUELA DE INGENIERÍA Y ARQUITECTURA

2017

Índice

1. Enunciado del problema	10
2. Elección de la mínima diferencia de temperatura.....	11
3. Diagramas de temperatura-entalpía.....	11
4. Algoritmo de la tabla problema	12
5. Número de intercambiadores de calor o utilidades	13
6. Diseño de la red de intercambiadores: diagrama de rejilla.....	14
6.1. Parte superior al <i>Pinch</i>	15
6.2. Parte inferior al <i>Pinch</i>	17

El análisis *Pinch* es el método de diseño de redes de intercambiadores de calor desarrollado por Linnhoff en 1978 [39]. Se trata del primer método lo suficientemente simple como para poder ser implementado a mano. Se pretende mediante el mismo la optimización de un proceso químico, entendiendo por optimización que se recupere la mayor energía posible para un número dado de equipos. La idea general es emplear el exceso de calor de las corrientes calientes para cedérselo a las corrientes frías, de manera que se empleen menos corrientes de servicio externas de calentamiento con vapor y refrigeración con agua.

En resumen, el análisis *Pinch* busca minimizar los costos de capital, energía y por tanto, de emisiones contaminantes.

El presente anexo pretende dar unas pinceladas sobre el fundamento teórico y la explicación del método *Pinch*, necesario para comprender la parte de modelado de la red de intercambiadores del trabajo.

Según Lozano [40] el diseño de una red de intercambiadores mediante el método *Pinch* requiere la realización de las siguientes tareas:

- 1) Obtención de datos fiables de cada una de las corrientes que intervienen en el sistema estudiado: (i) flujo másico, (ii) calor específico, o latente, según el caso, y (iii) temperaturas de entrada y salida.
- 2) Elección de la diferencia mínima de temperatura (ΔT_{min}) para el diseño de la red.
- 3) Construcción de la tabla problema (procedimiento tabular de Linnhoff) y del diagrama T-H, con las curvas de oferta, demanda y compuesta.
- 4) Análisis del nivel térmico de las utilidades necesarias para cumplir las demandas de calefacción y refrigeración.
- 5) Elaboración de la red óptima de intercambiadores, mediante un diagrama de rejilla.

Para ilustrar cada uno de los pasos se propone la resolución de un ejemplo sencillo:

1. Enunciado del problema

Se tienen cuatro flujos de capacidad calorífica (C_p) constante, cuyo intervalo de temperaturas viene dado en la *Tabla 3*. Las corrientes calientes requieren ser enfriadas, mientras que las frías requieren ser calentadas. Se dispone además de dos corrientes de servicio, una de vapor de agua saturado (empleada para calentar) y otra de agua de refrigeración (empleada para refrigerar).

Tabla 1 Datos de las corrientes del problema.

Corriente	Tipo	Temperatura de entrada [°C]	Temperatura de salida [°C]	C_p [kW/K]
C1	Caliente	250	120	1
C2	Caliente	200	100	4
F1	Fría	90	150	3
F2	Fría	130	190	6

En este caso se desconocen los caudales másicos de las corrientes, que no son necesarios para realizar los cálculos, debido a la definición del calor específico.

2. Elección de la mínima diferencia de temperatura

Una vez se tiene los datos suficientes de cada corriente, se procede a la elección de la ΔT_{min} . Ésta se trata de la mínima diferencia de temperatura que debe existir en cada punto del intercambiador entre ambas corrientes. Su correcta elección tiene consecuencias para los costes totales de la instalación, de manera que se debe buscar la ΔT_{min} óptima. La *Figura 15* muestra la forma de los costes de capital y energía para un problema genérico en función de ΔT_{min} . El capital viene reflejado en la necesidad de superficie de transferencia de calor, de manera que, a mayor superficie, más dinero cuesta.

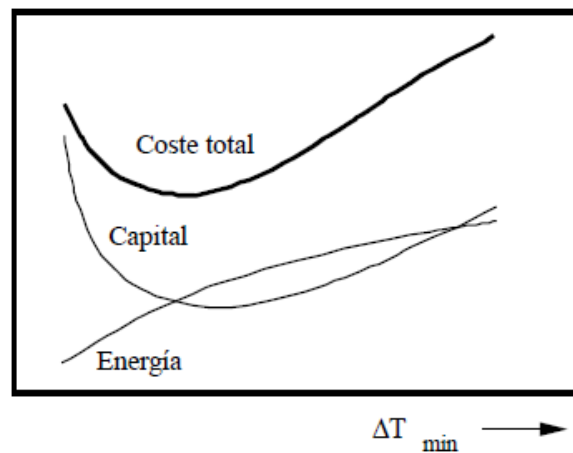


Figura 1 Costes y Energía de una instalación con intercambiadores de calor según la diferencia mínima de temperatura. Fuente: "Integración Energética" [40].

Linnhoff y otros [41] sugieren los siguientes valores óptimos de diferencia de temperatura mínima:

- Calderas y generadores de vapor $\Delta T_{min} \approx 50^{\circ}C$
- Industria química y de procesos $\Delta T_{min} \approx 20^{\circ}C$
- Sistemas de refrigeración $\Delta T_{min} \approx 5^{\circ}C$

Para el problema que estamos resolviendo supondremos una ΔT_{min} igual a $20^{\circ}C$.

3. Diagramas de temperatura-entalpía

Para representar gráficamente las necesidades caloríficas de cada corriente se emplea el diagrama T-H (temperatura-entalpía). Este diagrama, también llamado de las curvas compuestas, muestra la suma acumulada de las entalpías de todas las corrientes frías por un lado y calientes por otro para cada intervalo de temperatura. Para que el intercambio de calor sea posible, la curva caliente tiene que quedar siempre por encima de la fría. Estas curvas pueden acercarse entre sí como mucho la ΔT_{min} . Ésta se observa normalmente en un solo punto, llamado punto de estrangulamiento energético, o en la literatura inglesa, "*Pinch Point*". La *Figura 16* muestra el diagrama T-H para el problema que se está resolviendo:

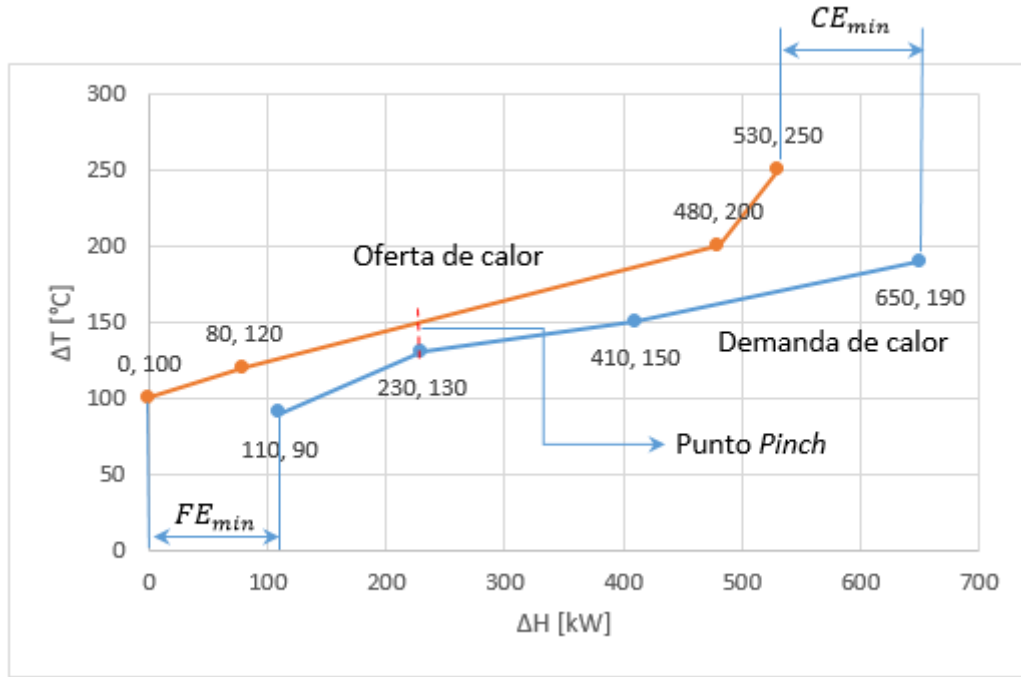


Figura 2 Diagrama T-H del problema.

La diferencia de entalpía en la parte superior del diagrama constituye el mínimo aporte externo de calor al sistema, CE_{min} . En la parte inferior se muestra el mínimo aporte externo de refrigeración, FE_{min} . Estos aportes deberán hacerlos las corrientes de servicio.

4. Algoritmo de la tabla problema

Sin embargo, el método del diagrama T-H se complica cuando existen muchas corrientes. En ese caso es necesario emplear el algoritmo de la tabla problema. Esta herramienta para el análisis *Pinch* fue propuesta por Linnhoff y Flower en 1987, y posteriormente fue mejorada por Linnhoff y otros en 1982 [42]. La tabla problema divide el sistema en intervalos de temperatura sucesivos. De cada intervalo i se contempla el balance global de entalpía entre las corrientes calientes y frías que intervienen:

$$\Delta H_i = \Delta T_i (\sum C_p C - \sum C_p F),$$

Donde $\sum C_p C$ es la suma de los calores específicos de las corrientes calientes, y $\sum C_p F$ la suma de los de las corrientes frías. Un valor positivo de ΔH_i (columna 1) implica exceso neto de calor en el intervalo i , mientras que un valor negativo supone déficit, es decir, que la demanda de calor de las corrientes frías es mayor que la oferta de las calientes. La acumulación de entalpía de cada intervalo se realiza en las columnas 2 y 3, teniendo en cuenta el exceso o déficit de calor. Cuando para todos los intervalos se obtiene una acumulación positiva no se necesitará aporte energético externo para el valor de ΔT_{min} seleccionado. Si existen valores negativos, el aporte energético externo que haya que hacer será el correspondiente al mayor de esos valores.

Tabla 2 Tabla problema.

Cp [kW/K]		Temperaturas [°C]		Cp [kW/K]		Exceso/ déficit	Acumulación [kW]		Acumulación con aportación externa [kW]	
Corrientes frías		Frías	Calientes	Corrientes calientes			Input	Output	Input	Output
F1	F2			C1	C2	1	2	3	4	5
		230	250						CEmin = 120 kW	
		190	210	1		40	0	40	120	160
	6 ↑	180	200	1		-50	40	-10	160	110
	6	150	170	1	4	-30	-10	-40	110	80
3 ↑	6	130	150	1	4	-80	-40	-120	80	0
3		100	120	↓ 1	4	60	-120	-60	0	60
3		90	110		4	10	-60	-50	60	70
		80	100		↓ 4	40	-50	-10	70	110
									FEmin = 110 kW	

En el caso del problema, es necesario aportar $CE_{min} = 120 \text{ kW}$. Se vuelve a calcular la acumulación de entalpía en las columnas 4 y 5, con este nuevo aporte de calor. El último valor de la columna 5 representa la cantidad de calor que debe ser evacuado del sistema (necesidad de refrigeración), que en este caso es $FE_{min} = 110 \text{ kW}$. El punto *Pinch* se halla cuando el valor de la acumulación pasa por cero. En el caso que nos ocupa, el punto *Pinch* se encuentra en 130°C para las corrientes frías y en 150°C para las calientes.

Para el método *Pinch* hace falta seguir una serie de normas:

- Por debajo del *Pinch* (fuente) no debe haber aporte externo de calor, sino que sólo se podrán emplear servicios de refrigeración para las corrientes calientes. Para calentar las corrientes frías se emplean corrientes calientes de la fuente.
- Por encima del punto *Pinch* (sumidero) no debe aportarse refrigeración, sino que se emplean únicamente elementos de calefacción para calentar las corrientes frías. Para enfriar las corrientes calientes deberán emplearse únicamente las corrientes frías que se encuentran por encima del *Pinch*.
- Además, no puede existir transferencia de calor entre las corrientes calientes de la fuente y las frías del sumidero, es decir, no puede transferirse calor a través del *Pinch*.

5. Número de intercambiadores de calor o utilidades

A la hora de diseñar la red de cambiadores de calor, lo primero es determinar cuántos de estos equipos van a hacer falta, ya que de esto depende en gran medida el coste total del sistema. Si bien la superficie total de intercambio de calor es esencialmente constante para un problema dado [40], resulta más económico emplear cuanto menos intercambiadores mejor.

Linnhoff y otros [41] demuestran que el número mínimo de intercambiadores de calor en un problema con varias corrientes es:

$$U_{min}(ME) = N - 1,$$

Donde N es el número total de corrientes, incluyendo las utilidades y ME significa mínimo número de equipos. Debido a que las partes superior e inferior al *Pinch* deben diseñarse por separado, el número mínimo de unidades de intercambio será:

$$U_{min}(MU) = U_{min}(PS) + U_{min}(PI),$$

Donde PS y PI corresponden a las zonas superior o sumidero a inferior o fuente., y MU quiere decir mínimo consumo de utilidades.

6. Diseño de la red de intercambiadores: diagrama de rejilla

La representación de una red de intercambiadores de calor se puede hacer a través de un diagrama de rejilla. Linnhoff y Hindmarsh propusieron este método en 1983, que garantiza la generación de redes con la máxima recuperación de energía utilizando la información de la tabla problema junto con algunas reglas heurísticas [40].

En el diagrama de rejilla las corrientes calientes se representan por flechas orientadas de izquierda a derecha, y las corrientes frías, por flechas orientadas de derecha a izquierda. El punto *Pinch* se indica como una línea discontinua, partiendo el diagrama en dos zonas, sumidero y fuente. El método consiste en relacionar las corrientes frías y calientes siguiendo las normas del análisis *Pinch*, mediante unidades de intercambio de calor, que se representan con círculos.

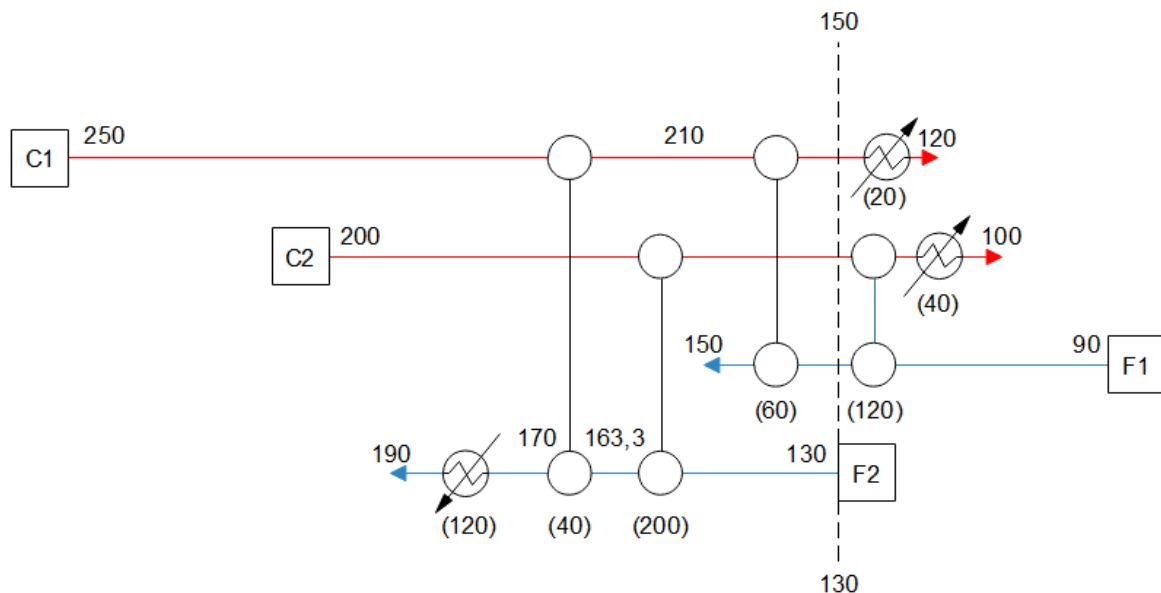


Figura 3 Diagrama de rejilla del problema: diseño de la red de intercambiadores de calor.

Se diseña la red de intercambiadores del problema del ejemplo mediante diagrama de rejilla. Se tienen dos regiones divididas por el *Pinch*, la región de la izquierda, el sumidero, en la que existen las cuatro corrientes de proceso, y la región de la derecha, la fuente, en la que sólo se tienen tres corrientes. Se realiza cada una de las regiones como un problema independiente de la otra región.

6.1. Parte superior al *Pinch*

En la región superior o sumidero, las corrientes frías se entrelazan con las calientes para enfriarlas. Se realiza el balance de energías, conociendo las temperaturas de entrada y salida del *Pinch* y el calor específico de cada corriente:

Tabla 3 Datos de las corrientes por encima del punto *Pinch*.

Corriente	$T_{entrada}[^{\circ}\text{C}]$	$T_{salida}[^{\circ}\text{C}]$	$C_p[\text{kW/K}]$	$\Delta H[\text{kW}]$
C1	250	150	1	100
C2	200	150	4	200
F1	130	150	3	60
F2	130	190	6	360

Se debe comenzar siempre desde el punto de estrangulamiento energético, desplazándose en dirección contraria al *Pinch*, debido a la restricción de no transferencia de calor a través de éste. Para poder relacionar corrientes que atraviesen el punto *Pinch* (y sólo en ese caso) en el sumidero, se debe cumplir que:

$$C_{p \text{ corriente fría}} \geq C_{p \text{ corriente caliente}}$$

Además, se debe cumplir en todo momento la condición de que en todo punto del intercambiador debe existir como mínimo una diferencia de temperatura de ΔT_{min} entre las dos corrientes. Por ejemplo, para enfriar la corriente C2 sólo podemos emplear la corriente F2, ya que F1 no cumple la condición de los C_p .

Supongamos que como F1 sólo dispone de 60 kW para ceder, y esta energía no es suficiente para enfriar por completo ninguna de las corrientes calientes, empleamos únicamente la corriente F2. Por lo tanto, F2 enfriará a C1 y a C2:

F2, con 360 kW, enfría a C2, que necesita 200 kW. Es obvio que en el intercambiador sólo se podrán transmitir 200 kW. Así pues, la corriente F2 se calienta hasta una temperatura de:

$$130^{\circ}\text{C} + \frac{200}{6} = 163,3^{\circ}\text{C}$$

A F2 le quedan $360 - 200 = 160$ kW, y enfría a C1, que necesita 100 kW. Se transmiten 100 kW, y F2 se calienta hasta:

$$163,3^{\circ}\text{C} + \frac{100}{6} = 180^{\circ}\text{C}$$

Ahora para llevar F2 a la temperatura de salida, es necesario aportar 60 kW de manera externa, mediante una corriente de servicio caliente.

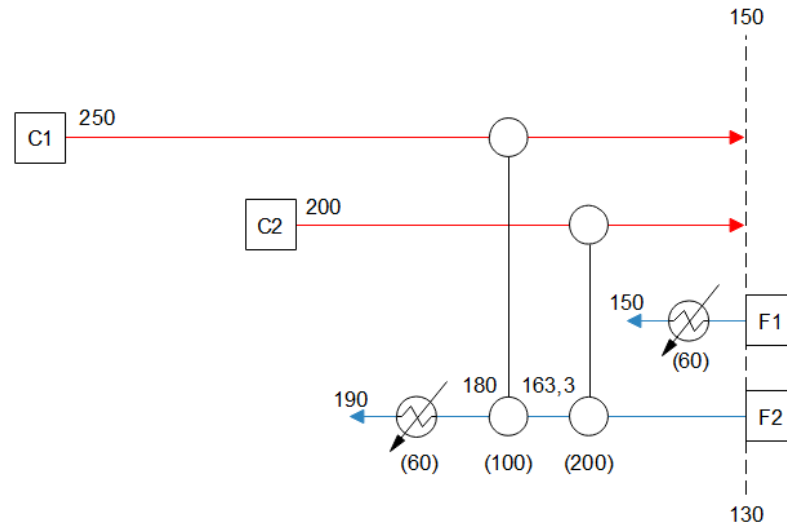


Figura 4 Diagrama de rejilla: diseño erróneo de la red de intercambiadores por encima del punto Pinch.

Sin embargo, con este diseño se produce una violación del valor fijado para ΔT_{min} de 20°C entre las corrientes caliente y fría en cada lado del cambiador:



Figura 5 Intercambiador entre las corrientes C1 y F2. Demostración de la violación de la diferencia mínima de temperatura escogida.

Por lo tanto se deberá escoger otro diseño:

F2, con 360 kW, enfría a C2, que necesita 200 kW. La corriente F2 se calienta hasta una temperatura de:

$$130^{\circ}\text{C} + \frac{200}{6} = 163,3^{\circ}\text{C}$$

F1, con 60 kW, enfría a C1, que necesita 100 kW. Sólo se transmiten 60 kW, de manera que F1 es calentada hasta 150°C, y C1 se enfría hasta:

$$150^{\circ}\text{C} + \frac{60}{1} = 210^{\circ}\text{C}$$

A F2 le quedan aún $360 - 200 = 160$ kW, y enfría lo que le queda a C1, que necesita sólo 40 kW más. F2 se calienta hasta:

$$163,3^{\circ}\text{C} + \frac{40}{6} = 170^{\circ}\text{C}$$

Se deben aportar 120 kW a la corriente F2 mediante un servicio caliente.

Así pues, se puede comprobar que se ha conseguido el objetivo de consumo mínimo de servicios calientes: 120 kW.

6.2. Parte inferior al *Pinch*

En la región inferior, o fuente, las corrientes calientes calientan a las frías. Se procede de la misma manera que antes, realizando el balance de energías:

Tabla 4 Datos de las corrientes por debajo del punto *Pinch*.

Corriente	$T_{entrada}[^{\circ}\text{C}]$	$T_{salida}[^{\circ}\text{C}]$	$C_p[\text{kW/K}]$	$\Delta H[\text{kW}]$
C1	150	120	1	30
C2	150	100	4	200
F1	90	130	3	120

En el caso de la fuente, debe cumplirse la siguiente condición, sólo para las corrientes que atraviesen el punto *Pinch*:

$$C_{p \text{ corriente caliente}} \geq C_{p \text{ corriente fría}}$$

De manera que sólo la corriente C2 puede emplearse para calentar F1, intercambiándose 120 kW.

Se comprueba igualmente que se cumple la norma de ΔT_{min} , y se observa que ahora también se ha logrado el objetivo de consumo mínimo de servicios de refrigeración: 80 kW + 30 kW = 110 kW.

Lista de Figuras

Figura 15 Costes y Energía de una instalación con intercambiadores de calor según la diferencia mínima de temperatura	11
Figura 16 Diagrama T-H del problema	12
Figura 17 Diagrama de rejilla del problema: diseño de la red de intercambiadores de calor	14
Figura 18 Diagrama de rejilla: diseño erróneo de la red de intercambiadores por encima del punto Pinch	16
Figura 19 Intercambiador entre las corrientes C1 y F2. Demostración de la violación de la diferencia mínima de temperatura escogida.....	16

Lista de Tablas

Tabla 3 Datos de las corrientes del problema.....	10
Tabla 4 Tabla problema	13
Tabla 5 Datos de las corrientes por encima del punto Pinch	15
Tabla 6 Datos de las corrientes por debajo del punto Pinch.....	17

Trabajo Fin de Grado

Anexo 3

Modelado de la red de intercambiadores. Casos de estudio.

Autor

Cristina Escriche Martínez

Directores

Enrique Romero Pascual

Jaime Soler Herrero

ESCUELA DE INGENIERÍA Y ARQUITECTURA

2017

Índice

1. Caso base.....	21
1.1. Optimización del caso base	24
1.2. Rediseño de la red de intercambiadores para el caso base.....	27
2. Optimización	31
2.1. Minimización del caudal de metano	31
2.2. Rediseño de la red de intercambiadores	32
2.2.1. Temperatura de operación de la pila HT-PEM de 200°C.....	32
2.2.2. Temperatura de operación de la pila HT-PEM de 190°C.....	35
2.2.3. Temperatura de operación de la pila HT-PEM de 185°C.....	36
2.2.4. Temperatura de operación de la pila HT-PEM de 180°C.....	38
2.2.5. Temperatura de operación de la pila HT-PEM de 170°C.....	40
2.2.6. Temperatura de operación de la pila HT-PEM de 165°C.....	42
2.2.7. Temperatura de operación de la pila HT-PEM de 160°C.....	44
2.3. Elección del nuevo diseño de la red de intercambiadores	46

1. Caso base

En caso base del que se parte (*Figura 21*) cuenta con una red de 10 intercambiadores de calor a contracorriente, colocados conectando corrientes de manera intuitiva, basándose en otros sistemas estudiados con anterioridad por otros autores (como Romero-Soler [5] y Escartín [6]).

El amoníaco se introduce presurizado a 10 bar y 20°C. Se introduce tanto amoníaco como es necesario para producir la cantidad de hidrógeno con la que la pila de combustible sea capaz de generar 1 kW de potencia eléctrica. Una válvula de despresurización convierte la corriente a presión atmosférica. El equipo que modela el reactor de descomposición en AspenOne HYSYS® es un reactor de equilibrio². La columna de adsorción se modela como un componente separador o *splitter*, de manera que se retira totalmente el amoníaco no reaccionado de la corriente principal. El combustor se ha modelado mediante otro reactor de equilibrio. Al combustor se introduce una corriente de metano puro, mezclada con el exceso de combustible hidrógeno de la pila (flujo de salida del ánodo), y una corriente de aire (21% O_2 y 79% N_2). El flujo másico de metano es aquel con el que AspenOne HYSYS® calcula que no se dan cruces de temperatura en el primer intercambiador de calor que afecta a los gases de combustión, correspondiente a 39,4 g/h. Parte del calor de los gases de combustión se lleva al reactor de descomposición, para posibilitar la reacción, mediante un intercambiador de calor que estaría adosado al reactor.

La corriente de H_2 proveniente de la columna de adsorción se introduce a la pila de combustible junto con una corriente de aire. Para realizar el modelo de la pila HT-PEM en AspenOne HYSYS® (*Figura 20*) se toma como ejemplo el del trabajo de J. Escartín [6].

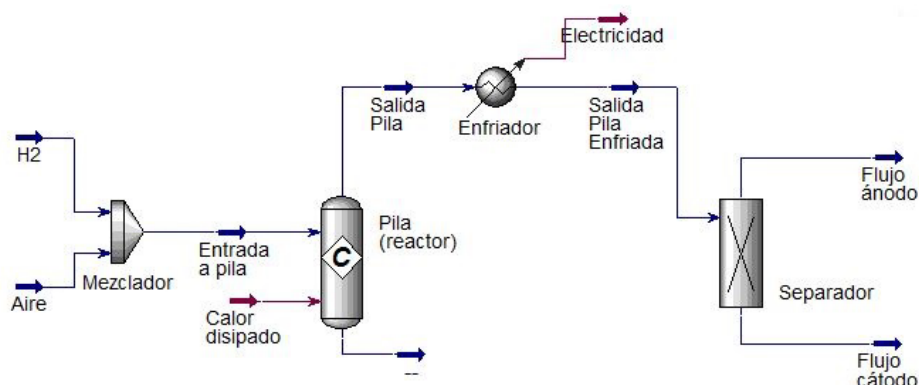


Figura 6 Esquema del modelado de la pila HT-PEM en AspenOne HYSYS®.

En un reactor de conversión se produce la reacción de formación de agua, considerando un factor de conversión del 90% de hidrógeno. La corriente que sale del reactor se lleva a un componente separador, en el que se diferencian las corrientes que corresponden a la salida del ánodo y del cátodo. Para simular la producción de electricidad se emplea un intercambiador no riguroso, que retira energía (entalpía) en forma calorífica de la corriente de salida del reactor. La pila de combustible necesita refrigeración, ya que parte de la energía liberada no es en forma de electricidad, sino de calor. Esto se consigue haciendo pasar una

² Se asume que la distribución de los productos de la reacción está de acuerdo al equilibrio termodinámico.

corriente de agua de refrigeración. En la *Figura 21* y la *Figura 22*, esta corriente se representa como una corriente independiente de agua que recibe el calor disipado de la pila a través de un intercambiador no riguroso (calentador).

En el modelo de AspenOne HYSYS® (*Figura 21*) los intercambios de calor se modelan mediante 9 intercambiadores rigurosos y 3 intercambiadores no rigurosos; éstos últimos son: uno para ceder calor directamente de los gases de combustión al reactor de descomposición, otro para simular la electricidad que da la pila de combustible, y un último para ceder el calor excedente de la pila (en la *Figura 20* es la corriente “Calor disipado”) a la corriente de agua de refrigeración.

En cuanto a las corrientes de ACS, tal y como está diseñado el sistema, se obtienen 4, generadas por la corriente de salida del reactor de amoníaco (ACS 1), la corriente final de los gases de combustión (ACS 2), la corriente de agua de refrigeración de la pila (ACS 3) y la propia corriente de agua de refrigeración de la pila, una vez intercambiado parcialmente su calor hacia ACS 3.

Para este primer diseño base, para una temperatura de operación de la pila de combustible de 200°C y una λ_{comb} de 1,5 se emplean los siguientes parámetros:

Tabla 5 Parámetros empleados en el caso base para $T_{pila} = 200^\circ\text{C}$ y $\lambda_{combustor} = 1,5$.

NH_3 introducido [g/h]	CH_4 introducido ³ [g/h]	H_2 producido [g/h]	Densidad de corriente, i [A/cm ²]	θ_{H_2}
374,2	39,4	66,2	0,5393	0,1118

Se consigue que AspenOne HYSYS® sea capaz de calcular de manera automática los parámetros de densidad de corriente, i , y el factor de cobertura de hidrógeno, θ_{H_2} , para cada valor de la temperatura de operación de la pila, por medio de dos herramientas “Adjust”. El programa es capaz de converger a una solución para todos los parámetros, que están interconectados.

Se obtienen los siguientes valores de eficiencia, y la siguiente cantidad de ACS:

Tabla 6 Resultados del caso base para $T_{pila} = 200^\circ\text{C}$ y $\lambda_{combustor} = 1,5$.

$\eta_{pila}(\%)$	$\eta_e(\%)$	$\eta_{CHP}(\%)$	Cantidad total ACS [kg/h]
49,78	40,3	95,04	28,31

A la hora de estudiar el sistema a temperaturas de operación de la pila inferiores a 180°C, se observó que el programa no siempre acababa de converger a una solución. Este problema se arregló aumentando el número de celdas de la pila para cada temperatura. Esto es debido a que según la curva característica de la pila, no se logra alcanzar el kW de potencia para ese número inicial de celdas.

³ Este caudal de metano es fijo para todas las temperaturas de operación de la pila estudiadas en este caso.

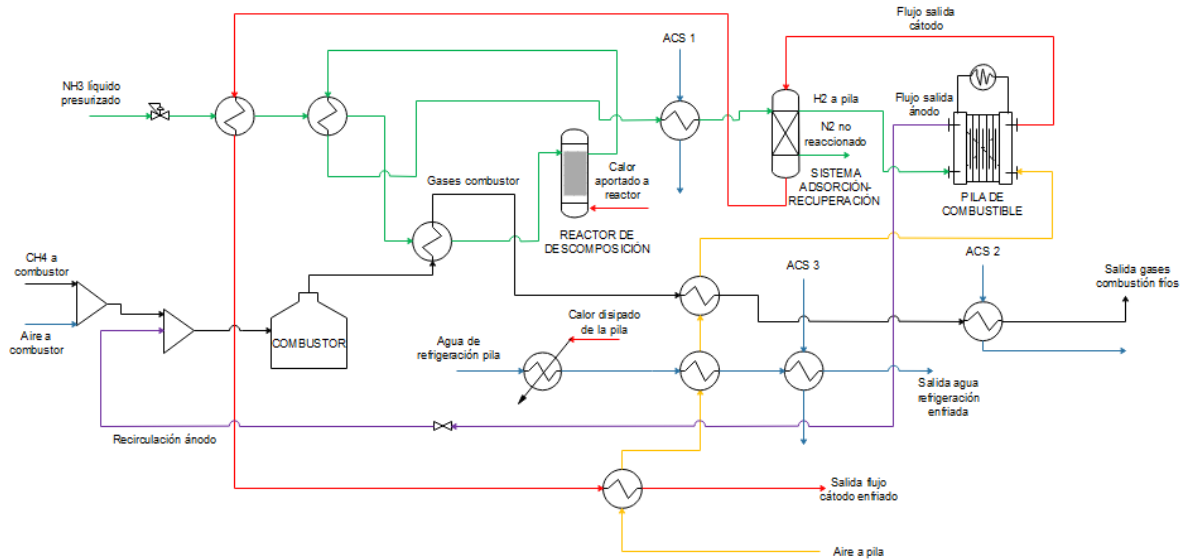


Figura 8 Esquema de proceso del sistema μ -CHP para el caso base.

1.1. Optimización del caso base

Se pretende optimizar el diseño inicial mediante análisis *Pinch* y el rediseño de la red de intercambiadores, de manera que se permita una mejor utilización de la energía térmica del sistema. El primer paso es diferenciar las corrientes que intervienen en el proceso, sus temperaturas y la variación de entalpía para ese intervalo de temperaturas. La manera de obtener estos datos es mediante simulación del caso base con intercambiadores no rigurosos (calentadores y enfriadores) en AspenOne HYSYS®.

En primer lugar se va a analizar el caso base y el diseño de su red de intercambiadores, si ésta es válida o si por el contrario es objeto de mejora. Tanto la toma de datos como el análisis *Pinch* posterior se realizan a $T_{pila} = 200^{\circ}\text{C}$ y $\lambda_{comb} = 1,5^4$. El flujo másico de CH_4 se mantiene igual que para el caso anterior, de 39,4 g/h. Los datos del problema para este caso son:

⁴ Es de señalar que con la elección de esta λ_{comb} se obtienen temperaturas muy altas de gases de combustión. Se ha tomado este dato con objeto de maximizar la eficiencia. En el sistema físico real sería necesario reducir la temperatura de salida de los gases mediante refrigeración en el combustor.

Tabla 7 Datos del problema para el rediseño del caso base con $T_{\text{pila}} = 200^{\circ}\text{C}$ y $\lambda_{\text{combustor}} = 1,5$.

Corriente	Tipo	Temperatura entrada [$^{\circ}\text{C}$]	Temperatura salida [$^{\circ}\text{C}$]	ΔH [kJ/h]
Salida reactor NH_3	Caliente	450	200	324,7
Gases combustion	Caliente	1016	40	1864
Flujo cátodo	Caliente	200	40	1641
Agua refrigeración	Caliente	200	60	3372
NH_3 a reactor	Fría	-33	450	437,30
Aire a pila	Fría	20	200	835,8
ACS	Fría	20	60	4890

El análisis *Pinch* se realiza con una ΔT_{min} de 20°C , tal y como propone Linnhoff y Flower [39] (consultar Anexo 2). Por sencillez, la tabla problema se ha hecho utilizando los datos de las variaciones entálpicas para cada intervalo de temperatura, en lugar de emplear datos de capacidades caloríficas⁵. Estos datos de ΔH se han tomado con la ayuda de AspenOne HYSYS®.

⁵ Se decide no emplear datos de capacidades caloríficas, debido a que los cálculos se debían realizar considerando datos de c_p constantes para cada corriente. Si bien para las corrientes líquidas se puede realizar una aproximación bastante acertada tomando la media entre las capacidades caloríficas a las temperaturas de entrada y salida, para corrientes gaseosas las variaciones de c_p son importantes, por lo que se comente un error notable.

Tabla 8 Tabla problema para el rediseño del caso base.

Corrientes frías [kJ/h]			Temperatura [°C]		Corrientes calientes [kJ/h]				Exceso o déficit [kJ/h]	Acumulación [kJ/h]			
NH_3 a reactor	Aire a pila	ACS	T_fría	T_caliente	Salida reactor NH_3	Gases comb.	Flujo cátodo	Agua refrig.		Input	Output	Input	Output
F1	F2	F3			C1	C2	C3	C4	1	2	3	4	5
			996	1016								CE_mín = 0	
			450	470		961,4			961,4	0	961,4	0	961,4
21,3			430	450		33,4			12,1	961,4	973,5	961,4	973,5
224			200	220	299,1	375,2			450,3	973,5	1423,8	973,5	1423,8
17,7	94,3		180	200	25,6	31			-55,4	1423,8	1368,4	1423,8	1368,4
101,18	558,2		60	80		188	629,7	3261	3419,32	1368,4	4787,72	1368,4	4787,72
16,05	91,74	2447	40	60		31	103,6	111	-2309,19	4787,72	2478,53	4787,72	2478,53
15,86	91,56	2443	20	40		244	907,7		-1398,72	2478,53	1079,81	2478,53	1079,81
41,21			-33	-13					-41,21	1079,81	1038,6	1079,81	1038,6
437,3	835,8	4890			324,7	1864	1641	3372				FE_mín = 1038,6	

De la tabla problema se extrae que el caso base se trata de un problema no restringido, ya que no se alcanzan valores negativos en la acumulación (columna 3), y por tanto no es necesario un aporte externo de calor ($CE_{min} = 0$). Sin embargo, sobra potencia del sistema ($FE_{min} = 610.6 \text{ kJ/h}$), por lo que será necesario un aporte externo de refrigeración, que se materializará en que un caudal de ACS será calentado mediante esta potencia sobrante.

1.2. Rediseño de la red de intercambiadores para el caso base

El siguiente paso es analizar la tabla problema para identificar las pautas para el rediseño de la red de intercambiadores. De la *Tabla 10* se extraen las siguientes conclusiones:

- [1] La corriente de salida del reactor de amoníaco a la columna de adsorción (C1) puede calentar cualquier corriente fría salvo la de amoníaco a reactor (F1), ya que esta corriente requiere ser calentada hasta la misma temperatura a la que está la corriente C1, violándose así la diferencia de temperatura mínima.
- [2] La corriente de gases de combustión (C2), a su vez es capaz de calentar completamente cualquier corriente fría salvo la de ACS (F3), debido a que, si bien no hay problema en cuanto a temperaturas, la energía que requiere la corriente de ACS para calentarse es mucho mayor que la que posee la corriente de gases de combustión.
- [3] Las corrientes de salida del cátodo (C3) y agua de refrigeración (C4) sólo pueden calentar a la corriente de ACS (F3), y no completamente. Debido a las temperaturas de las que parten estas corrientes para ser enfriadas, solamente podrán conectarse con la corriente de ACS. Sin embargo, la energía que contiene esta corriente no es suficiente para que las dos corrientes (C3 y C4) se enfrien hasta las temperaturas requeridas, por lo que será necesario un aporte de refrigeración externo.

Se propone entonces el siguiente diagrama de rejilla:

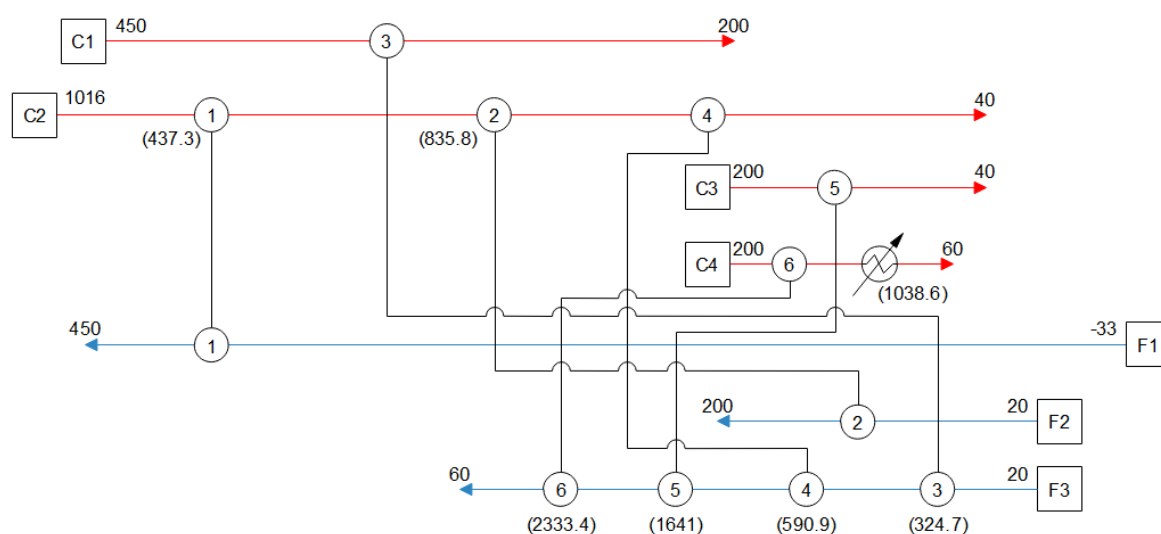


Figura 9 Diagrama de rejilla para el rediseño del caso base.

Se observa que la red de intercambiadores diseñada cumple la condición de mínimo número de equipos (ME), demostrada por Linnhoff y Flower [39] (consultar *Anexo 2*), de manera que $U_{min}(ME) = N - 1$, donde N es el número total de corrientes de proceso y de servicio. En este caso, N es igual a 7 corrientes más una de servicio fría, y el número mínimo de equipos intercambiadores de calor es de 7⁶.

Se implementa el rediseño de la red en AspenOne HYSYS®, tal y como muestra la *Figura 25*.

⁶ El intercambiador que falta es el que se emplea para que los gases de combustión aporten calor a la reacción de descomposición de amoníaco, y no está contemplado en el análisis *Pinch* porque tiene que estar presente de cualquier manera.

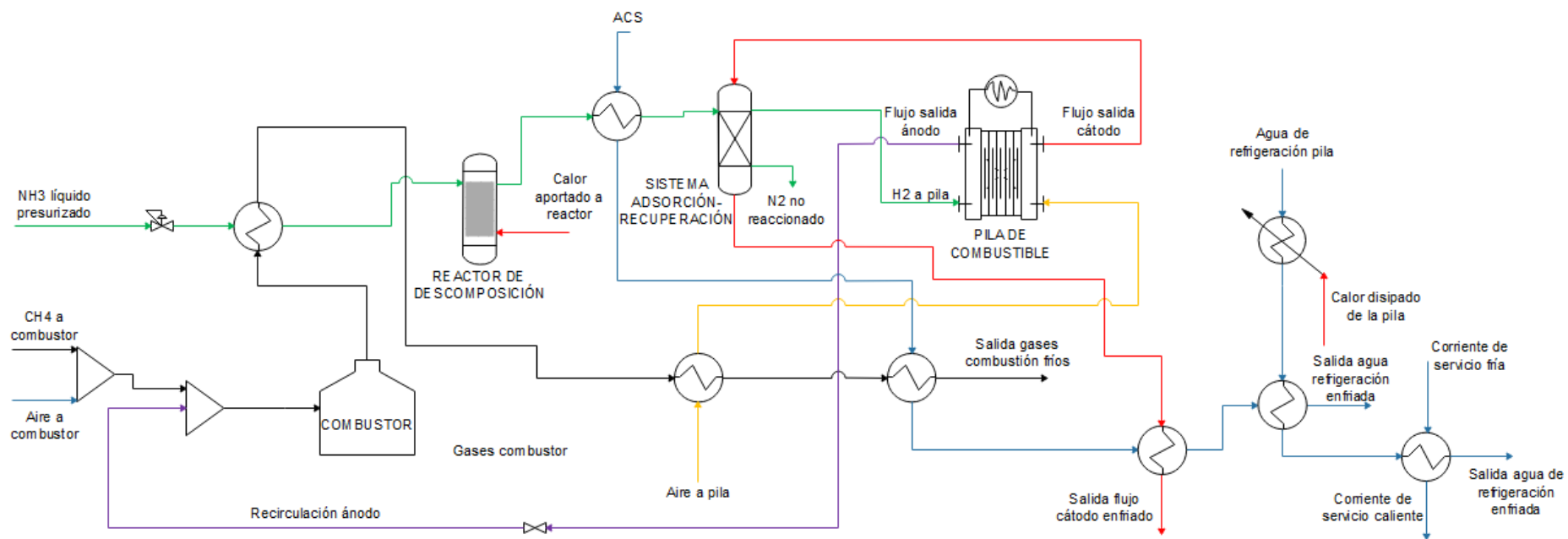


Figura 10 Esquema de proceso del sistema μ -CHP para el rediseño del caso base.

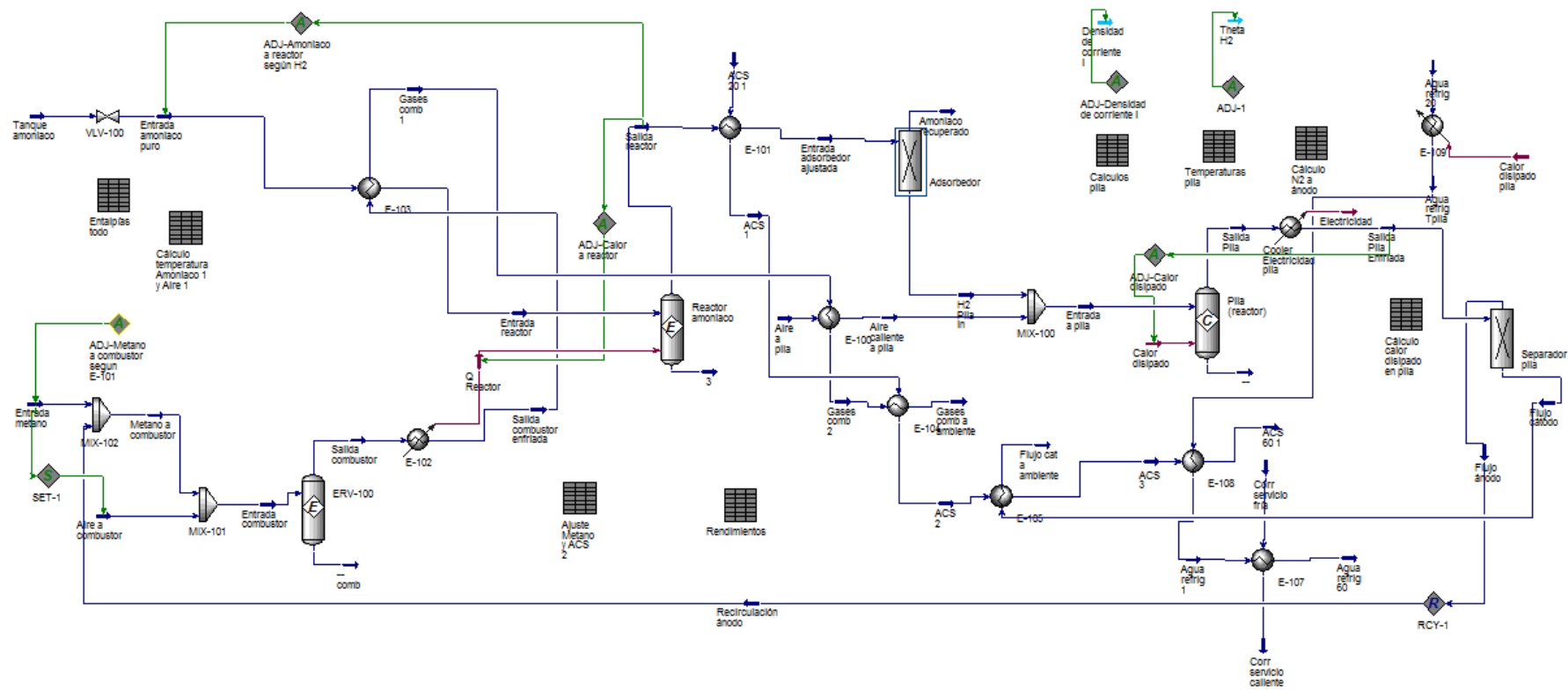


Figura 11 Esquema del sistema μ -CHP para el rediseño del caso base modelado en AspenOne HYSY®.

Los resultados obtenidos, para una temperatura de operación de la pila de combustible de 200°C y una λ_{comb} de 1,5, son los siguientes:

Tabla 9 Resultados del rediseño del caso base para $T_{pila} = 200^\circ\text{C}$ y $\lambda_{combustor} = 1,5$.

$\eta_{pila}(\%)$	$\eta_e(\%)$	$\eta_{CHP}(\%)$	Cantidad total ACS [kg/h]
49,78	40,3	97.51	29,59

2. Optimización

Se pretende realizar una optimización del sistema modificando la cantidad de metano que se introduce. Éste es el único parámetro propio del sistema μ -CHP con el que podemos actuar, puesto que el resto de parámetros están fijados de una u otra manera. El hecho de introducir más o menos cantidad de CH_4 al combustor influirá en la temperatura de los gases de combustión, y por tanto en la cantidad de ACS que son capaces de producir, de manera que afectará a la eficiencia térmica del sistema.

En cuanto al caudal de CH_4 , no existe límite superior, pero sí que hay un caudal mínimo, por debajo del cual el sistema no es capaz de funcionar, debido a que se necesita un aporte mínimo de calor por parte de los gases de combustión al reactor de descomposición, así como una temperatura mínima que permita mantener el valor escogido de ΔT_{min} en los intercambiadores.

2.1. Minimización del caudal de metano

Para hallar este límite inferior de caudal de metano, en primer lugar se estudia la configuración del caso base con la red de 10 intercambiadores. Para cada una de las temperaturas de operación de la pila contempladas, se consigue el mínimo caudal posible de CH_4 , apuntado en la *Tabla 12*.

Tabla 10 Datos y resultados del caso base, introduciendo el caudal de metano mínimo, para $T_{pila} = 200^\circ\text{C}$ y $\lambda_{combustor} = 1,5$.

Nº celdas	Temperatura de pila [$^\circ\text{C}$]	CH_4 mínimo [g/h]	$\eta_{pila}(\%)$	$\eta_e(\%)$	$\eta_{CHP}(\%)$	Cantidad total ACS [kg/h]
90	160	29,75	32,32	29,48	91,31	43,71
80	165	29,42	32,80	29,83	91,09	42,81
75	170	27,03	35,87	32,69	91,01	37,18
65	180	25,04	38,74	35,51	90,91	33,11
65	185	22,89	42,45	38,68	90,94	28,17
65	190	21,53	45,32	41,27	90,95	25,09
65	200	19,72	49,78	45,30	90,95	21,01

Se comprueba que el sistema μ -CHP necesita incorporar más CH_4 cuanto menor es la temperatura de operación de la pila de combustible. Por tanto, el siguiente paso es introducir al sistema el mínimo caudal que garantice su funcionamiento para todas las temperaturas de operación, 29,75 g/h. De esta manera, se obtienen los resultados de la *Tabla 13*.

Tabla 11 Datos y resultados del caso base, introduciendo un caudal de metano mínimo para cualquier temperatura de operación, para $T_{pila} = 200^\circ\text{C}$ y $\lambda_{combustor} = 1,5$.

Nº celdas	Temperatura de pila [$^\circ\text{C}$]	CH_4 mínimo [g/h]	$\eta_{pila}(\%)$	$\eta_e(\%)$	$\eta_{CHP}(\%)$	Cantidad total ACS [kg/h]
90	160	29,75	32,32	29.04	90.84	43,71
80	165	29,75	32.80	29.84	91.19	42,81
75	170	29,75	35.87	32.3	92.05	37,18
65	180	29,75	38.74	34.51	92.89	33,11
65	185	29,75	42.45	37.3	93.96	28,17
65	190	29,75	45.32	39.41	94.38	25,09
65	200	29,75	49.78	42.61	94.51	21,01

2.2. Rediseño de la red de intercambiadores

Conocidos los caudales mínimos necesarios de CH_4 , se plantea el rediseño de la red de intercambiadores. Se realiza un análisis *Pinch* para cada una de las temperaturas de operación de la pila contempladas. Con esto se pretende determinar si es necesario un diseño de la red de intercambiadores específico para cada temperatura de operación, o si por el contrario existe una configuración que sea adecuada para todos los casos.

Para realizar la tabla del problema se van a tener en cuenta los datos que se obtienen con el caudal de CH_4 (*Tabla 12*).

2.2.1. Temperatura de operación de la pila HT-PEM de 200°C

Para esta temperatura de operación, el flujo másico mínimo de CH_4 es de 19,72 g/h.

El problema sigue siendo no restringido, y existe necesidad de refrigeración⁷.

⁷ Como se podrá comprobar en los apartados siguientes, para todos los análisis *Pinch* que se realizan, se obtiene que se trata de problemas no restringidos, por lo que ya no se mencionará.

Tabla 12 Tabla problema para caudal mínimo y T_pila=200.

Corrientes frías [kJ/h]			Temperatura [°C]		Corrientes calientes [kJ/h]				Exceso o déficit [kJ/h]	Acumulación [kJ/h]			
NH_3 a reactor	Aire a pila	ACS	T_fría	T_caliente	Salida reactor NH_3	Gases comb.	Flujo cátodo	Agua refriger.		Input	Output	Input	Output
F1	F2	F3			C1	C2	C3	C4	1	2	3	4	5
			494,5	514,5								CE_mín = 0	
			450	470		46,39			46,39	0	46,39	0	46,39
21,3			430	450		21,02			-0,28	46,39	46,11	46,39	46,11
224			200	220	299,1	235,69			310,79	46,11	356,9	46,11	356,9
17,7	94,4		180	200	25,6	19,9			-66,6	356,9	290,3	356,9	290,3
101,18	558,4		60	80		118,1	629,7	3261	3349,22	290,3	3639,52	290,3	3639,52
16,05	91,73	1741	40	60		19,5	103,6	111	-1614,68	3639,52	2024,84	3639,52	2024,84
15,86	91,37	1737	20	40		141,8	907,7		-794,73	2024,84	1230,11	2024,84	1230,11
41,21			-33	-13					-41,21	1230,11	1188,9	1230,11	1188,9
437,3	835,9	3478			324,7	602,4	1641	3372				FE_mín = 1188,9	

Si estudiamos la tabla del problema como se hizo en el apartado 1.2. con objeto de discernir “pistas” o pautas para el diseño de la red de intercambiadores, se derivan las mismas conclusiones. Por lo tanto, se realiza el diseño de la red de intercambiadores de la *Figura 26*.

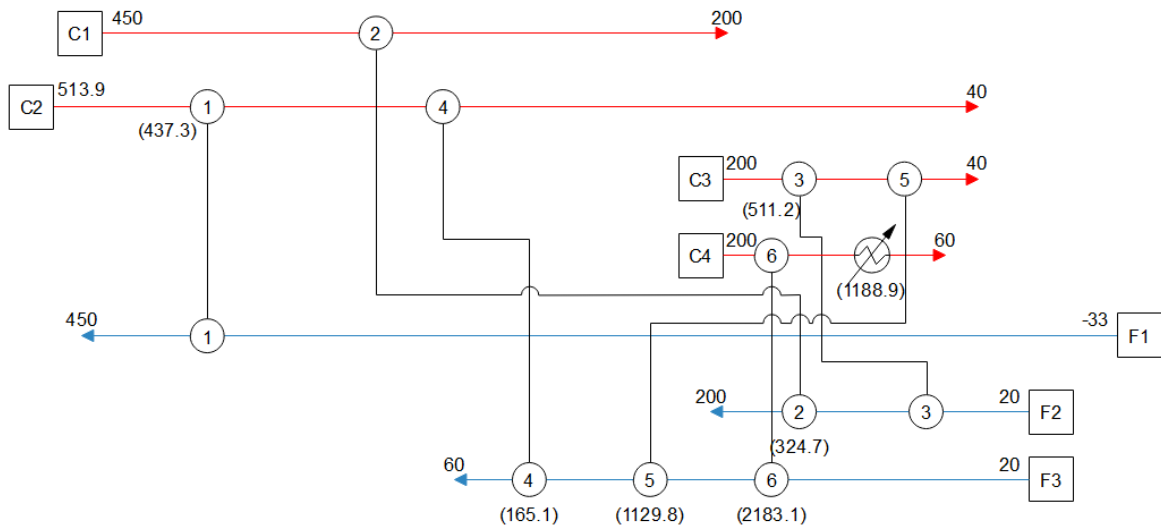


Figura 12 Diagrama de rejilla para el rediseño del caso con caudal mínimo y $T_{pila}=200$. Versión 1.

Puesto que no existe una única solución para el diagrama de rejilla, se propone también el diseño de la *Figura 27*.

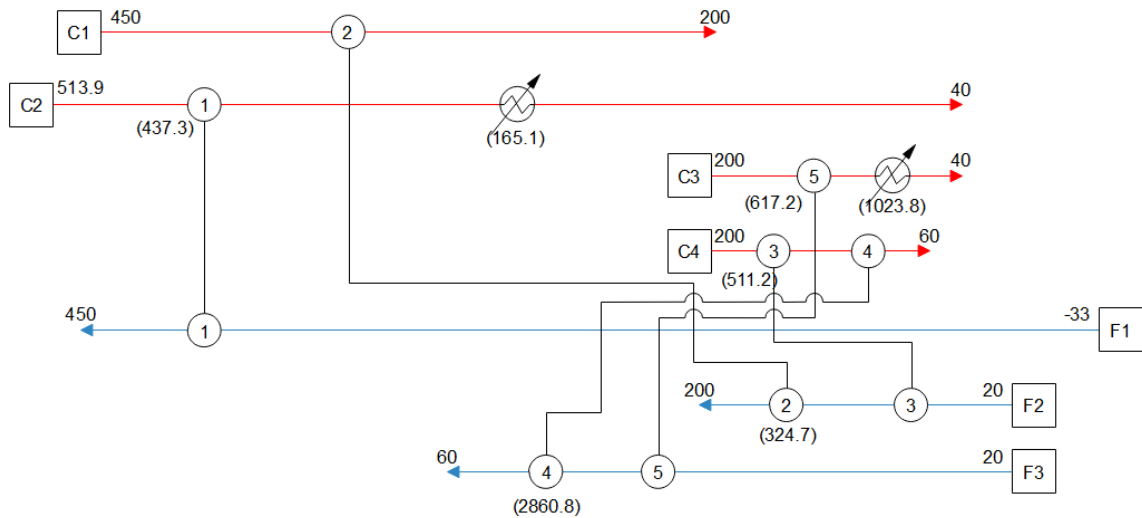


Figura 13 Diagrama de rejilla para el rediseño del caso con caudal mínimo y $T_{pila}=200$. Versión 2.

También para este caso (en ambos diseños) se cumple la condición de mínimo número de equipos: $U_{min}(ME) = N - 1$, representando N a las 7 corrientes de proceso (4 calientes y 3 frías), junto con una corriente de servicio fría. Se tienen entonces 7 equipos (más el equipo que sirve para aportar calor de los gases de combustión del metano al reactor de descomposición de amoníaco, que se excluye del análisis *Pinch*).

Esta condición se va a cumplir en el resto de análisis que se hacen, por lo que ya no se menciona.

2.2.2. Temperatura de operación de la pila HT-PEM de 190°C

Para esta temperatura de operación, el flujo másico mínimo de CH_4 es de 21,53 g/h.

Tabla 13 Tabla problema para caudal mínimo y $T_{\text{pila}}=190$.

Corrientes frías [kJ/h]			Temperatura [°C]		Corrientes calientes [kJ/h]				Exceso o déficit [kJ/h]	Acumulación [kJ/h]			
NH_3 a reactor	Aire a pila	ACS	$T_{\text{fría}}$	T_{caliente}	Salida reactor NH_3	Gases combustión	Flujo cátodo	Agua refrigeración		Input	Output	Input	Output
F1	F2	F3			C1	C2	C3	C4	1	2	3	4	5
			483,1	503,1								CE_mín = 0	
			450	470		38,28			38,28	0	38,28	0	38,28
23,3			430	450		23			-0,3	38,28	37,98	38,28	37,98
255,8			190	210	342,5	268,92			355,62	37,98	393,6	37,98	393,6
19,3	103,4		170	190	28,4	21,8			-72,5	393,6	321,1	393,6	321,1
101,49	561,4		60	80		118,4	633,6	3897	3986,11	321,1	4307,21	321,1	4307,21
17,63	100,7	2037	40	60		21,2	113,5	134	-1886,63	4307,21	2420,58	4307,21	2420,58
17,42	100,3	2032	20	40		154,7	996,9		-998,12	2420,58	1422,46	2420,58	1422,46
45,26			-33	-13					-45,26	1422,46	1377,2	1422,46	1377,2
480,2	865,8	4069			370,9	646,3	1744	4031				FE_mín = 1377,2	

Igual que en el apartado anterior, se interpreta la tabla del problema, y se procede a realizar el diagrama de rejilla con el nuevo diseño de la red. Se observa que este nuevo problema admite el mismo diseño que la *Figura 27* para la temperatura de pila de 200°C.

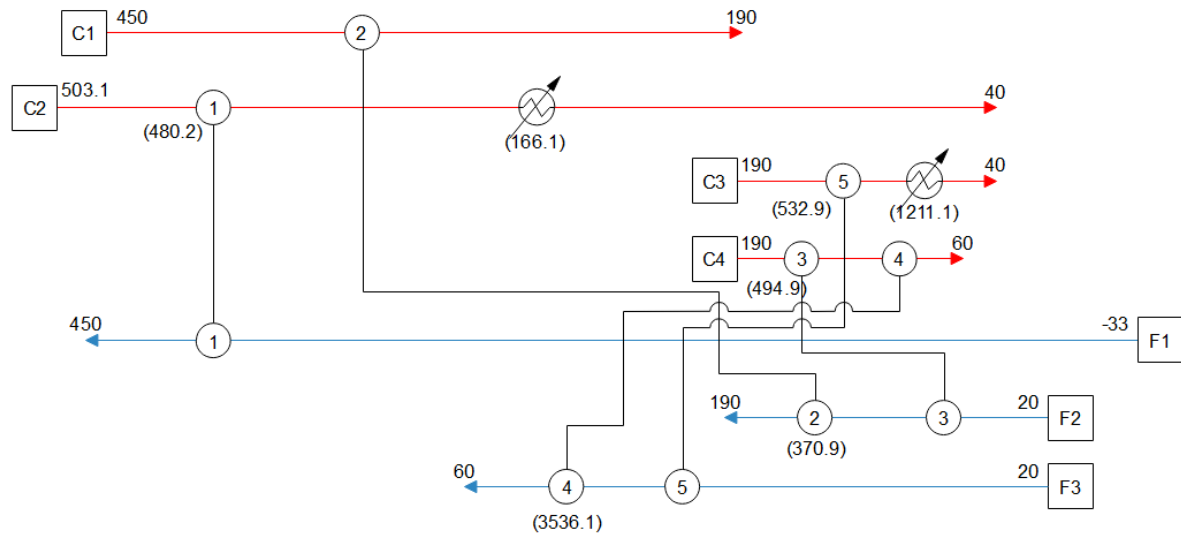


Figura 14 Diagrama de rejilla para el rediseño del caso con caudal mínimo y $T_{\text{pila}}=190$.

Para el resto de análisis *Pinch* se va a comprobar que este diseño de la red de intercambiadores sea una solución.

2.2.3. Temperatura de operación de la pila HT-PEM de 185°C

Para esta temperatura de operación, el flujo másico mínimo de CH_4 es de 22,89 g/h.

Tabla 14 Tabla problema para caudal mínimo y T_pila=185.

Corrientes frías [kJ/h]			Temperatura [°C]		Corrientes calientes [kJ/h]				Exceso o déficit [kJ/h]	Acumulación [kJ/h]			
NH ₃ a reactor	Aire a pila	ACS	T_fría	T_caliente	Salida reactor NH ₃	Gases comb.	Flujo cátodo	Agua refrig.		Input	Output	Input	Output
F1	F2	F3			C1	C2	C3	C4	1	2	3	4	5
			476,3	496,3								CE_mín = 0	
			450	470		32,36			32,36	0	32,36	0	32,36
24,8			430	450		24,51			-0,29	32,36	32,07	32,36	32,07
278,4			185	205	373,2	292,23			387,03	32,07	419,1	32,07	419,1
20,6	110,3		165	185	30	23,2			-77,7	419,1	341,4	419,1	341,4
103,16	571,8		60	80		120,3	645,1	4379	4469,44	341,4	4810,84	341,4	4810,84
18,82	107,5	2285	40	60		22,7	121,5	150	-2117,12	4810,84	2693,72	4810,84	2693,72
18,6	107,1	2280	20	40		164,2	1064,4		-1177,1	2693,72	1516,62	2693,72	1516,62
48,32			-33	-13					-48,32	1516,62	1468,3	1516,62	1468,3
512,7	896,7	4565			403,2	679,5	1831	4529				FE_mín = 1468,3	

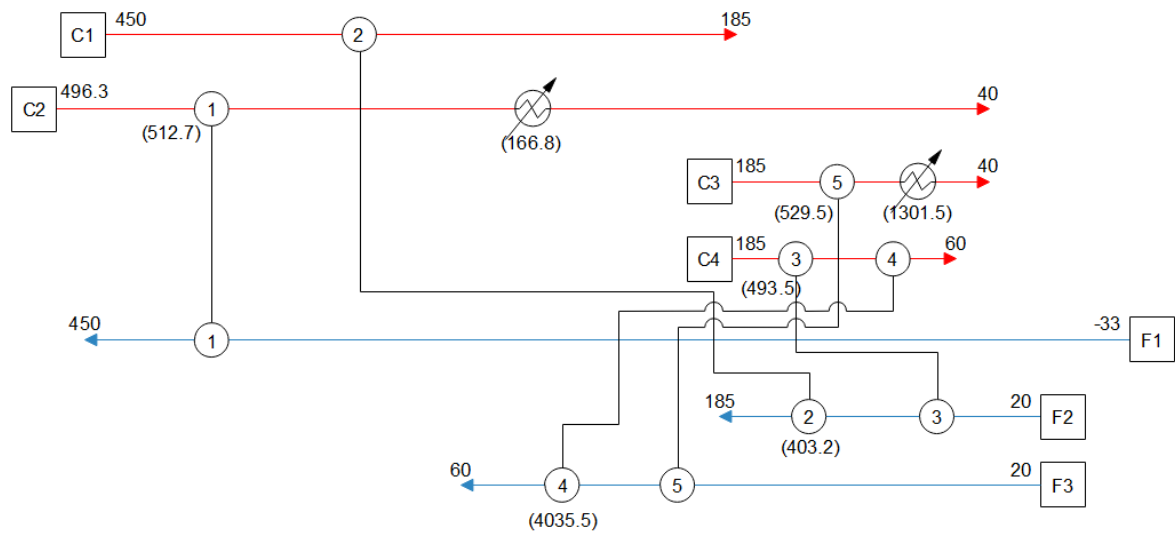


Figura 15 Diagrama de rejilla para el rediseño del caso con caudal mínimo y $T_{\text{pila}}=185$.

2.2.4. Temperatura de operación de la pila HT-PEM de 180°C

Para esta temperatura de operación, el flujo másico mínimo de CH_4 es de $25,04 \text{ g/h}$.

Tabla 15 Tabla problema para caudal mínimo y T_pila=180.

Corrientes frías [kJ/h]			Temperatura [°C]		Corrientes calientes [kJ/h]				Exceso o déficit [kJ/h]	Acumulación [kJ/h]			
NH ₃ a reactor	Aire a pila	ACS	T_fría	T_caliente	Salida reactor NH ₃	Gases comb.	Flujo cátodo	Agua refriger.		Input	Output	Input	Output
F1	F2	F3			C1	C2	C3	C4	1	2	3	4	5
			472,3	492,3								CE_mín = 0	
			450	470		32,43			32,43	0	32,43	0	32,43
27,2			430	450		26,82			-0,38	32,43	32,05	32,43	32,05
310,3			180	200	417,1	326,25			433,05	32,05	465,1	32,05	465,1
22,5	120,6		160	180	32,9	25,4			-84,8	465,1	380,3	465,1	380,3
107,35	596		60	80		125,4	672,9	5104	5198,95	380,3	5579,25	380,3	5579,25
20,6	117,7	2685	40	60		24,7	133	176	-2489,6	5579,25	3089,65	5579,25	3089,65
20,36	117,3	2680	20	40		179,6	1166,1		-1471,96	3089,65	1617,69	3089,65	1617,69
52,89			-33	-13					-52,89	1617,69	1564,8	1617,69	1564,8
561,2	951,6	5365			450	740,6	1972	5280				FE_mín = 1564,8	

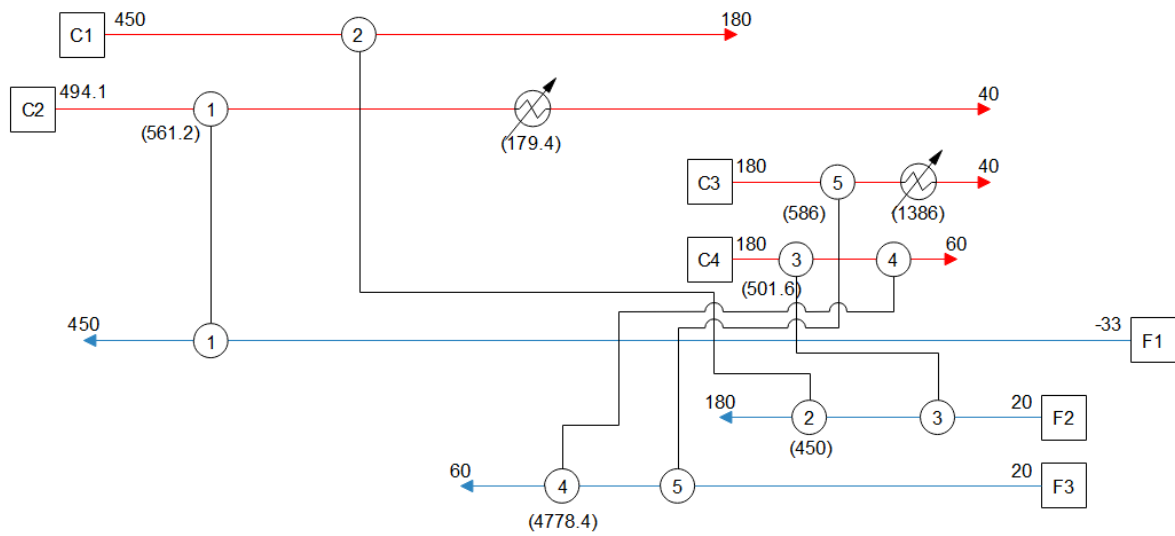


Figura 16 Diagrama de rejilla para el rediseño del caso con caudal mínimo y $T_{\text{pila}}=180$.

2.2.5. Temperatura de operación de la pila HT-PEM de 170°C

Para esta temperatura de operación, el flujo másico mínimo de CH_4 es de $27,03 \text{ g/h}$.

Tabla 16 Tabla problema para caudal mínimo y T_pila=170.

Corrientes frías [kJ/h]			Temperatura [°C]		Corrientes calientes [kJ/h]				Exceso o déficit [kJ/h]	Acumulación [kJ/h]			
NH_3 a reactor	Aire a pila	ACS	T_fría	T_caliente	Salida reactor NH_3	Gases comb.	Flujo cátodo	Agua refriger.		Input	Output	Input	Output
F1	F2	F3			C1	C2	C3	C4	1	2	3	4	5
			467,8	487,8								CE_mín = 0	
			450	470		25,88			25,88	0	25,88	0	25,88
29,4			430	450		28,95			-0,45	25,88	25,43	25,88	25,43
347,7			170	190	468,3	365,97			486,57	25,43	512	25,43	512
24	130,1		150	170	35,4	27,3			-91,4	512	420,6	512	420,6
104,1	579,1		60	80		121,7	653,4	5768	5859,9	420,6	6280,5	420,6	6280,5
22,32	127,3	3014	40	60		26,8	143,7	201	-2792,12	6280,5	3488,38	6280,5	3488,38
22	126,7	3009	20	40		193,8	1258,9		-1705	3488,38	1783,38	3488,38	1783,38
57,18			-33	-13					-57,18	1783,38	1726,2	1783,38	1726,2
606,7	963,2	6023			503,7	790,4	2056	5969				FE_mín = 1726,2	



Para esta temperatura de operación, el flujo másico mínimo de CH_4 es de 29,42 g/h.

Tabla 17 Tabla problema para caudal mínimo y T_pila=165.

Corrientes frías [kJ/h]			Temperatura [°C]		Corrientes calientes [kJ/h]				Exceso o déficit [kJ/h]	Acumulación [kJ/h]			
NH_3 a reactor	Aire a pila	ACS	T_fría	T_caliente	Salida reactor NH_3	Gases comb.	Flujo cátodo	Agua refriger.		Input	Output	Input	Output
F1	F2	F3			C1	C2	C3	C4	1	2	3	4	5
			462,2	482,2								CE_mín = 0	
			450	470		19,26			19,26	0	19,26	0	19,26
32,3			430	450		31,59			-0,71	19,26	18,55	19,26	18,55
387,2			165	185	522,4	406,85			542,05	18,55	560,6	18,55	560,6
26,3	142,3		145	165	38,8	29,8			-100	560,6	460,6	560,6	460,6
107,4	598,6		60	80		125,3	675,3	6619	6713,6	460,6	7174,2	460,6	7174,2
24,41	139,3	3470	40	60		29,2	157,3	231	-3216,21	7174,2	3957,99	7174,2	3957,99
24,09	138,8	3464	20	40		210,6	1378,4		-2037,89	3957,99	1920,1	3957,99	1920,1
62,6			-33	-13					-62,6	1920,1	1857,5	1920,1	1857,5
664,3	1019	6934			561,2	852,6	2211	6850				FE_mín = 1857,5	

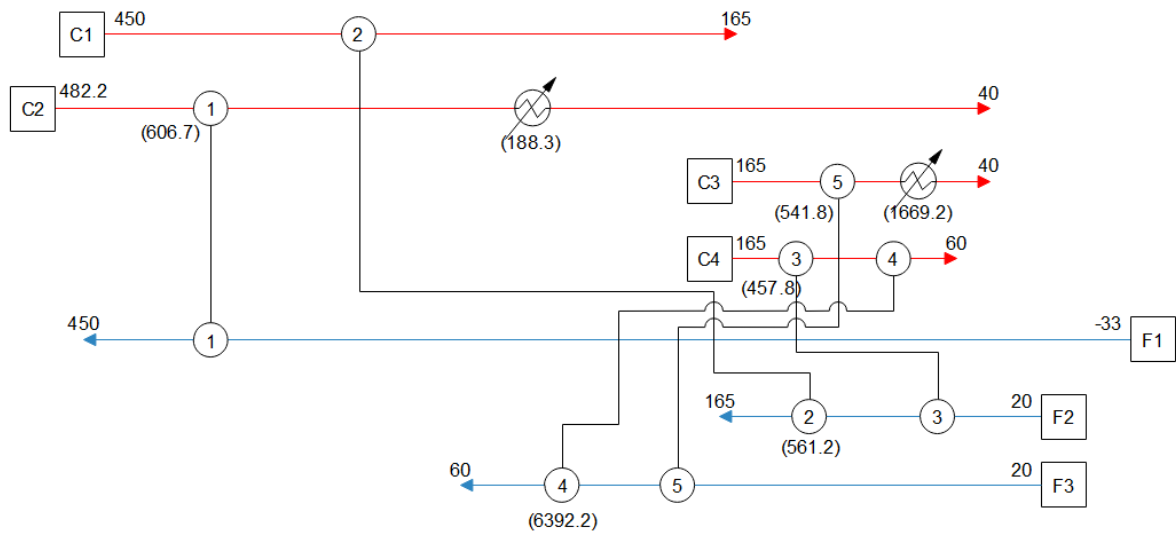


Figura 18 Diagrama de rejilla para el rediseño del caso con caudal mínimo y $T_{\text{pila}}=165$.

2.2.7. Temperatura de operación de la pila HT-PEM de 160°C

Para esta temperatura de operación, el flujo másico mínimo de CH_4 es de 29,75 g/h.

Tabla 18 Tabla problema para caudal mínimo y T_pila=160.

Corrientes frías [kJ/h]			Temperatura [°C]		Corrientes calientes [kJ/h]				Exceso o déficit [kJ/h]	Acumulación [kJ/h]			
NH_3 a reactor	Aire a pila	ACS	T_fría	T_caliente	Salida reactor NH_3	Gases comb.	Flujo cátodo	Agua refriger.		Input	Output	Input	Output
F1	F2	F3			C1	C2	C3	C4	1	2	3	4	5
			454,7	474,7								CE_mín = 0	
			450	470		7,57			7,57	0	7,57	0	7,57
32,6			430	450		31,98			-0,62	7,57	6,95	7,57	6,95
399,4			160	180	539,5	419,35			559,45	6,95	566,4	6,95	566,4
26,5	144,2		140	160	39,3	30,2			-101,2	566,4	465,2	566,4	465,2
102,4	570,9		60	80		119,3	644,1	6752	6842,1	465,2	7307,3	465,2	7307,3
24,7	141,3	3543	40	60		29,6	159,6	236	-3283,8	7307,3	4023,5	7307,3	4023,5
24,42	140,7	3536	20	40		212,7	1398,3		-2090,12	4023,5	1933,38	4023,5	1933,38
63,48			-33	-13					-63,48	1933,38	1869,9	1933,38	1869,9
673,5	997,1	7079			578,8	850,7	2202	6988				FE_mín = 1869,9	

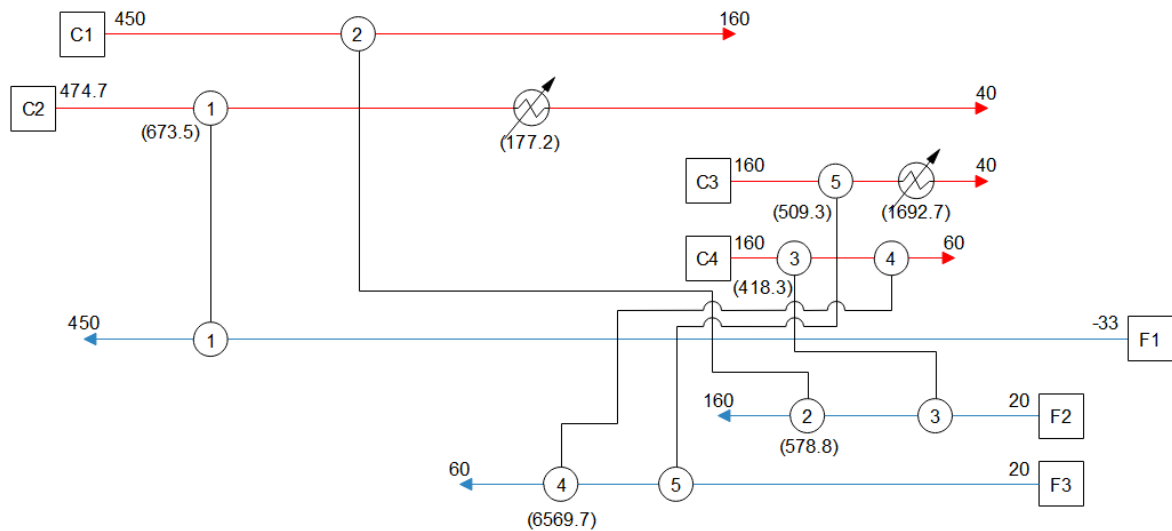


Figura 19 Diagrama de rejilla para el rediseño del caso con caudal mínimo y $T_{\text{pila}}=160$.

Se hace notar que, a menor temperatura de operación de la pila de combustible, la necesidad de refrigeración del sistema $\mu\text{-CHP}$, FE_{min} , es mayor, puesto que se aporta más cantidad de metano al sistema, y la temperatura de los gases de combustión es mayor, es decir, las corrientes calientes tienen una mayor oferta de calor, por lo que también se es capaz de producir mayor caudal de ACS.

2.3. Elección del nuevo diseño de la red de intercambiadores

Existe una solución al diagrama de rejilla que es común para todas las temperaturas de operación de la pila HT-PEM estudiadas, cumpliéndose que se emplea el menor número de equipos de intercambio de calor. Se propone entonces el diseño de la red de intercambiadores de la *Figura 34*, que consta de 8 equipos en total, y se implementa en AspenOne HYSYS®.

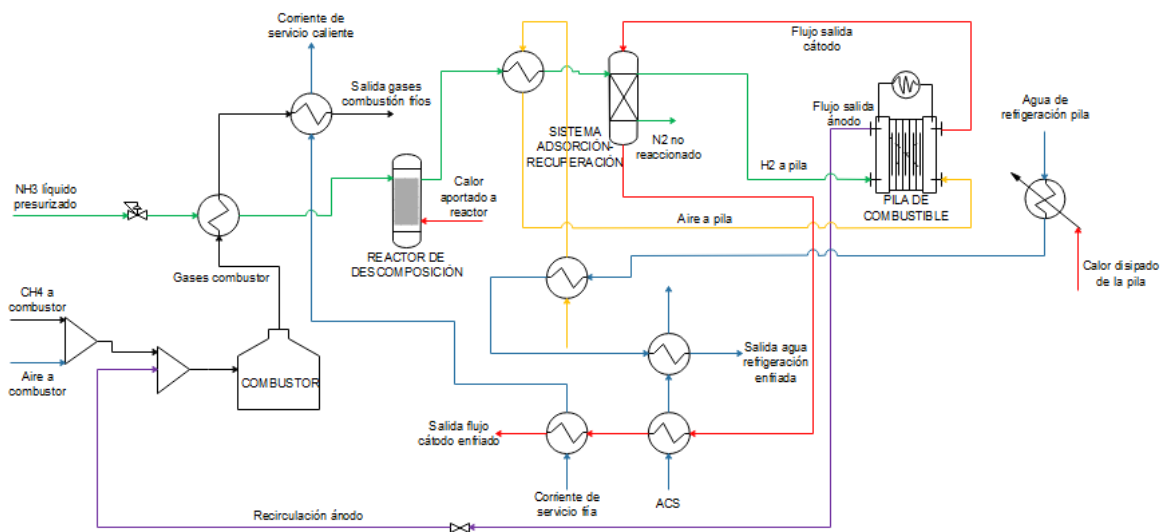
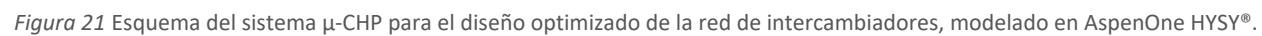


Figura 20 Esquema de proceso del sistema $\mu\text{-CHP}$ para el diseño optimizado de la red de intercambiadores.



Si ahora se procede como en el apartado 2.1. y se introduce el caudal mínimo de CH_4 de 29,75 g/h, en el nuevo diseño del sistema, se consiguen los resultados de la *Tabla 21*.

Tabla 19 Datos y resultados del caso optimizado, introduciendo un caudal mínimo de metano para cualquier temperatura de operación.

Nº celdas	Temperatura de pila [°C]	CH_4 mínimo [g/h]	$\eta_{pila}(\%)$	$\eta_e(\%)$	$\eta_{CHP}(\%)$	Cantidad total ACS [kg/h]
90	160	29,75	32,32	29.04	91.3	43,71
80	165	29,75	32.80	29.84	91.13	42,81
75	170	29,75	35.87	32.3	89.9	37,18
65	180	29,75	38.74	34.51	89.29	33,11
65	185	29,75	42.45	37.3	87.7	28,17
65	190	29,75	45.32	39.41	86.86	25,09
65	200	29,75	49.78	42.61	86.38	21,01

Lista de Figuras

Figura 20 Esquema del modelado de la pila HT-PEM	21
Figura 21 Esquema del sistema μ -CHP para el caso base modelado en AspenOne HYSY®	23
Figura 22 Esquema de proceso del sistema μ -CHP para el caso base	24
Figura 23 Diagrama de rejilla para el rediseño del caso base	27
Figura 24 Esquema de proceso del sistema μ -CHP para el rediseño del caso base	29
Figura 25 Esquema del sistema μ -CHP para el rediseño del caso base modelado en AspenOne HYSY®	30
Figura 26 Diagrama de rejilla para el rediseño del caso con caudal mínimo y $T_{\text{pila}}=200$. Versión 1	34
Figura 27 Diagrama de rejilla para el rediseño del caso con caudal mínimo y $T_{\text{pila}}=200$. Versión 2	34
Figura 28 Diagrama de rejilla para el rediseño del caso con caudal mínimo y $T_{\text{pila}}=190$	36
Figura 29 Diagrama de rejilla para el rediseño del caso con caudal mínimo y $T_{\text{pila}}=185$	38
Figura 30 Diagrama de rejilla para el rediseño del caso con caudal mínimo y $T_{\text{pila}}=180$	40
Figura 31 Diagrama de rejilla para el rediseño del caso con caudal mínimo y $T_{\text{pila}}=170$	42
Figura 32 Diagrama de rejilla para el rediseño del caso con caudal mínimo y $T_{\text{pila}}=165$	44
Figura 33 Diagrama de rejilla para el rediseño del caso con caudal mínimo y $T_{\text{pila}}=160$	46
Figura 34 Esquema de proceso del sistema μ -CHP para el diseño optimizado de la red de intercambiadores.....	46
Figura 35 Esquema del sistema μ -CHP para el diseño optimizado de la red de intercambiadores, modelado en AspenOne HYSYS®	47

Lista de Tablas

Tabla 7 Parámetros empleados en el caso base para $T_{\text{pila}} = 200^{\circ}\text{C}$ y $\lambda_{\text{combustor}} = 1,5$	22
Tabla 8 Resultados del caso base para $T_{\text{pila}} = 200^{\circ}\text{C}$ y $\lambda_{\text{combustor}} = 1,5$	22
Tabla 9 Datos del problema para el caso base con $T_{\text{pila}} = 200^{\circ}\text{C}$ y $\lambda_{\text{combustor}} = 1,5$. ..	25
Tabla 10 Tabla problema para el rediseño del caso base.....	26
Tabla 11 Resultados del rediseño del caso base para $T_{\text{pila}} = 200^{\circ}\text{C}$ y $\lambda_{\text{combustor}} = 1,5$	31
Tabla 12 Datos y resultados del caso base, introduciendo el caudal de metano mínimo, para $T_{\text{pila}} = 200^{\circ}\text{C}$ y $\lambda_{\text{combustor}} = 1,5$	31
Tabla 13 Datos y resultados del caso base, introduciendo un caudal de metano mínimo para cualquier temperatura de operación, para $T_{\text{pila}} = 200^{\circ}\text{C}$ y $\lambda_{\text{combustor}} = 1,5$	32
Tabla 14 Tabla problema para caudal mínimo y $T_{\text{pila}}=200$	33

Tabla 15	Tabla problema para caudal mínimo y $T_{pila}=190$	35
Tabla 16	Tabla problema para caudal mínimo y $T_{pila}=185$	37
Tabla 17	Tabla problema para caudal mínimo y $T_{pila}=180$	39
Tabla 18	Tabla problema para caudal mínimo y $T_{pila}=170$	41
Tabla 19	Tabla problema para caudal mínimo y $T_{pila}=165$	43
Tabla 20	Tabla problema para caudal mínimo y $T_{pila}=160$	45
Tabla 21	Datos y resultados del caso optimizado, introduciendo un caudal mínimo de metano para cualquier temperatura de operación.....	48

Trabajo Fin de Grado

Anexo 4

Tablas de resultados de las simulaciones

Autor

Cristina Escriche Martínez

Directores

Enrique Romero Pascual

Jaime Soler Herrero

ESCUELA DE INGENIERÍA Y ARQUITECTURA

2017

Índice

1. Caso base.....	53
2. Rediseño del caso base	56
3. Metano mínimo sobre el caso base	57
4. Rediseño de la red de intercambiadores para metano mínimo.....	58

1. Caso base

Nº celdas pila	T_{pila}	i	θ_{H_2}	H_2 producido	Aire alimentado a pila	NH_3 alimentado	CH_4 alimentado	η_{pila}	η_e	η_{CHP}	ACS total	Tª salida combustor
	[°C]	[A/cm²]		[g/h]	[kg/h]	[g/h]	[g/h]	(%)	(%)	(%)	[kg/h=L/h]	[°C]
90	160	Se dan cruces de temperatura										
80	165	Se dan cruces de temperatura										
75	170	Se dan cruces de temperatura										
65	180	Se dan cruces de temperatura										
65	185	0,6324	0,1327	77,6	5,286	438,8	39,4	42,45	35,52	84,28	28,61	533,9
65	190	0,5923	0,1253	72,7	4,951	410,9	39,4	45,32	37,44	84,54	26,23	604,7
65	200	0,5393	0,1118	66,2	4,508	374,2	39,4	49,78	40,3	84,91	23,07	703,4

$$\lambda_{comb} = 1$$

Nº celdas pila	T_{pila}	i	θ_{H_2}	H_2 producido	Aire alimentado a pila	NH_3 alimentado	CH_4 alimentado	η_{pila}	η_e	η_{CHP}	ACS total	Tª salida combustor
	[°C]	[A/cm²]		[g/h]	[kg/h]	[g/h]	[g/h]	(%)	(%)	(%)	[kg/h=L/h]	[°C]
90	160	Se dan cruces de temperatura										
80	165	Se dan cruces de temperatura										
75	170	0,6485	0,1565	91,8	6,255	519,2	39,4	35,87	30,95	86,06	37,11	480,2
65	180	0,6928	0,1405	85	5,792	480,7	39,4	38,74	32,98	86,46	33,8	572,4
65	185	0,6324	0,1327	77,6	5,286	438,8	39,4	42,45	35,52	87,01	30,21	669,8
65	190	0,5923	0,1253	72,7	4,951	410,9	39,4	45,32	37,44	87,41	27,83	738,7
65	200	0,5393	0,1118	66,2	4,508	374,2	39,4	49,78	40,3	88,01	24,67	834,6

$$\lambda_{comb} = 1,1$$

Nº celdas pila	T_{pila}	i	θ_{H_2}	H_2 producido	Aire alimentado a pila	NH_3 alimentado	CH_4 alimentado	η_{pila}	η_e	η_{CHP}	ACS total	Tª salida combustor
	[°C]	[A/cm²]		[g/h]	[kg/h]	[g/h]	[g/h]	(%)	(%)	(%)	[kg/h=L/h]	[°C]
90	160	0,5895	0,1727	106,3	6,823	601,4	39,4	32,89	27,35	89,21	47,14	496,1
80	165	0,6656	0,1634	100,5	6,848	568,4	39,4	32,77	28,69	88,97	43,79	562,9
75	170	0,6485	0,1565	91,8	6,255	519,2	39,4	35,87	30,95	89,63	39,51	664,3
65	180	0,6928	0,1405	85	5,792	480,7	39,4	38,74	32,98	90,26	36,2	753
65	185	0,6324	0,1327	77,6	5,286	438,8	39,4	42,45	35,52	91,1	32,61	846,9
65	190	0,5923	0,1253	72,7	4,951	410,9	39,4	45,32	37,44	91,72	30,23	913,1
65	200	0,5393	0,1118	66,2	4,508	374,2	39,4	49,78	40,3	92,65	27,07	1005

$$\lambda_{comb} = 1,25$$

Nº celdas pila	T_{pila}	i	θ_{H_2}	H_2 producido	Aire alimentado a pila	NH_3 alimentado	CH_4 alimentado	η_{pila}	η_e	η_{CHP}	ACS total	Tª salida combustor
	[°C]	[A/cm²]		[g/h]	[kg/h]	[g/h]	[g/h]	(%)	(%)	(%)	[kg/h=L/h]	[°C]
90	160	0,5895	0,1727	106,3	6,823	601,4	39,4	32,89	27,35	90,26	47,94	553,2
80	165	0,6656	0,1634	100,5	6,848	568,4	39,4	32,77	28,69	90,08	44,59	619,3
75	170	0,6485	0,1565	91,8	6,255	519,2	39,4	35,87	30,95	90,81	40,31	719,6
65	180	0,6928	0,1405	85	5,792	480,7	39,4	38,74	32,98	91,52	37	807,2
65	185	0,6324	0,1327	77,6	5,286	438,8	39,4	42,45	35,52	92,46	33,41	900
65	190	0,5923	0,1253	72,7	4,951	410,9	39,4	45,32	37,44	93,16	31,03	965,3
65	200	0,5393	0,1118	66,2	4,508	374,2	39,4	49,78	40,3	94,18	27,87	1056

$$\lambda_{comb} = 1,3$$

Nº celdas pila	T_{pila}	i	θ_{H_2}	H_2 producido	Aire alimentado a pila	NH_3 alimentado	CH_4 alimentado	η_{pila}	η_e	η_{CHP}	ACS total	Tª salida combustor
	[°C]	[A/cm²]		[g/h]	[kg/h]	[g/h]	[g/h]	(%)	(%)	(%)	[kg/h=L/h]	[°C]
90	160	0,5895	0,1727	106,3	6,823	601,4	39,4	32,89	27,35	94,46	51,13	756,9
80	165	0,6656	0,1634	100,5	6,848	568,4	39,4	32,77	28,69	94,42	47,75	817,3
75	170	0,6485	0,1565	91,8	6,255	519,2	39,4	35,87	30,95	94,61	42,86	868,3
65	180	0,6928	0,1405	85	5,792	480,7	39,4	38,74	32,98	94,69	39	908,7
65	185	0,6324	0,1327	77,6	5,286	438,8	39,4	42,45	35,52	94,83	34,79	947,9
65	190	0,5923	0,1253	72,7	4,951	410,9	39,4	45,32	37,44	94,92	32,01	976,3
65	200	0,5393	0,1118	66,2	4,508	374,2	39,4	49,78	40,3	95,05	28,31	1016

$\lambda_{comb} = 1,5$

Nº celdas pila	T_{pila}	i	θ_{H_2}	H_2 producido	Aire alimentado a pila	NH_3 alimentado	CH_4 alimentado	η_{pila}	η_e	η_{CHP}	ACS total	Tª salida combustor
	[°C]	[A/cm²]		[g/h]	[kg/h]	[g/h]	[g/h]	(%)	(%)	(%)	[kg/h=L/h]	[°C]
90	160	0,5895	0,1727	106,3	6,823	601,4	39,4	32,89	27,35	94,9	51,47	682,2
80	165	0,6656	0,1634	100,5	6,848	568,4	39,4	32,77	28,69	94,27	47,64	704,4
75	170	0,6485	0,1565	91,8	6,255	519,2	39,4	35,87	30,95	94,26	42,63	737
65	180	0,6928	0,1405	85	5,792	480,7	39,4	38,74	32,98	94,3	38,75	767,8
65	185	0,6324	0,1327	77,6	5,286	438,8	39,4	42,45	35,52	94,39	34,54	797,4
65	190	0,5923	0,1253	72,7	4,951	410,9	39,4	45,32	37,44	94,46	31,75	818,8
65	200	0,5393	0,1118	66,2	4,508	374,2	39,4	49,78	40,3	94,55	28,05	848,8

$\lambda_{comb} = 2$

Nº celdas pila	T_{pila}	i	θ_{H_2}	H_2 producido	Aire alimentado a pila	NH_3 alimentado	CH_4 alimentado	η_{pila}	η_e	η_{CHP}	ACS total	Tª salida combustor
	[°C]	[A/cm²]		[g/h]	[kg/h]	[g/h]	[g/h]	(%)	(%)	(%)	[kg/h=L/h]	[°C]
90	160	0,5895	0,1727	106,3	6,823	601,4	39,4	32,89	27,35	94,55	51,2	594,9
80	165	0,6656	0,1634	100,5	6,848	568,4	39,4	32,77	28,69	93,9	47,37	613
75	170	0,6485	0,1565	91,8	6,255	519,2	39,4	35,87	30,95	93,86	42,36	639,4
65	180	0,6928	0,1405	85	5,792	480,7	39,4	38,74	32,98	93,87	38,48	664,5
65	185	0,6324	0,1327	77,6	5,286	438,8	39,4	42,45	35,52	93,93	34,27	688,3
65	190	0,5923	0,1253	72,7	4,951	410,9	39,4	45,32	37,44	93,97	31,48	705,4
65	200	0,5393	0,1118	66,2	4,508	374,2	39,4	49,78	40,3	94,02	27,78	729,3

$\lambda_{comb} = 2,5$

2. Rediseño del caso base

El resto de tablas a continuación se realizan para $\lambda_{comb} = 1,5$.

Nº celdas pila	T_{pila}	i	θ_{H_2}	H_2 producido	Aire alimentado a pila	NH_3 alimentado	CH_4 alimentado	η_{pila}	η_e	η_{CHP}	ACS total	Tª salida combustor
	[°C]	[A/cm²]		[g/h]	[kg/h]	[g/h]	[g/h]	(%)	(%)	(%)	[kg/h=L/h]	[°C]
90	160	0,6247	0,1686	106,1	7,23	599,9	39,4	31,36	27,7	68,72	31,19	757,7
80	165	0,6644	0,1637	100,9	6,836	570,7	39,4	32,83	28,6	71,11	30,98	813,9
75	170	0,6487	0,1564	91,8	6,256	519,3	39,4	35,87	30,95	76,41	30,62	867,5
65	180	0,7033	0,1355	77,8	5,879	439,9	39,4	38,17	35,45	81,3	30,06	946,4
65	185	0,6337	0,1301	77,7	5,297	439,7	39,4	42,28	35,4	86,52	30,05	948,5
65	190	0,5973	0,1253	73,3	4,993	414,4	39,4	45,17	37,38	90,65	29,86	974
65	200	0,5393	0,1118	66,2	4,508	374,2	39,4	49,78	40,3	97,51	29,59	1016

3. Metano mínimo sobre el caso base

Nº celdas pila	T_{pila}	i	θ_{H_2}	H_2 producido	Aire alimentado a pila	NH_3 alimentado	CH_4 alimentado	η_{pila}	η_e	η_{CHP}	ACS total	Tª salida combustor
	[°C]	[A/cm²]		[g/h]	[kg/h]	[g/h]	[g/h]	(%)	(%)	(%)	[kg/h=L/h]	[°C]
90	160	0,5999	0,1727	106,3	6,944	576,4	29,75	32,32	29,48	91,31	43,71	474,7
80	165	0,665	0,1634	100,5	6,841	569,7	29,42	32,8	29,83	91,09	42,81	477,8
75	170	0,6485	0,1565	91,8	6,255	519,2	27,03	35,87	32,69	91,01	37,18	487,8
65	180	0,6922	0,1405	85	5,786	483,7	25,04	38,78	35,12	90,91	33,11	488,1
65	185	0,6324	0,1327	77,6	5,286	438,8	22,89	42,45	38,68	90,94	28,17	496,3
65	190	0,5923	0,1253	72,7	4,951	410,9	21,53	45,32	41,27	90,95	25,09	503,1
65	200	0,5393	0,1118	66,2	4,508	374,2	19,72	49,78	45,3	90,95	21,01	514,5

Nº celdas pila	T_{pila}	i	θ_{H_2}	H_2 producido	Aire alimentado a pila	NH_3 alimentado	CH_4 alimentado	η_{pila}	η_e	η_{CHP}	ACS total	Tª salida combustor
	[°C]	[A/cm²]		[g/h]	[kg/h]	[g/h]	[g/h]	(%)	(%)	(%)	[kg/h=L/h]	[°C]
90	160	0,6242	0,1727	106,3	6,942	576,3	29,75	32,33	29,04	90,84	44	466
80	165	0,6656	0,1634	100,5	6,848	568,4	29,75	32,77	29,84	91,19	42,85	490,5
75	170	0,6485	0,1565	91,8	6,255	519,2	29,75	35,87	32,3	92,05	38,57	606,2
65	180	0,6928	0,1405	85	5,792	480,7	29,75	38,74	34,51	92,89	35,26	696,5
65	185	0,6324	0,1327	77,6	5,286	438,8	29,75	42,45	37,3	93,96	31,66	801,7
65	190	0,5923	0,1253	72,7	4,951	410,9	29,75	45,32	39,41	94,38	29,07	850,4
65	200	0,5393	0,1118	66,2	4,508	374,2	29,75	49,78	42,61	94,51	25,39	898,3

4. Rediseño de la red de intercambiadores para metano mínimo

Nº celdas pila	T_{pila}	i	θ_{H_2}	H_2 producido	Aire alimentado a pila	NH_3 alimentado	CH_4 alimentado	η_{pila}	η_e	η_{CHP}	ACS total	Tª salida combustor
	[°C]	[A/cm²]		[g/h]	[kg/h]	[g/h]	[g/h]	(%)	(%)	(%)	[kg/h=L/h]	[°C]
90	160	0,5999	0,1691	101,9	6,944	576,4	29,75	32,32	29,48	91,3	43,71	474,7
80	165	0,6656	0,1634	100,5	6,848	568,4	29,75	32,77	29,84	91,13	42,81	493,9
75	170	0,6485	0,1565	91,8	6,255	519,2	29,75	35,87	32,3	89,9	37,18	603,4
65	180	0,6928	0,1405	85	5,792	480,7	29,75	38,74	34,51	89,29	33,09	698
65	185	0,6324	0,1327	77,6	5,286	438,8	29,75	42,45	37,3	87,7	28,16	799,8
65	190	0,5923	0,1253	72,7	4,951	410,9	29,75	45,32	39,41	86,86	25,09	850,7
65	200	0,5393	0,1118	66,2	4,508	374,2	29,75	49,78	42,61	86,38	21,41	900,6

Trabajo Fin de Grado

Anexo 5

Diseño y presupuesto desglosado de los componentes del sistema micro-CHP

Autor

Cristina Escriche Martínez

Directores

Enrique Romero Pascual

Jaime Soler Herrero

ESCUELA DE INGENIERÍA Y ARQUITECTURA

2017

Índice

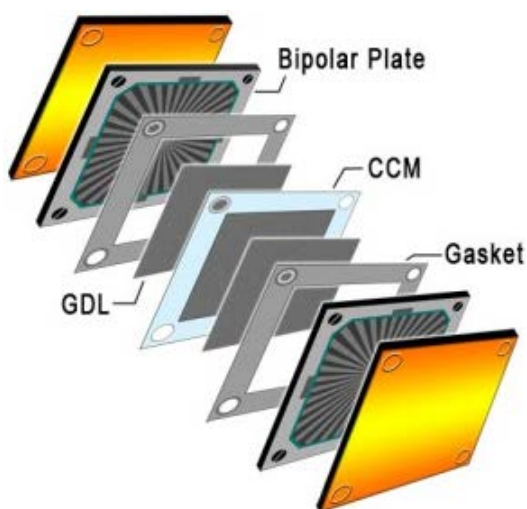
1. Pila de combustible HT-PEM	61
1.1. Placas bipolares	61
1.2. Membrana	62
1.3. Electrodo y capa de difusión de los gases	62
1.4. Juntas	63
2. Reactor de descomposición de amoníaco	64
3. Columna de adsorción de amoníaco	66
4. Tanque de amoníaco presurizado	67
5. Combustor catalítico de metano	68
6. Intercambiadores de calor	69

En el presente anexo se realiza el diseño de los principales componentes del sistema μ -CHP de manera no exhaustiva, y se presenta un presupuesto preliminar, desglosado con los precios de cada componente, haciendo referencia a los materiales empleados.

1. Pila de combustible HT-PEM

A la hora de calcular el costo total de la pila de combustible es necesario analizar por separado cada uno de los elementos de que se compone. La pila es sin duda el componente más costoso –por separado– del sistema, debido fundamentalmente a los materiales empleados.

Tal y como se comenta en la memoria, la pila HT-PEM que usa el sistema contiene 65 celdas y tiene un área de celda efectiva de 45,16 cm².



Cada celda de la pila se compone de las placas bipolares (*bipolar plates*), el ensamblaje membrana-electrodo (*Membrane Electrode Assembly*, o *MEA*), compuesto por la capa de difusión de gas (*Gas Diffusion Layer*, o *GDL*), la membrana y los electrodos (ánodo y cátodo, denominado en la imagen como *CCM*, *catalyst-coated membrane*), y las juntas (*gaskets*) y tornillos.

Figura 22 Esquema de una celda de la pila desmontada en sus componentes. Fuente: FuelCellsEtc.com

1.1. Placas bipolares

Es la pieza que facilita la interconexión entre las celdas, conectando por un lado con la superficie del cátodo de una celda y con el ánodo de la celda siguiente. Son piezas con canales y nervios que ayudan a distribuir el oxígeno en el cátodo y los gases en el ánodo, garantizando un flujo homogéneo.

En cuanto a los materiales empleados, tradicionalmente se ha utilizado el grafito, aunque últimamente este material está siendo reemplazado por materiales metálicos (aluminio tratado, titanio, aleaciones de acero inoxidable, o níquel) y composites de carbono, por razones de abaratamiento. Sin embargo, se está empezando a utilizar el grafito flexible, especialmente para las placas bipolares de las pilas PEM, ya que así se puede reducir el volumen de la pila, al conseguirse con este material placas más finas y ligeras [43].

Por tanto, se escogen placas bipolares de grafito flexible de 46 cm², cuyo precio se ha basado en los productos encontrados en la web. Referencias:

Alibaba, *Flexible, Thin Carbon Fiber Reinforced (Bipolar) Plate for fuel cell & battery*, [https://kr1045097114.fm.alibaba.com/product/50011009787-0/Flexible Thin Carbon Fiber Reinforced Graphite Bipolar Plate for fuel cell battery.html](https://kr1045097114.fm.alibaba.com/product/50011009787-0/Flexible%20Thin%20Carbon%20Fiber%20Reinforced%20Graphite%20Bipolar%20Plate%20for%20fuel%20cell%20battery.html)

FuelCellStore, *Flex-Stak BiPolar Graphite Plate – 10 cm²*, <http://www.fuelcellstore.com/fuel-cell-components/plates/fuel-cell-graphite-plates/bipolar-plate/flex-stack-bipolar-graphite-plate>

1.2. Membrana

Tradicionalmente, en las pilas PEM el material más común para la membrana, y que se ha tomado como estándar industrial es el Nafion (ácido perfluorosulfónico, o PFSA), elaborado por Dupont. Sin embargo, este material no es adecuado para temperaturas superiores a los 80-90°C, por temas de humidificación. Para pilas tipo PEM de alta temperatura se emplean membranas de polibenzimidazol (PBI), o de ácido fosfórico, ya que no necesitan gestión de la humedad y mejoran la eficiencia, además de tener una mayor resistencia a envenenamiento por CO [44].

Se elige una membrana de copolímero de PBI, diseñada para pilas HT-PEM. Referencia:

FuelCellStore, *Fumapem AM-40 – PBI Copolymer*, <http://www.fuelcellstore.com/fumapem-am-40?search=PBI>

Puesto que se vende en láminas de 20 x 30 cm, es necesario pedir:

$$\text{Área total de membrana: } 65 \text{ celdas} \cdot 45,16 \text{ cm}^2 = 2.935,4 \text{ cm}^2$$

$$\text{Área lámina: } 20 \text{ cm} \cdot 30 \text{ cm} = 600 \text{ cm}^2$$

$$\text{Láminas necesarias: } \frac{2.935,4 \text{ cm}^2}{600 \text{ cm}^2} \sim 5 \text{ láminas.}$$

1.3. Electrodos y capa de difusión de los gases

Los electrodos son el ánodo y el cátodo. Están formados por el catalizador y un soporte carbonoso altamente poroso que favorece la conductividad de los electrones en las zonas del catalizador.

El material más empleado para el soporte es negro de carbón. Materiales como Ketjen, Vulcan, o acetileno negro se usan actualmente como soporte de catalizadores en pilas tipo PEM de alta temperatura [45].

En cuanto a catalizadores, el material más común empleado es el platino. Se han llevado a cabo numerosos estudios para reducir el empleo de este material, por su alto coste y baja disponibilidad, y con objeto de mejorar las propiedades del electrodo. Sin embargo, se llega a la conclusión de que para pilas tipo PEM de alta temperatura el empleo de aleaciones de Pt con otros metales no mejora sustancialmente la eficiencia del catalizador [46].

La capa de difusión de gases (o GDL, por sus siglas en inglés) forma parte de la MEA, conectando la placa bipolar con el electrodo. Los materiales más comunes son el papel de carbono y la tela de carbono; la diferencia es que la tela de carbono está tejida y por tanto no necesita aglutinante.

Algunas compañías venden láminas que funcionan como GDL y que ya llevan el catalizador. De esta manera se abaratan costes. Se escoge un electrodo de bajo coste que emplea un sustrato de tela de carbono y un catalizador de platino sobre soporte de carbono Vulcan. Referencia:

FuelCellsEtc, *0.3 mg/cm² 40% Platinum on Vulcan – Cloth*

<http://www.fuelcellsetc.com/store/Gas-Diffusion/SGDE/LLGDE>

Puesto que se vende en láminas de diferentes tamaños, es necesario pedir:

$$\text{Área total de electrodo y GDL: } 2 \cdot 65 \text{ celdas} \cdot 45,16 \text{ cm}^2 = 5.870,8 \text{ cm}^2$$

6 láminas de 30 x 30 cm y una lámina de 20 x 20 cm y otra de 10 x 10 cm

$$\text{Área lámina grande: } 30 \text{ cm} \cdot 30 \text{ cm} = 900 \text{ cm}^2$$

$$\text{Área lámina mediana: } 20 \text{ cm} \cdot 20 \text{ cm} = 400 \text{ cm}^2$$

$$\text{Área lámina pequeña: } 10 \text{ cm} \cdot 10 \text{ cm} = 100 \text{ cm}^2$$

$$\text{Área total de láminas: } 6 \cdot 900 \text{ cm}^2 + 400 \text{ cm}^2 + 100 \text{ cm}^2 = 5400 \text{ cm}^2 + 500 \text{ cm}^2 = 5900 \text{ cm}^2.$$

1.4. Juntas

Las juntas son necesarias para proveer de una correcta compresión de los componentes de la MEA, y evitar posibles fugas, maximizando así la eficiencia.

Para las juntas de la pila se escoge un material de poliimida Kapton (desarrollada por la compañía Dupont), que soporta hasta 260°C. Referencia:

FuelCellStore, *Kapton / Polyimide with Silicone Adhesive – 12" x 12"*,

<http://www.fuelcellstore.com/kapton-gasket-silicone-adhesive>

Como se vende en láminas de 12" x 12", es necesario pedir:

$$\text{Área total de juntas: } 2 \cdot 65 \text{ celdas} \cdot 45,16 \text{ cm}^2 = 5.870,8 \text{ cm}^2$$

$$\text{Área lámina: } 12" \cdot 12" = 30,48 \text{ cm} \cdot 30,48 \text{ cm} = 929,03 \text{ cm}^2$$

$$\text{Láminas necesarias: } \frac{5870,8 \text{ cm}^2}{929,03 \text{ cm}^2} \sim 7 \text{ láminas.}$$

Con todos estos elementos, el importe total de la pila de hidrógeno tipo HT-PEM asciende a:

Tabla 20 Presupuesto de la pila de combustible.

Componente	Precio	Costo total
66 placas bipolares de grafito flexible de 49 cm ² (7x7 cm)	\$20/placa	\$1.320
2935,4 cm ² de membrana de PBI	\$160/lámina de 600 cm ²	\$800
5870,8 cm ² de electrodo de Pt con soporte de carbono Vulcan y GDL de sustrato de tela de carbono	\$255/lámina de 900 cm ² \$118/lámina de 400 cm ² \$36/lámina de 100 cm ²	\$1.684
5870,8 cm ² de juntas de poliimida Kapton	\$49/lámina de 12" x 12"	\$343
SUBTOTAL	\$4.147	
+ 20% subtotal por fabricación y mano de obra	\$829,4	
TOTAL	\$4.976,4	
	4.279,70 €	

*El dólar equivale a 0,86 euros (Fuente:

https://cincodias.elpais.com/mercados/divisas/eurosdolares_usa/41/ [26/10/2017])

A la hora de ver cuánto espacio ocupa la pila de combustible, se tienen en cuenta las placas bipolares, que es el elemento con mayor espesor (~0,4 mm):

$$66 \text{ placas bipolares} \cdot 0,4 \text{ mm} = 26,4 \text{ mm}$$

$$45,16 \text{ cm}^2 \cdot 2,64 \text{ cm} \sim 120 \text{ cm}^3 \cong 0,12 \text{ L}$$

3. Reactor de descomposición de amoníaco

Termodinámicamente, conversiones del 98-99% de amoníaco a hidrógeno son posibles a temperaturas tan bajas como 425°C. Sin embargo, en la práctica, el ratio de conversión depende de la temperatura y del catalizador que se emplee [24].

Yin y otros [47] llevan a cabo un estudio comparativo de varios catalizadores para la reacción de descomposición de amoníaco, y llegan a la conclusión de que el rutenio es catalizador más activo, los nanotubos de carbono (CNTs) son el soporte más efectivo, y el KOH es el mejor promotor. Basándose en esta afirmación, se toma el documento "*Ammonia as a hydrogen source for fuel cells*" [24] como referencia para dimensionar el reactor en base al catalizador empleado.

Se emplea un catalizador de Ru/K-CNT⁸, con una velocidad espacial de $GHSV = 150.000 \text{ ml/h/g}$, donde las unidades son mililitros de amoníaco por hora por gramo de catalizador.

Sabiendo que la densidad del catalizador se puede aproximar a la densidad del soporte, elemento mayoritario, y ésta es típicamente de $1,3\text{-}1,4 \text{ g/cm}^3$ [48], la velocidad espacial se expresa como:

$$GHSV^9 = 150.000 \frac{\text{ml}_{NH_3}}{h \cdot g_{cat}} \cdot 1,3 \frac{g_{cat}}{\text{ml}_{cat}} = 195.000 \frac{\text{ml}_{NH_3}}{h \cdot \text{ml}_{cat}}$$

Y el tiempo de residencia es $\tau_s = \frac{1}{GSHV} = 5,1282 \cdot 10^{-5} \frac{h \cdot \text{ml}_{cat}}{\text{ml}_{NH_3}}$.

De manera que, tomando el tiempo de residencia, y conociendo que el caudal de amoníaco gaseoso que se introduce al reactor es de $493,03 \text{ L/h}$:

$$V_s = \tau_s \cdot Q_s = 5,1282 \cdot 10^{-5} \frac{h \cdot \text{ml}_{cat}}{\text{ml}_{NH_3}} \cdot 493,026 \frac{\text{ml}_{NH_3}}{h} = 25,28 \text{ ml}_{cat}$$

La masa necesaria de catalizador es de $25,28 \text{ ml}_{cat} \cdot 1,3 \frac{g_{cat}}{\text{ml}_{cat}} = 32,87 \text{ g}_{cat} \sim 33 \text{ g}$.

Ahora sabiendo la masa de catalizador, se puede calcular el volumen del reactor:

$V_r = \frac{V_s}{(1-\varepsilon)} = 45,96 \text{ ml} \sim 46 \text{ ml}$, donde ε es la porosidad del lecho catalítico (es decir, la fracción hueca del mismo), y se considera un valor típico de 0,45.

En resumen, se necesitan 33 gramos de catalizador Ru/K-CNT (7% en peso Ru, 15% en peso K) y un reactor de descomposición de amoníaco de lecho fijo y acero inoxidable de 0,046 litros.

Tabla 21 Presupuesto del reactor de descomposición de amoníaco.

Componente	Precio	Costo Total
Reactor de acero inoxidable de lecho fijo, de 0,046 litros.	\$1,500/50 L 1.290 €/50 L	1,19 €**
9 g de catalizador de Ru/K-CNT		
7% wt Rutenio	\$101,49/10g polvo 87,28 €/10g polvo	10,16 €
15% wt K	\$99,73/25g polvo 85,77 €/25g polvo	16,98 €
78% wt CNT	\$267,70/25,74g polvo 230,22 €/25,74g polvo	230,22 €
		257,36 €
TOTAL	258,55 €	

⁸ Aunque en el artículo del que se ha tomado esta referencia [24] el experimento de descomposición de amoníaco se realiza a una temperatura de 400°C , mientras que en el presente trabajo esta temperatura es de 450°C , se considera que es aceptable emplear los mismos parámetros. De esta manera se realizan cálculos más conservadores: a mayor temperatura la cinética de la reacción es mayor, por lo que realmente se estaría empleando menos cantidad de catalizador.

⁹ Gas Hourly Space Velocity

*El dólar equivale a 0,86 euros (Fuente:

https://cincodias.elpais.com/mercados/divisas/eurosdolares_usa/41/ [26/10/2017])

**Se hace notar que es difícil pensar en un reactor tan pequeño. No obstante, se trata de un flujo de amoníaco no muy elevado y, en cualquier caso, el catalizador es muy activo en las condiciones de operación empleadas. Obviando posibles errores, se mantiene esta cifra de volumen del reactor, puesto que se trata de un presupuesto preliminar y no exhaustivo.

- Referencia para Ru: Riogen, 10% wt Rutenio sobre carbono, <http://shop.riogeninc.com/product.sc?productId=6282&categoryId=-1>
- Referencia para K: Riogen, K-Beta, <http://shop.riogeninc.com/product.sc?productId=6430&categoryId=-1>
- Referencia para CNT: CheapTubes.com, Graphitized Multi Walled Carbon Nanotubes 20-30 nm, <https://www.cheaptubes.com/product/graphitized-multi-walled-carbon-nanotubes-20-30nm/>
- Referencia para el reactor: Alibaba.com, Chemical reactor stainless Steel, https://www.alibaba.com/product-detail/chemical-reactor-stainless-steel-for-price_60620420122.html?spm=a2700.7724838.2017115.29.69f95d09Xldc8C

4. Columna de adsorción de amoníaco

En cuanto al catalizador empleado para la adsorción de amoníaco, recientes estudios demuestran que algunas zeolitas tienen gran capacidad de adsorción a bajas presiones. Helminen y otros [29] [30] realizan un experimento con distintas sustancias adsorbentes y demuestran que la capacidad de adsorción de las zeolitas 4A y 13X es superior a otros materiales y a otras zeolitas. De esta manera, se toma su trabajo como referencia para el dimensionamiento de las columnas de adsorción. Otro material, la clinoptilolita, patentada por Zarchy y cols. [34], se emplea para la eliminación de ácido sulfhídrico (H_2S) en corrientes gaseosas, incluyendo en éstas pequeñas concentraciones de amoníaco. El proceso de adsorción que se describe en la patente se realiza a temperaturas similares a las que se emplean en el presente trabajo (150-200°C).

Se trabaja con la zeolita 4A, ya que se ha demostrado que es estable hasta una temperatura de 500°C [49] y mantiene una gran capacidad de adsorción de amoníaco [25]. La capacidad de adsorción varía significativamente con la temperatura, de manera que para los cálculos se ha extrapolado la capacidad para la zeolita 4A a una temperatura de 200°C a partir de los datos disponibles a temperaturas menores [32]. Las especificaciones de este material son las siguientes:

Densidad aparente [kg zeolita · m ⁻³]	778
Capacidad de adsorción [moles NH ₃ · kg ⁻¹ zeolita]	~2
Porosidad	0,379

Se necesitará una masa de catalizador de:

$$0,09627 \frac{\text{moles } NH_3}{h} \div 2 \frac{\text{moles } NH_3}{kg \text{ zeolita}} = 0,048135 \frac{kg \text{ zeolita}}{h}$$

Lo que equivale a un volumen de aproximadamente:

$$0,048135 \frac{\text{kg zeolita}}{\text{h}} \div 778 \frac{\text{kg zeolita}}{\text{m}^3} \div 0,379 = 1,632459 \cdot 10^{-4} \frac{\text{m}^3}{\text{h}} \cong 0,16 \frac{\text{l}}{\text{h}}$$

Para una autonomía del sistema μ -CHP de un mes (360 horas) se necesitarán 8,66 kg de zeolita en cada reactor, y un volumen reactor de 28,8 litros, de manera que el cambio entre adsorción y desorción se haga cada medio mes.

Tabla 22 Presupuesto del sistema de adsorción-desorción de amoníaco.

Componente	Precio	Costo Total
2x Reactor discontinuo de acero inoxidable de 28,8 L	\$1,500/50 L 1.290 €/50 L	1.486,08 €
17,33 g de catalizador de zeolita 4A	\$ 20/kg 17,2 €/kg	0,30 €
TOTAL	1.486,38 €	

*El dólar equivale a 0,86 euros (Fuente:

https://cincodias.elpais.com/mercados/divisas/eurosdolares_usa/41/ [26/10/2017])

- Referencia para la zeolita 4A: Eco Green Industries, 4A Molecular Sieve Zeolite Adsorbent (1kg/2.2 lbs), <https://ecogreenindustries.net/product/4a-molecular-sieve-zeolite-adsorbent/>
- Referencia para el reactor: Alibaba.com, Chemical reactor stainless Steel, https://www.alibaba.com/product-detail/chemical-reactor-stainless-steel-for-price_60620420122.html?spm=a2700.7724838.2017115.29.69f95d09Xldc8C

5. Tanque de amoníaco presurizado

Para el almacenamiento de amoníaco se están empleando tanques ligeros de aluminio o titanio. A la hora de diseñar estos recipientes, hay que tener en cuenta dos criterios: la seguridad y la densidad de energía efectiva. Una reducción en el espesor de las paredes del tanque aumenta la densidad energética del amoníaco, pero reduce la seguridad [50]. Por otra parte, el tanque debe ser capaz de contener las presiones a las que lo someta el amoníaco.

Se escoge un tanque horizontal de aluminio. Referencia:

Alibaba, Wuxi Jiesheng, Aluminium tank, https://www.alibaba.com/product-detail/Most-elegant-chemical-liquid-ammonia-storage_60680548235.html?spm=a2700.7735675.30.51.58f340adHHyc4W&s=p

El caudal de amoníaco que demanda el sistema es de 374,2 g/h, que ocupan:

$$V = \frac{m}{\rho} = \frac{374,2 \text{ g/h}}{605,5 \text{ g/L}} = 0,62 \text{ L/h}$$

Si queremos que el sistema tenga una autonomía de 24 h, se necesitarán aproximadamente 15 L de tanque. Por otra parte, para garantizar la posibilidad de continuidad

en el funcionamiento del sistema μ -CHP, lo aconsejable es disponer de dos tanques, aumentando así la autonomía a 48 h. Para que el sistema μ -CHP pueda funcionar ininterrumpidamente durante un mes, el volumen del tanque asciende a 112,5 litros.

Tabla 23 Presupuesto del almacenamiento de amoníaco.

Componente	Precio	Costo Total
2x Tanque de aluminio para almacenamiento de amoníaco de 112,5 L	\$1,000/100 L 860 €/100 L	1.935 €
Suministro de 112,5 L de amoníaco a 10 bar [24]	\$ 181/m ³ 0,16 €/L	18 €/tanque
TOTAL	1.971 €**	

*El dólar equivale a 0,86 euros (Fuente:

https://cincodias.elpais.com/mercados/divisas/eurosdolares_usa/41/ [26/10/2017])

**Se ha contado que para la inversión inicial se llenan ambos tanques de amoníaco.

6. Combustor catalítico de metano

Para la combustión de metano con exceso de aire en un combustor catalítico, tradicionalmente se han venido utilizando como catalizadores metales nobles como el paladio o el platino. Aunque éstos tienen mayor actividad, presentan algunas desventajas, como la alta volatilidad, su elevado precio y su escasa disponibilidad. Como alternativa se presentan algunos óxidos de metales no nobles [51] y las perovskitas.

Kucharczyk y otros [52] estudian la actividad de las perovskitas para la combustión catalítica de CH_4 , sustituyendo uno de los componentes de la estructura ABX_3 por plata, y llegan a la conclusión de que la actividad aumenta y de que el catalizador que presenta una mayor actividad es $La_{0.8}Ag_{0.2}MnO_3$. Como aproximación, se toma de este trabajo el dato de la velocidad espacial para dimensionar el combustor, $GSHV = 5800 \text{ h}^{-1}$.

Dado que en el sistema μ -CHP el combustor se alimenta con un caudal de 1,107 kg/h con un 4,36% molar (2,69% en masa) de CH_4 , y que la densidad de la alimentación es de 0,9006 kg/m³, entonces el volumen necesario del combustor será:

$$V_r = \tau \cdot Q = \frac{1}{5800} \text{ h} \cdot 1,107 \frac{\text{kg}}{\text{h}} \div 9,006 \cdot 10^{-7} \frac{\text{kg}}{\text{cm}^3} = 211,93 \text{ cm}^3 \cong 0,21 \text{ L}$$

Entonces, sabiendo que en el catalizador empleado admite 62,410 cm³ CH_4 /g de perovskita/h, necesitaremos una masa de catalizador de:

$$\left(1,107 \frac{\text{kg}}{\text{h}} \div 9,006 \cdot 10^{-7} \frac{\text{kg}}{\text{cm}^3} \right) \cdot 0,0269 \div 62,410 \frac{\text{cm}^3}{\text{g}_{\text{perovskita}} \text{ h}} = 529,80 \text{ g}_{\text{perovskita}}$$

Tabla 24 Presupuesto del combustor catalítico de metano.

Componente	Precio	Costo Total
Reactor de acero inoxidable de lecho fijo, de 0,21 litros.	\$1,500/50 L 1.290 €/50 L	5,42 €

529,80 g de catalizador de $La_{0.8}Ag_{0.2}MnO_3$		
250,04 gramos de Lantano	\$10/1 Kg polvo 8,6 €/1 Kg polvo	2,15 €
48,53 gramos de Plata	\$82/25g polvo 70,52 €/25g polvo	136,89 €
231,62 gramos de Mn_2O_3	373,50 €/1 Kg	86,51 €
		225,55 €
TOTAL	230,97 €	

*El dólar equivale a 0,86 euros (Fuente:

https://cincodias.elpais.com/mercados/divisas/eurosdolares_usa/41/ [26/10/2017])

- Referencia para el lantano: Alibaba, *High purity rare metal lanthanum 99%-99.999%*, https://www.alibaba.com/product-detail/high-purity-rare-earth-metal-lanthanum_60387676003.html?spm=a2700.7724838.2017115.1.38ee56f72vUUKQ
- Referencia para la plata: Inframat, Advanced Materials, *Product 47MR-02C, Silver Powder*, <http://www.advancedmaterials.us/47MR-02C.htm>
- Referencia para el Mn_2O_3 : Sigma-Aldrich, *Manganese(III) oxide -325 mesh, 99%*, <http://www.sigmaaldrich.com/catalog/product/aldrich/377457?lang=es®ion=ES>
- Referencia para el reactor: Alibaba.com, *Chemical reactor stainless Steel*, https://www.alibaba.com/product-detail/chemical-reactor-stainless-steel-for-price_60620420122.html?spm=a2700.7724838.2017115.29.69f95d09Xldc8C

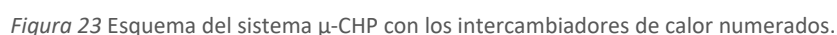
7. Intercambiadores de calor

A la hora de calcular el coste de la red de intercambiadores de calor, es necesario realizar un diseño preliminar de los mismos. Para ello se emplea la herramienta Aspen Exchanger Design & Rating®. Este software da como resultado el dimensionamiento del equipo, así como su precio.

Se emplean intercambiadores de placa. Esto es así porque este tipo de intercambiadores es más compacto que los de carcasa y tubos [53], lo cual presenta dos ventajas para el sistema μ -CHP: ocupan menos volumen, y por tanto son más económicos.

En cuanto al material empleado, se trata de acero inoxidable al cromo y níquel, debido a su resistencia a la corrosión.

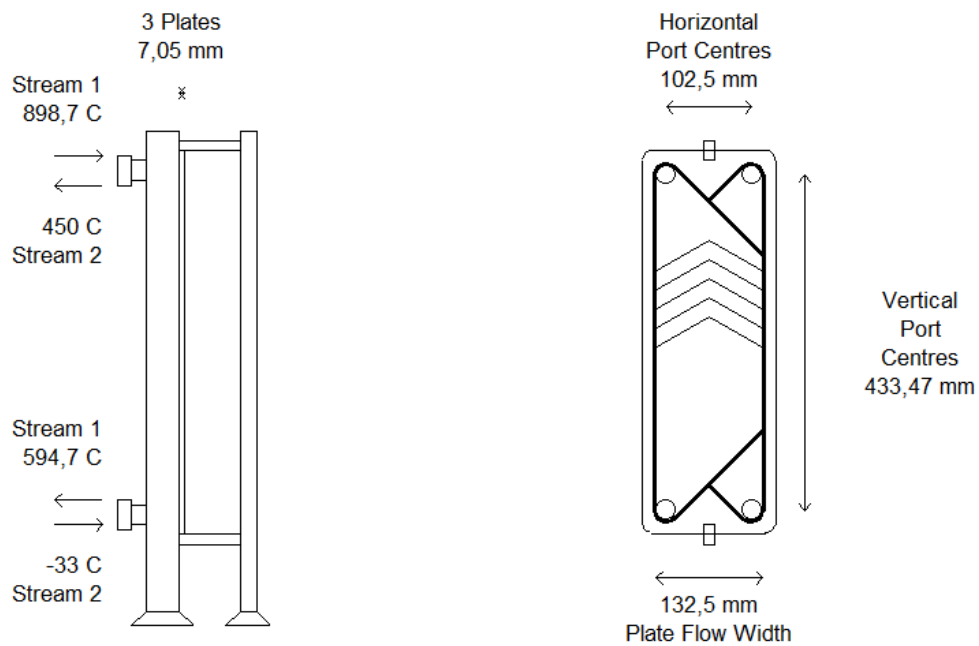
Por organización de los cálculos, se ha procedido a la numeración de los intercambiadores de calor de la manera que se muestra en la *Figura 37*. Si bien la red cuenta con 8 intercambiadores de calor, uno de ellos, el que se emplea para aportar calor de los gases de combustión de metano al reactor de descomposición, no se puede calcular del mismo modo que el resto, por lo que se omite su cálculo (en el sistema físico se encontraría situado dentro del reactor de descomposición, o bien directamente se emplearía un reactor con cámara de combustión para aporte directo de calor).



Intercambiador 1

Tabla 25 Datos intercambiador 1.

70



Actual surface area	,172 m ²	Plate thickness	0,6 mm
Number of passes Stream 1 / 2	1 / 1	Compressed plate pitch	3,53 mm
Effective channels Stream 1 / 2	1 / 1	Area of each plate	,057 m ²
Number of exchangers	1	Chevron angle (to horizontal)	30
		Material type	SS-304
		Port diameter	25 mm

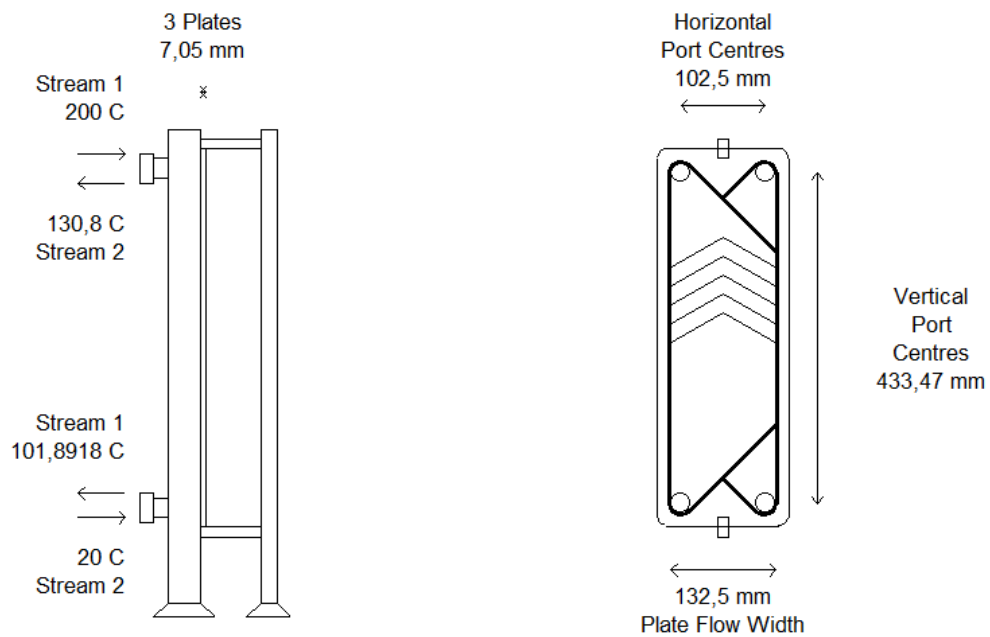
Figura 24 Esquema del intercambiador 1.

Intercambiador 2

El agua de refrigeración de la pila se emplea para precalentar el aire que se introduce a la pila.

Tabla 26 Datos intercambiador 2.

	Caliente		Fría	
Corriente	Agua de refrigeración		Aire a pila	
Flujo másico [kg/h]	1,275		4,508	
	Entrada	Salida	Entrada	Salida
Temperatura [°C]	200	99,95	20	130,8



Actual surface area	,172 m ²	Plate thickness	0,6 mm
Number of passes Stream 1 / 2	1 / 1	Compressed plate pitch	3,53 mm
Effective channels Stream 1 / 2	1 / 1	Area of each plate	,057 m ²
Number of exchangers	1	Chevron angle (to horizontal)	30
		Material type	SS-304
		Port diameter	25 mm

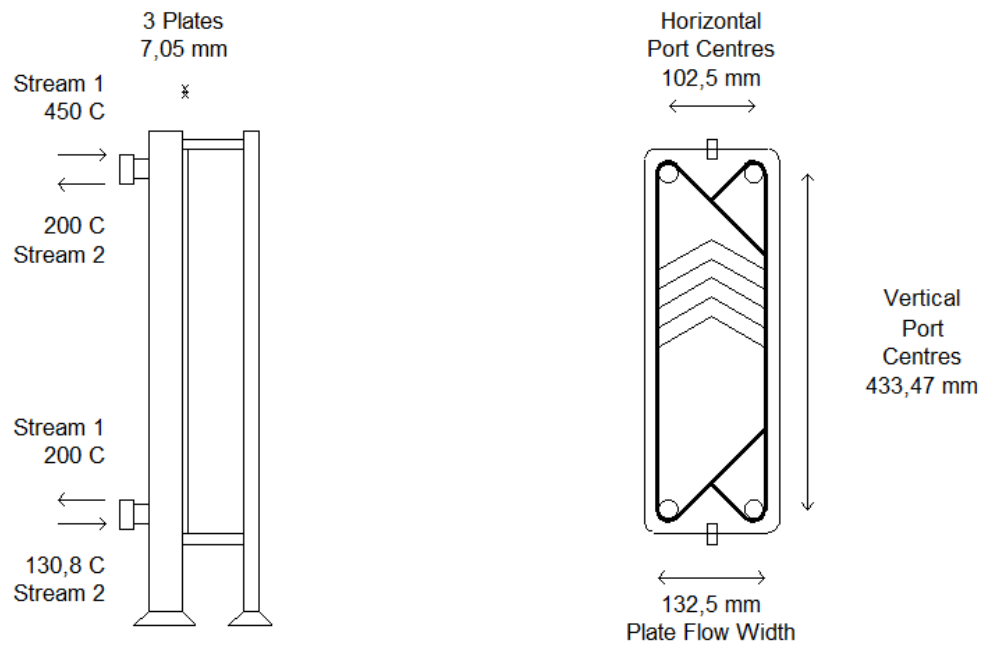
Figura 25 Esquema del intercambiador 2.

Intercambiador 3

Se cruzan el aire que va a pila, que se calienta, con la salida del reactor de descomposición de amoniaco, que se enfría antes de pasar por la columna de adsorción.

Tabla 27 Datos intercambiador 3.

	Caliente		Fría	
Corriente	Salida reactor NH ₃		Aire a pila	
Flujo másico [kg/h]	0,3742		4,508	
	Entrada	Salida	Entrada	Salida
Temperatura [°C]	450	200	130,8	200



Actual surface area	,172 m ²	Plate thickness	0,6 mm
Number of passes Stream 1 / 2	1 / 1	Compressed plate pitch	3,53 mm
Effective channels Stream 1 / 2	1 / 1	Area of each plate	,057 m ²
Number of exchangers	1	Chevron angle (to horizontal)	30
		Material type	SS-304
		Port diameter	25 mm

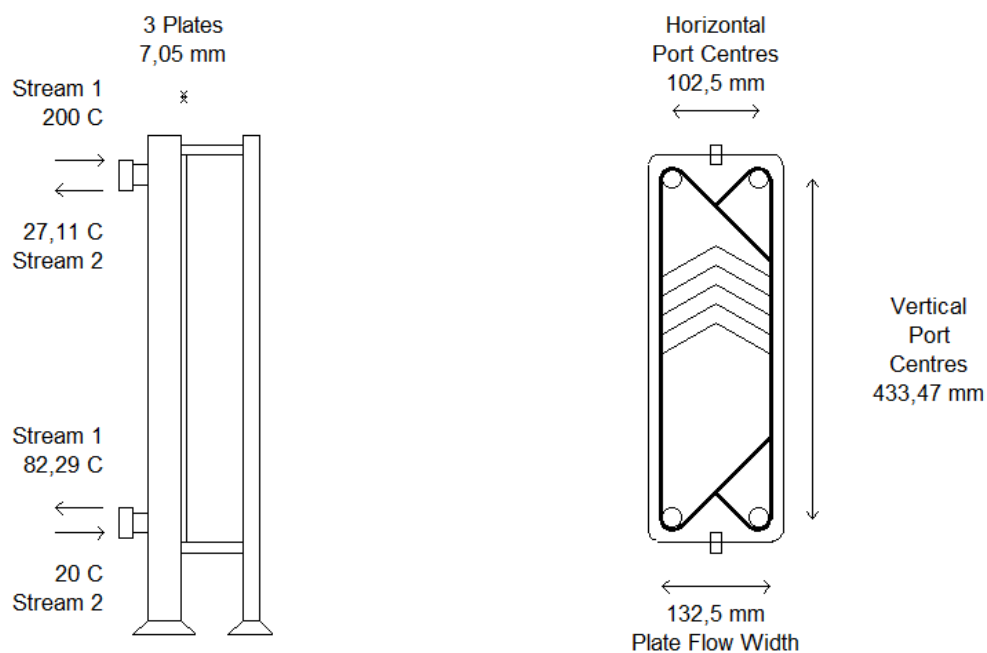
Figura 26 Esquema del intercambiador 3.

Intercambiador 4

El flujo de salida del cátodo de la pila se emplea para calentar ACS.

Tabla 28 Datos intercambiador 4.

	Caliente		Fría	
Corriente	Flujo cátodo		ACS	
Flujo másico [kg/h]	4,567		20,14	
	Entrada	Salida	Entrada	Salida
Temperatura [°C]	200	82,29	20	27,11



Actual surface area	,172 m ²	Plate thickness	0,6 mm
Number of passes Stream 1 / 2	1 / 1	Compressed plate pitch	3,53 mm
Effective channels Stream 1 / 2	1 / 1	Area of each plate	,057 m ²
Number of exchangers	1	Chevron angle (to horizontal)	30
		Material type	SS-304
		Port diameter	25 mm

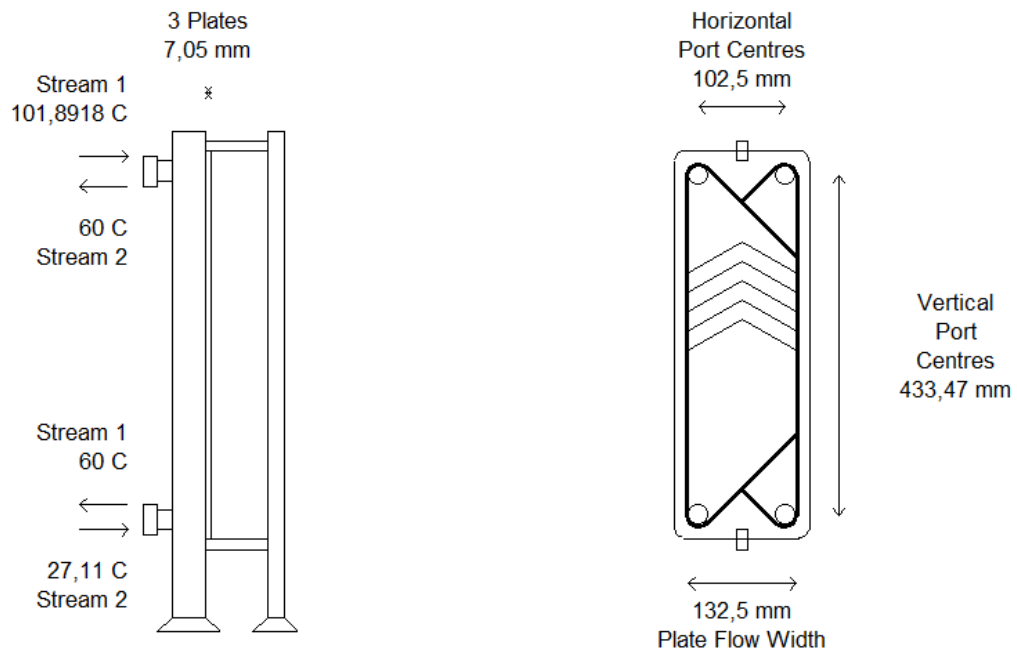
Figura 27 Esquema del intercambiador 4.

Intercambiador 5

El ACS se termina de calentar hasta los 60°C con el agua de refrigeración de la pila.

Tabla 29 Datos intercambiador 5.

	Caliente		Fría	
Corriente	Agua de refrigeración		ACS	
Flujo másico [kg/h]	1,275		20,14	
	Entrada	Salida	Entrada	Salida
Temperatura [°C]	99,95	60	27,11	60



Actual surface area	,172 m ²	Plate thickness	0,6 mm
Number of passes Stream 1 / 2	1 / 1	Compressed plate pitch	3,53 mm
Effective channels Stream 1 / 2	1 / 1	Area of each plate	,057 m ²
Number of exchangers	1	Chevron angle (to horizontal)	30
		Material type	SS-304
		Port diameter	25 mm

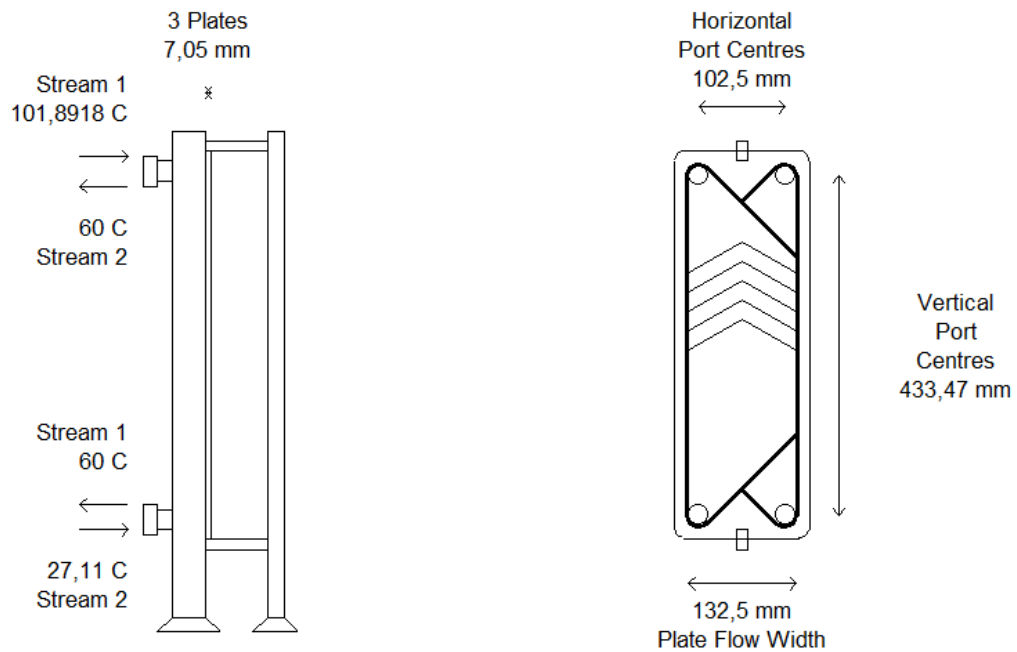
Figura 28 Esquema del intercambiador 5.

Intercambiador 6

El flujo de salida del cátodo se enfría con una corriente de servicio fría para expulsarse al ambiente.

Tabla 30 Datos intercambiador 6.

	Caliente		Fría	
Corriente	Flujo cátodo		Corriente de servicio	
Flujo másico [kg/h]	4,567		35	
	Entrada	Salida	Entrada	Salida
Temperatura [°C]	82,29	40	20	26,78



Actual surface area	,172 m ²	Plate thickness	0,6 mm
Number of passes Stream 1 / 2	1 / 1	Compressed plate pitch	3,53 mm
Effective channels Stream 1 / 2	1 / 1	Area of each plate	,057 m ²
Number of exchangers	1	Chevron angle (to horizontal)	30
		Material type	SS-304
		Port diameter	25 mm

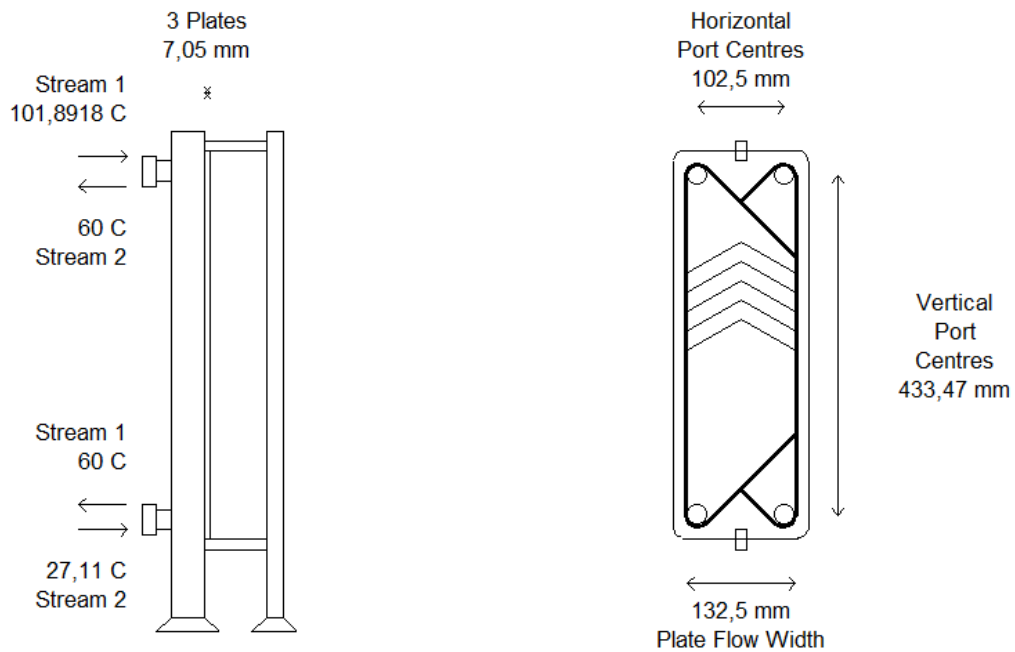
Figura 29 Esquema del intercambiador 6.

Intercambiador 7

Los gases de combustión se enfrían con una corriente de servicio fría para expulsarse al ambiente.

Tabla 31 Datos intercambiador 7.

	Caliente		Fría	
Corriente	Gases combustión		Corriente de servicio	
Flujo másico [kg/h]	1,107		35	
	Entrada	Salida	Entrada	Salida
Temperatura [°C]	594,7	40	26,78	32,89



Actual surface area	,172 m ²	Plate thickness	0,6 mm
Number of passes Stream 1 / 2	1 / 1	Compressed plate pitch	3,53 mm
Effective channels Stream 1 / 2	1 / 1	Area of each plate	,057 m ²
Number of exchangers	1	Chevron angle (to horizontal)	30
		Material type	SS-304
		Port diameter	25 mm

Figura 30 Esquema del intercambiador 7.

Todos los intercambiadores tienen el mismo precio¹⁰:

Tabla 32 Presupuesto de la red de intercambiadores.

Equipo	Costo
7x Intercambiador de placas	\$630/intercambiador
TOTAL	\$4.410
	3.792,6 €

*El dólar equivale a 0,86 euros (Fuente: https://cincodias.elpais.com/mercados/divisas/eurosdolares_usa/41/ [26/10/2017])

El total de los intercambiadores de calor ocupa un volumen de:

$$7 \times (132,5 \text{ mm} \cdot 433,47 \text{ mm} \cdot 7,05 \text{ mm}) \cong 2834,28 \text{ cm}^3$$

¹⁰ Los datos numéricos, tanto de dimensiones como de precios, son los obtenidos del software Aspen Exchanger Design & Rating®.

Lista de Figuras

Figura 36 Esquema de una celda de la pila desmontada en sus componentes.....	61
Figura 37 Esquema del sistema μ -CHP con los intercambiadores de calor numerados	70
Figura 38 Esquema del intercambiador 1	71
Figura 39 Esquema del intercambiador 2	72
Figura 40 Esquema del intercambiador 3	73
Figura 41 Esquema del intercambiador 4	74
Figura 42 Esquema del intercambiador 5	75
Figura 43 Esquema del intercambiador 6	76
Figura 44 Esquema del intercambiador 7	77

Lista de Tablas

Tabla 22 Presupuesto de la pila de combustible	64
Tabla 23 Presupuesto del reactor de descomposición de amoníaco.....	65
Tabla 24 Presupuesto del sistema de adsorción-desorción de amoníaco.....	67
Tabla 25 Presupuesto del almacenamiento de amoníaco.....	68
Tabla 26 Presupuesto del combustor catalítico de metano.....	68
Tabla 27 Datos intercambiador 1	70
Tabla 28 Datos intercambiador 2	71
Tabla 29 Datos intercambiador 3	72
Tabla 30 Datos intercambiador 4	73
Tabla 31 Datos intercambiador 5	74
Tabla 32 Datos intercambiador 6	75
Tabla 33 Datos intercambiador 7	76
Tabla 34 Presupuesto de la red de intercambiadores	77

1. Bibliografía

- [39] B. Linnhoff and J. Flower, "Synthesis of Heat Exchanger Networks," *AlchE Journal*, vol. 24, pp. 633-654, 1978.
- [40] M. Lozano, Integración Energética, EINA, Universidad de Zaragoza, 2000/2008.
- [41] I. Kemp, Pinch Analysis and Process Integration: A User Guide on Process Integration for Efficient use of Energy, Second Edition, Oxford: Butterworth-Heinemann, 2007.
- [42] M. Ravagnani and J. Caballero Suárez, Redes de cambiadores de calor, Alicante: Publicaciones Universidad de Alicante, 2012.
- [43] R. Yeetsorn, M. Fowler and C. Tzoganakis, "A Review of Thermoplastic Composites for Bipolar Plate Materials in PEM Fuel Cells," *INTECH Europe*, 2011.
- [44] "Wikipedia.com, Proton-exchange membrane fuel cell," [Online]. Disponible en: https://en.wikipedia.org/wiki/Proton-exchange_membrane_fuel_cell. [Accessed 5 Septiembre 2017].
- [45] D. Kaewsai, H. Lin and T. Yu, "Influence of Pyridine-Polybenzimidazole Film Thickness of Carbon Nanotube Supported Platinum on Fuel Cell Applications," *Fuel Cells*, vol. 15(2), pp. 361-374, 2015.
- [46] S. Pasupathi, J. Calderón Gómez, H. Su, H. Reddy, P. Bujlo, C. Sita and B. Pollet, Recent Advantages in High-Temperature PEM Fuel Cells, Academic Press, 2016.
- [47] S. Yin, B. Xu, X. Zhou and C. Au, "A mini-review on ammonia decomposition catalysts for on-site generation of hydrogen for fuel cell applications," *Applied Catalysts A: General*, Vols. 1-9, p. 277, 2004.
- [48] C. P.G., "Nanotubes for Electronics," *Scientific American*, pp. 67-69, 2000.
- [49] E. Gabrus, J. Nastaj, P. Tabero and T. Aleksandrak, "Experimental studies on 3A and 4A zeolite molecular sieves regeneration in TSA process: Aliphatic alcohols dewatering-water desorption," *Chemical Engineering Journal*, vol. 2559, pp. 232-242, 2015.
- [50] M. Powell, A. Chellappa and T. Vencill, "Compact fuel cell power supplies with safe fuel cell storage," 2004.
- [51] T. Choudhary, S. Banerjee and V. Choudhary, "Catalysts for combustion of methane and lower alkanes," *Applied Catalysis A: General*, vol. 234, pp. 1-23, 2002.
- [52] B. Kucharczyk and W. Tylus, "Partial substitution of lanthanum with silver in the LaMnO₃ perovskite: Effect of the modification on the activity of monolithic catalysts in the reactions of methane and carbon oxide oxidation," *Applied catalysis A: General*, vol. 335, pp. 28-36, 2008.
- [53] Á. M. Lafuente, *Proyecto de Fin de Grado "Simulación y diseño preliminar de un sistema de cogeneración de electricidad y calor con pila de combustible HT-PEM de 4 kW alimentado con metanol"*, EINA, Universidad de Zaragoza, 2017.
- [54] M. Lozano Serrano, Integración Energética, Universidad de Zaragoza, 2000/2008.