



Universidad de Valladolid



**ESCUELA DE INGENIERÍAS
INDUSTRIALES**

**UNIVERSIDAD DE VALLADOLID
ESCUELA DE INGENIERIAS INDUSTRIALES**

GRADO EN INGENIERÍA QUÍMICA

**Estudio energético de la integración de una
unidad de oxidación en agua súper-crítica en
el proceso de una EDAR**

Autor:

Hernando Alonso, María

Tutores:

Mato Chaín, Fidel

Peña Miranda, Mar

**Departamento de Ingeniería Química
y Tecnología del Medio Ambiente**

Valladolid, Julio 2019

ÍNDICE

RESUMEN	3
ABSTRACT	5
1. INTRODUCCIÓN	7
1.1 TRATAMIENTO DE AGUAS RESIDUALES CONVENCIONAL	7
I. LÍNEA DE AGUAS	8
II. LÍNEA DE FANGOS	10
III. LÍNEA DE GAS	11
1.2 INCONVENIENTES DE LAS EDARs CONVENCIONALES	12
1.3 OXIDACIÓN SUPERCRÍTICA	14
1.3.1. PROBLEMAS DE LA OXIDACIÓN SUPERCRÍTICA.....	14
1.3.2. RECUPERACION ENERGÉTICA.....	15
2. OBJETIVOS	17
3. ALTERNATIVA DE TRATAMIENTO	19
3.3. Ultrafiltración	20
3.4. Evaporación	20
3.5. Reactor supercrítico	21
3.6. Recuperación energética	22
3.6.1. RECUPERACIÓN ENERGÉTICA DE LA CORRIENTE DE SALIDA DE DEL REACTOR SUPERCRÍTICO	22
3.6.2. RECUPERACIÓN ENERGÉTICA DE LA CORRIENTE LÍQUIDA DE SALIDA DE DEL REACTOR SUPERCRÍTICO	24
4. METODOLOGÍA DE RESOLUCIÓN Y CONSIDERACIONES REALIZADAS	25
5. SELECCIÓN DEL PUNTO ÓPTIMO DE OPERACIÓN	29
6. BALANCES DE MATERIA Y ENERGÍA	35
6.1 Balances de materia y energía a la etapa de ultrafiltración	35
6.1.1. BALANCE DE MATERIA.....	35
6.1.2. BALANCE DE ENERGÍA	36
6.2 Balances de materia y energía a la etapa de evaporación	37
6.2.1 BALANCE DE MATERIA.....	37
6.2.2 BALANCE DE ENERGÍA	38
6.3 Balances de materia y energía al reactor de oxidación supercrítica (SCWO)	39
6.3.1 BALANCE DE MATERIA.....	40
6.3.2 BALANCE DE ENERGÍA	41
6.4 Balance al tratamiento de aguas (ultrafiltración + evaporación + reactor supercrítico)	42

6.4.1	BALANCE DE MATERIA.....	42
6.4.2	BALANCE DE ENERGÍA	43
6.5	Balance de materia y energía al sistema de recuperación de energía	44
7.	DIAGRAMA BLOQUES DETALLADO Y TABLA DE CORRIENTES	46
8.	DIMENSIONAMIENTO DE EQUIPOS	49
8.1.	Membranas de ultrafiltración	49
8.2.	Intercambiadores de calor	53
8.2.1.	ECONOMIZADOR E0.....	53
8.2.2.	EVAPORADOR/CONDENSADOR E1	54
8.2.3.	EVAPORADOR E2.....	55
8.2.4.	PRECALENTADOR (SCPH).....	56
8.3.	Reactor de oxidación supercrítica.....	59
9.	CONCLUSIONES.....	61
10.	REFERENCIAS	63
	ANEXO 1. DIAGRAMA DE FLUJO	67
	ANEXO 2. CÁLCULO DEL PUNTO ÓPTIMO DE OPERACIÓN DEL PROCESO	71
	ANEXO 3. CÁLCULOS DE BALANCES DE MATERIA Y ENERGÍA.....	73

ÍNDICE DE ILUSTRACIONES

Figura 1. Esquema de una EDAR convencional.....	7
Figura 2. Línea de aguas	8
Figura 3. Decantador lamelar.....	9
Figura 4. Decantador secundario	10
Figura 5. Línea de fangos	10
Figura 6. Línea de gas.....	11
Figura 7. Distribución de consumos en una planta de tratamiento de aguas residuales.	13
Figura 8. Diagrama de bloques simplificado.....	19
Figura 9. Proceso de ultrafiltración.....	20
Figura 10. Diagrama de bloques del proceso de evaporación.....	21
Figura 11. Diagrama de bloques del reactor supercrítico	22
Figura 12. Esquema de la turbina de gas implantada.....	23
Figura 13 Variación de los flujos térmicos con el porcentaje de vapor comprimido (Split).....	29
Figura 14. Variación de GN y de la fracción de vapor comprimido en función de la T de precalentamiento.	31
Figura 15. Variación de los flujos de trabajo con la temperatura de precalentamiento del fango alimentado al reactor (T22).	32
Figura 16. Diagrama de ultrafiltración	35
Figura 17. Diagrama de bloques de evaporación	37
Figura 18. Diagrama de bloques del reactor de oxidación supercrítico	39
Figura 19. Diagrama de bloques completo del proceso propuesto.....	46
Figura 20. Estructura de las membranas de fibra hueca.	50
Figura 21. Sistema de aireación de membranas	52
Figura 22. Cooled Wall Reactor	59
Figura 23. Diagrama de bloques de la etapa de ultrafiltración.....	73
Figura 24. Diagrama de bloques de la etapa de evaporación.....	76
Figura 25. Diagrama de bloques de la etapa de reacción	81

ÍNDICE DE TABLAS

Tabla 1. Parámetros óptimos de operación	33
Tabla 2. Datos del agua residual de partida.....	35
Tabla 3. Tabla resumen de los BM de ultrafiltración	36
Tabla 4. Flujos de energía consumidos en UF.....	36
Tabla 5. Resumen de los BM en evaporación.....	37
Tabla 6. Flujos térmicos en la evaporación.	38
Tabla 7. Flujo de trabajo en evaporación	38
Tabla 8. Corrientes de alimentación al reactor	40
Tabla 9. Corrientes de salida del reactor	41
Tabla 10. Trabajo consumido por las bombas para presurizar los flujos de entrada al reactor.....	41
Tabla 11. Flujo de trabajo consumido por la compresión de aire en el reactor ...	42
Tabla 12. Flujo de calor necesario en el precalentamiento de fangos	42
Tabla 13. Corrientes de alimentación al proceso.	42
Tabla 14. Corrientes de salida del proceso.....	43
Tabla 15. Tabla resumen de los flujos de trabajo demandados.	43
Tabla 16. Tabla resumen de los flujos de calor demandados.....	44
Tabla 17. Desglose del trabajo producido por la turbina con y sin inyección de gases de combustión.	44
Tabla 18. Gases de combustión de la turbina de vapor y su fraccionamiento.....	45
Tabla 19. Tabla de corrientes completa	46
Tabla 20. Parámetros característicos de las membranas Zee-Weed 500.....	50
Tabla 21. Dimensiones de casete de membranas Zee-Weed 500D 48M	51
Tabla 22. Parámetros de operación de membranas.....	52
Tabla 23. Condiciones de diseño de E0	53
Tabla 24. Parámetros característicos de E0.....	53
Tabla 25. Parámetros de tubo (E0)	53
Tabla 26. Coeficientes de ensuciamiento y velocidades en E0	54
Tabla 27. Condiciones de diseño de E1	54
Tabla 28. Parámetros característicos de E1.....	54
Tabla 29. Parámetros de tubo (E1)	55
Tabla 30. Coeficientes de ensuciamiento y velocidades en E1	55
Tabla 31. Condiciones de diseño de E2	55
Tabla 32. Parámetros característicos de E2.....	56
Tabla 33. Parámetros de tubo (E2)	56

Tabla 34. Coeficientes de ensuciamiento y velocidades en E2	56
Tabla 35. Condiciones de diseño de SCPH.....	56
Tabla 36. Parámetros característicos de SCPH	57
Tabla 37. Parámetros de tubo (SCPH).....	57
Tabla 38. Coeficientes de ensuciamiento,y velocidades en SCPH	57
Tabla 39. Áreas de intercambio de los intercambiadores.....	58
Tabla 40. Datos de la selección del punto óptimo de operación.....	71

RESUMEN

El presente trabajo tiene como objetivo el diseño y la simulación de un proceso de tratamiento de aguas residuales basado únicamente en operaciones fisicoquímicas, haciendo especial hincapié en la recuperación de energía. El proceso se alimenta con un caudal de 101000 m³/h de agua residual de carga media, equivalente al caudal tratado en la ciudad de Valladolid.

El proceso propuesto consta de cuatro etapas; una primera de ultrafiltración con membranas de fibra hueca, seguida de un proceso de evaporación mediante tres intercambiadores en serie con el objetivo de concentrar la materia orgánica, posteriormente una etapa de reacción de oxidación en condiciones supercríticas y, por último, la recuperación de energía a través de una turbina de gas.

Mediante la simulación realizada, se obtiene un proceso de tratamiento capaz de tratar un 99% del agua residual de partida, con una demanda térmica de 10681 kW y una demanda mecánica de 1810kW. La instalación de la turbina de gas permite rescatar el potencial energético de la corriente de salida de gases del reactor, la cual se encuentra en condiciones supercríticas. La energía recuperada permite solventar los 28781 kW demandados y exportar 3733 kW a la red eléctrica.

Palabras clave: agua residual, ultrafiltración, reacción de oxidación supercrítica, recuperación de energía

ABSTRACT

The objective of this work is the design and simulation of a wastewater treatment process based solely on physicochemical operations, with special emphasis on energy recovery. The process is fed with 101,000 m³/h of medium load wastewater, equivalent to the flow rate treated in Valladolid.

The proposed process has four stages; ultrafiltration with hollow fiber membranes; evaporation through three exchangers in series; supercritical oxidation reaction; and finally, energy recovery through a gas turbine.

After the simulation, a process capable of treating 99% of the starting wastewater is obtained, with a thermal demand of 10681 kW and a mechanical demand of 1810kW. The gas turbine installation allows to recover the energetic potential of the reactor's exhaust gas current, which is in supercritical conditions. The recovered energy allows to solve the 28781 kW demanded and to export 3733 kW to the electrical network, being the global consumption of the proposed process zero.

Keywords: wastewater, ultrafiltration, supercritical oxidation reaction, energy recovery, process integration.

1. INTRODUCCIÓN

Una Estación Depuradora de Aguas Residuales (EDAR) puede definirse como el conjunto de operaciones unitarias que tienen como objetivo la reducción de la contaminación de las aguas residuales hasta límites aceptables para el cauce receptor. Para ello se llevan a cabo una serie de tratamientos que tienen como finalidad eliminar residuos, grasas, aceites, sólidos sedimentables y transformar los residuos generados en lodos estables.

En las aguas residuales encontramos diferentes tipos de contaminantes, generadores de distintos problemas en el medio ambiente. La materia orgánica biodegradable es uno de los contaminantes característicos, compuesta principalmente por proteínas, carbohidratos y grasas, en la mayoría de los casos expresada en DBO (demanda biológica de oxígeno) o DQO (demanda química de oxígeno). Si dicha materia orgánica se descarga al entorno sin tratar, su estabilización biológica puede llevar al agotamiento de recursos naturales de oxígeno en el medio. Otro de los contaminantes a tener en cuenta son los sólidos en suspensión (SS) que pueden dar lugar al desarrollo de depósitos de fango y de condiciones anaerobias en el entorno acuático receptor. Los nutrientes como el nitrógeno o el fósforo, a ciertas concentraciones son considerados contaminantes, ya que favorecen el crecimiento de una vida acuática no deseada.

1.1 TRATAMIENTO DE AGUAS RESIDUALES CONVENCIONAL

Las Estaciones Depuradoras de Aguas Residuales siguen una estructura general, diferenciando tres líneas de tratamiento; línea de agua, línea de fangos y línea de gas, diferenciadas en la *Figura 1*.

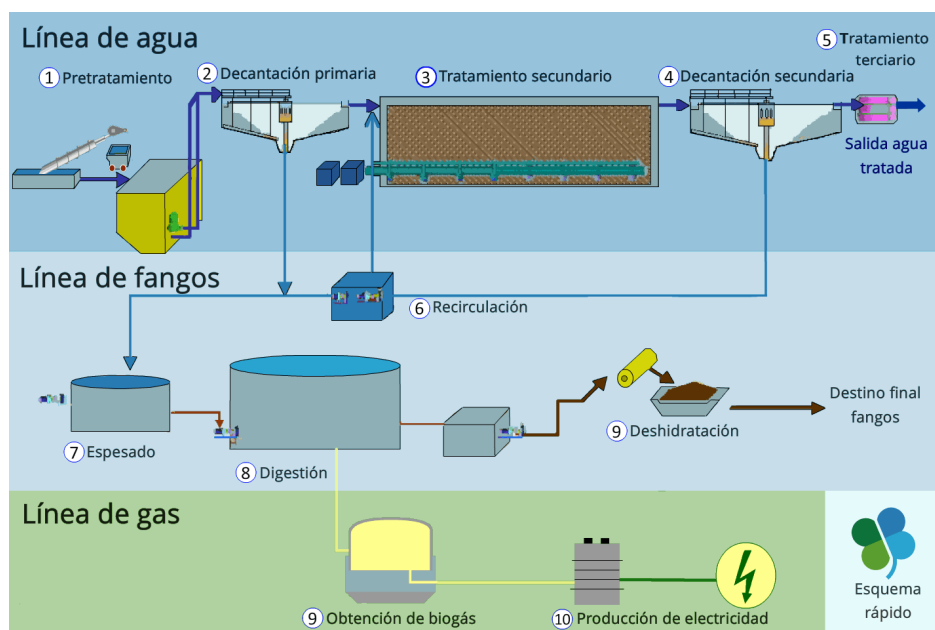


Figura 1. Esquema de una EDAR convencional

En el presente trabajo nos basaremos en la EDAR de Valladolid, con el fin de tener datos numéricos concretos del caudal de agua a tratar. Se trata de una Estación Depuradora correspondiente a una población de 570.00 habitantes.

La mayoría de las aguas residuales tratadas corresponden a aguas residuales domesticas (88,41%) procedentes tanto de Valladolid, como de otros municipios colindantes, el resto provienen de industrias cercanas (11,07%), situadas en los polígonos industriales con los permisos necesarios para verter a los colectores municipales.

I. LÍNEA DE AGUAS

El objetivo de la línea de aguas es extraer el agua depurada separada de los lodos. El proceso consta de un pretratamiento, un tratamiento primario y un tratamiento secundario/biológico (*Figura 2*)

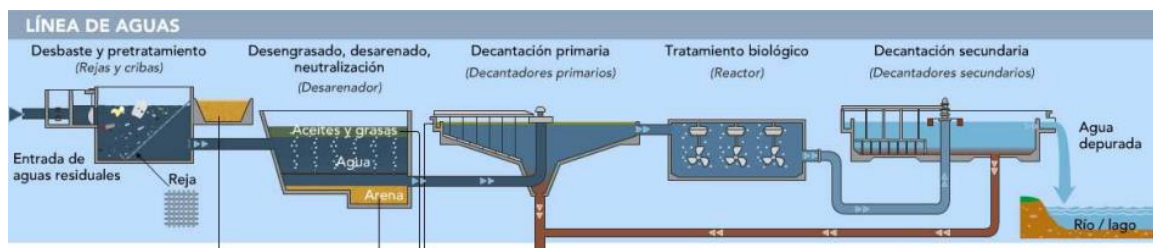


Figura 2. Línea de aguas

Las aguas residuales desembocan en un pozo de llegada y de allí son bombeadas al inicio del tratamiento.

I.1. Pretratamiento

En el pretratamiento podemos diferenciar tres etapas:

- **REFINADO DE GRUESOS:** las aguas residuales pasan a través de rejas de limpieza automática con una luz de malla estándar de 5-10 cm. Su función es eliminar los sólidos de mayor tamaño como toallitas, latas, etc.
- **REFINADO DE FINOS:** el objetivo de esta etapa es la eliminación de sólidos de menor tamaño. El flujo de agua se hace pasar por tamices, que presentan una luz de malla de 2-3mm.
- **DESARENADO Y DESENGRASADO:** se extraen las grasas y las arenas mediante procesos de flotación. Se procede inyectando burbujas de aire por la parte inferior de la masa de agua, disminuyendo así la densidad aparente del

líquido. Como consecuencia, las grasas flotan en la superficie, mientras que las arenas decantan hacia el fondo.

I.2. Tratamiento primario

El tratamiento primario permite reducir la concentración de sólidos en suspensión. La operación se lleva a cabo por sedimentación. Se disponen de diferentes tipos de sedimentadores, uno de los utilizados son los lamelares (*Figura 3*) donde el agua entra a través las ventanas distribuidas a lo largo de toda su longitud chocando con las lamelas, provocando así la sedimentación.

Dichos decantadores presentan un rendimiento de eliminación del 20- 30% en DQO. De esta manera obtenemos una corriente de agua clarificada y una corriente de fango primario, con una concentración típica de materia orgánica del 0,8-1,8 % [Metcafl & Eddy, 2004]

Los decantadores disponen de unas rasquetas que arrastran el fango depositado hacia unas pocetas. Posteriormente se procederá a la estabilización de dicho fango primario junto al fango secundario recogido en el tratamiento biológico.



Figura 3. Decantador lamelar

I.3 Tratamiento secundario

El tratamiento más utilizado es el proceso de fangos activos. Este tratamiento permite la eliminación de materia orgánica y nutrientes, en concreto fósforo y nitrógeno presentes en el efluente clarificado obtenido en la decantación primaria. Inicialmente se lleva a cabo un tratamiento biológico denominado A2O, ya que consta de una etapa anaerobia, anóxica y por último una etapa óxica, seguido de una decantación secundaria donde se obtiene el efluente de agua clarificada.

- **TRATAMIENTO A2O:** cada línea consta de una zona anaerobia, donde se produce la liberación de fósforo en forma de fosfatos inorgánicos; una zona anóxica donde tiene lugar la desnitrificación de los nitratos mediante bacterias desnitrificantes y la formación de N_2 ; y por último, una zona óxica donde se lleva a cabo la absorción de fósforo, la oxidación de la materia orgánica y la nitrificación del nitrógeno amoniacal a nitratos. En este momento la concentración de fosforo es mínima, pero la concentración de nitratos es máxima por lo que es necesario recircular gran parte de la corriente a la etapa anóxica, donde se libera el nitrógeno en forma de N_2 . Los porcentajes de recirculación en este proceso pueden llegar a ser de 200-300%.

- DECANTACIÓN SECUNDARIA

El agua y el fango procedente del tratamiento biológico es introducido en un decantador secundario (*Figura 4*). Las bacterias agrupadas en flóculos sedimentan hacia el fondo, mientras el agua clarificada rebosa perimetralmente.



Figura 4. Decantador secundario

El fango bacteriano decantado es recogido de forma continua, una parte de este es recirculada al inicio del tratamiento biológico para mantener la concentración de microorganismos dentro del reactor y el resto se purga, siendo este el fango secundario. El fango secundario obtenido en las plantas EDARs presenta una concentración típica de 10-20 g SSV/L [Metcalf & Eddy, 2004] y junto al fango primario es necesario someter a una etapa de estabilización.

El rendimiento estimado para el conjunto del reactor biológico y la decantación secundaria es del 90% para materia orgánica y de hasta el 70% para la concentración de fósforo y nitrógeno.

II. LÍNEA DE FANGOS

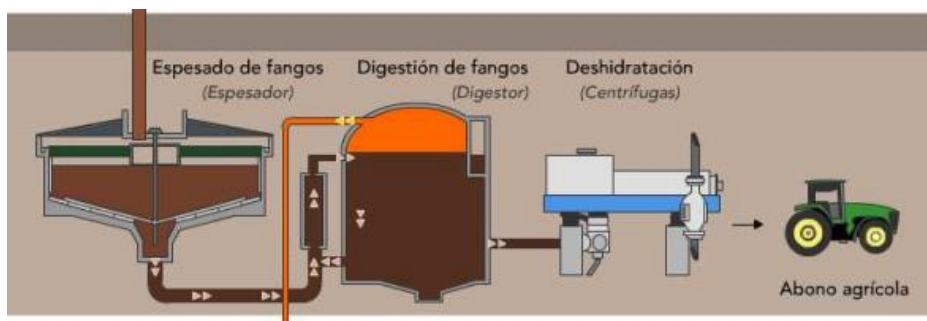


Figura 5. Línea de fangos

El objetivo de esta línea de tratamiento es la estabilización y reducción del volumen de lodos decantados. A esta etapa llegan dos tipos de fangos; fangos primarios, procedentes de la primera decantación y que no han sido sometidos a ningún proceso biológico, y fangos secundarios, procedentes del proceso de fangos activos, cuya materia orgánica esta descompuesta parcialmente.

En la línea de fangos al igual que en la línea de aguas podemos diferenciar distintas etapas, representadas en la *Figura 5*:

II.1. Espesamiento

El objetivo en esta etapa es reducir el volumen del fango primario y secundario, obteniendo una concentración de sólidos que puede variar de 1 al 4%. El espesamiento se puede llevar a cabo por centrifugación, por gravedad o por flotación, atendiendo a los distintos equipos disponibles.

Para el acondicionamiento químico de los fangos es común la adición de polielectrolito, favoreciendo la separación líquido-sólido.

II.2. Digestión anaerobia

El fango, una vez espesado, se lleva a digestores anaerobios, donde son sometidos a un proceso biológico en ausencia de oxígeno. Una parte del fango orgánico se convierte en biogás por la acción de colonias de bacterias en condiciones anaerobias mesofílicas entre 35-38°C

II.3. Deshidratación

Tras la digestión anaerobia el fango es sometido a un proceso de deshidratación con el fin de reducir su volumen. La deshidratación se puede llevar a cabo en centrifugas o utilizando diferentes tipos de filtrado.

III. LÍNEA DE GAS

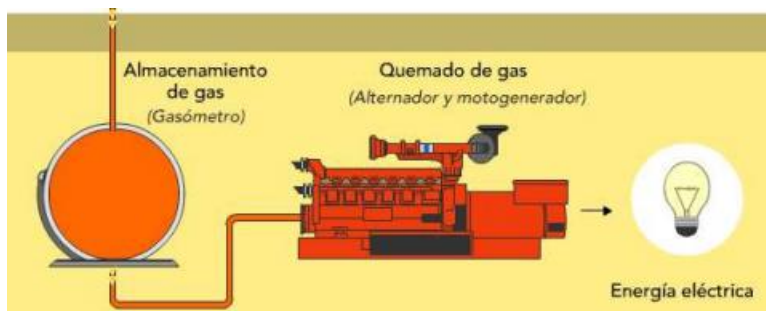


Figura 6. Línea de gas

El objetivo de la línea de gas es aprovechar el biogás obtenido en la digestión anaerobia para producir energía. El biogás producido es almacenado en gasómetros esféricos de doble membrana de alta capacidad. Si la producción de biogás es superior al consumo, el excedente se quema en una antorcha de gases.

1.2 INCONVENIENTES DE LAS EDARs CONVENCIONALES

Las Estaciones Depuradoras convencionales, mediante tratamientos biológicos han logrado satisfacer las necesidades de depuración de agua hasta el momento, pero el modo de operación muestra serias desventajas:

- Alta producción de fango
- Elevados tiempos de residencia
- Necesidad de grandes superficies para instaurar el proceso
- Alto consumo energético
- Difícil recuperación energética

Al igual que la contaminación a otros niveles, la contaminación del agua ha aumentado considerablemente debido al incremento de núcleos urbanos y zonas industriales. Las leyes ambientales cada vez son más exigentes, de manera que surge una inherente necesidad de tratar las aguas residuales y el fango generado.

Los tratamientos convencionales necesitan grandes tiempos de residencia debido al uso de microorganismos degradadores de la materia orgánica y procesos de decantación. Los tiempos de residencia medios suelen oscilar entre los 10-20 días [Metcalf & Eddy, 2004], atendiendo al tamaño de la planta de tratamiento.

Al tratarse de un sistema en continuo, los altos tiempos de residencia llevan asociada la necesidad de grandes superficies para instaurar el proceso. Son necesarios grandes decantadores, de unos 5-8 diámetro, para que la eficacia de sedimentación sea alta, grandes digestores para la degradación óptima de materia orgánica, además de la gran distribución de canales que requieren los tratamientos previos.

En lo que a consumo energético se refiere, en España y países europeos el tratamiento de agua residual tiene un coste de 0,4-0,5 kWh por metro cubico de agua tratada [Gude, 2015]. El 54% del consumo energético está asociado exclusivamente a la aireación en el reactor aerobio y un 14% a la operación del mismo. Otra parte importante del consumo es debido a el bombeo del agua a lo largo de la planta, que representa un 14% del consumo global. En el 18% restante se agrupan los gastos de iluminación, gas de productos químicos, ect.

En la *Figura 7* se muestra la distribución de consumos energéticos en una planta de tratamiento de aguas.

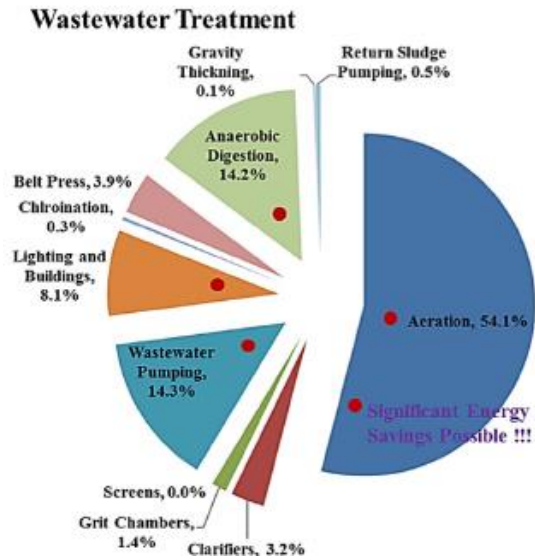


Figura 7. Distribución de consumos en una planta de tratamiento de aguas residuales.

En la actualidad con objeto de mejorar los tratamientos convencionales se están estudiando diferentes tipos de tratamientos que mejoren la eficacia energética y el rendimiento de las estaciones depuradoras. Uno de los tratamientos planteados, cuyo estudio se ha visto impulsado durante la última década, es la oxidación supercrítica, que podría ser una tecnología que mejore los problemas que plantean los tratamientos convencionales.

1.3 OXIDACIÓN SUPERCRÍTICA

La oxidación en agua supercrítica es un proceso en el que se lleva a cabo la reacción entre un oxidante y un componente, en un medio acuoso a condiciones supercríticas (221 bar, 374°C) [Vadillo, 2018]. Normalmente dichas reacciones se llevan a cabo para transformar los componentes en productos menos problemáticos o para la obtención de energía.

Las propiedades del agua a temperatura ambiente difieren de las propiedades en un estado supercrítico. La constante dieléctrica, así como la densidad y la conductividad térmica presentan una disminución considerable, mientras que el producto iónico y la capacidad calorífica aumentan. También presenta un cambio en la polaridad, siendo un disolvente polar en condiciones ambiente y apolar en condiciones supercríticas [Kruse,2007]. Dicho carácter apolar permite la disolución de hidrocarburos y compuestos orgánicos, mientras que las sales inorgánicas son poco solubles y tienden a precipitar. El agua en condiciones supercríticas es un medio que favorece la oxidación de componentes orgánicos, ya que presenta altos coeficientes de difusión y favorece el transporte de materia [Bermejo, 2006][Kruse,2007].

Las reacciones de oxidación en agua supercrítica se llevan a cabo en una sola fase, lo que da lugar a altos valores de conversión y tiempos de residencia muy cortos, lo que permite disminuir el tamaño de los equipos.

Las características planteadas nos llevan a pensar que la oxidación supercrítica es una propuesta prometedora, principalmente para la eliminación de contaminantes presentes en residuos acuosos de plantas industriales y ámbitos urbanos. Actualmente, ya son numerosas las instalaciones que han puesto este proceso en práctica, especialmente para el tratamiento de aguas peligrosas [Vadillo,2018], [Marrone,2013], pero también en la industria alimentaria o para el tratamiento de aguas residuales urbanas, que en la actualidad son tratadas mediante procesos convencionales, procesos biológicos aerobios. [Quian,2016], [Zhang,2017].

1.3.1. PROBLEMAS DE LA OXIDACIÓN SUPERCRÍTICA

La dedicación y el largo periodo de tiempo empleados en el desarrollo del proceso de oxidación en agua supercrítica, muestra la confianza de la comunidad científica en las ventajas de dicho proceso. Sin embargo, el lento avance puede justificarse atendiendo a las dificultades y problemas que presenta el proceso.

Los principales problemas que presenta son: 1) las altas condiciones de presión y temperatura – 220 bar y 400-700°C – lo que conlleva unos altos costes de equipo y de operación. 2) La corrosión, provocada por las condiciones de operación y la presencia de oxígeno, lo que hace necesario el uso de materiales resistentes a la corrosión, caros y aun no lo suficientemente satisfactorios. Otros dos problemas que considerar son 3) la deposición de sales [Xu, 2015] y 4) las obstrucciones; el carácter apolar del agua en estado supercrítico produce la precipitación de sales y la consecuente deposición y posible atasco. Dichos problemas no solo aparecen en los reactores, sino también en los intercambiadores de calor utilizados para la recuperación de energía. Por estas razones, algunas instalaciones se han visto obligados a cesar su actividad.

Con el objetivo de solventar los problemas planteados, se han diseñado reactores específicos para el proceso en concreto, como Modar Reactor [Chen,2015], Transpiring Wall Reactor [Fauvel,2004], Cooled Wall Reactor [Bemejo, 2006] o Plug-Flow Reactor [Chen,2018], consiguiendo grandes avances. En particular, el empleo de aleaciones con mayor resistencia a la corrosión, el empleo de paredes fluidas de protección, de agua o aire y la separación de corrientes limpias a altas temperaturas para la recuperación de energía.

1.3.2. RECUPERACION ENERGÉTICA

Dejando a un lado los aspectos operacionales y desde un punto de vista puramente energético, los balances de energía en la degradación siempre van a ser favorables, ya que la reacción es exotérmica, siempre que se consiga devolver las corrientes al ambiente en condiciones similares a las de la entrada. Sin embargo, la energía, tanto mecánica como térmica, necesaria para alcanzar las altas condiciones de presión y temperatura supone un importante costo energético y la recuperación de energía posterior entraña severas dificultades. Una vez alcanzadas las condiciones de operación, la degradación transcurre a gran velocidad y con altos valores de conversión [Cabeza,2015]. Sabiendo esto, el reto está en recuperar la máxima energía posible de la corriente de salida del reactor, mientras se lleva ésta a las condiciones iniciales, condiciones ambientes.

Una de las técnicas más utilizadas para la recuperación de energía en la industria es la utilización de intercambiadores de calor, pero esto acarrearía los problemas de corrosión previamente citados, aparte de introducir gradientes de temperatura en la transferencia de calor que reducen la eficacia y las oportunidades de recuperación.

Dado que en el proceso de oxidación se emplea tanto energía mecánica (para la compresión) como energía térmica (calentamiento), sería apropiado que en la recuperación se produjesen ambos tipos de energía.

La recuperación de energía mecánica de la corriente de salida del proceso de oxidación supercrítica se ve limitada por las condiciones supercríticas. Aunque en un principio las altas condiciones de presión podrían verse como una gran fuente de energía, en la práctica es un obstáculo a la hora de recuperar trabajo mediante expansión directa. Para obtener una buena eficiencia termodinámica es necesaria una amplia disminución en la presión, lo que lleva asociada una bajada de temperatura. En procesos donde se tratan grandes concentraciones de agua, como es el caso, el medio se enfría de manera inherente y rápida, pudiendo llegar incluso a la congelación.

Una de las alternativas teóricas planteadas, es la generación de vapor para recuperar trabajo basándose en un ciclo Rankine en una turbina de gas o vapor [Xu,2012, Cabeza,2015, Queiroz,2015], aun así, la recuperación de trabajo se vería afectada por la pérdida de eficiencia vinculada al gradiente térmico en la generación de vapor, y por la alta presión de operación en los intercambiadores [Marias,2008].

2. OBJETIVOS

El objetivo principal del presente trabajo es el desarrollo de un proceso alternativo a los tratamientos convencionales de aguas residuales, basándose en la reacción de oxidación supercrítica como etapa principal, acompañada únicamente por tratamientos fisicoquímicos. El proceso propuesto consta de una primera etapa de ultrafiltración con membranas, un proceso de evaporación, la reacción de oxidación supercrítica y, por último, una etapa de recuperación energética.

Este objetivo se llevará a cabo mediante los siguientes objetivos específicos:

- Selección y estudio de un sistema de recuperación de energía.
- Simulación de los balances de materia y energía del proceso propuesto.
- Selección del punto óptimo de operación del proceso propuesto.
- Balances de materia y energía en las condiciones seleccionadas.
- Dimensionamiento de los principales equipos del proceso planteado.

3. ALTERNATIVA DE TRATAMIENTO

Los reactores supercríticos de llama diseñados hasta el momento necesitan alimentaciones cuyo contenido térmico sea equivalente a 930 KJ/Kg de alimentación [Cabeza 2015] para que la reacción se lleve a cabo de forma autosostenida. El poder calorífico es un parámetro complejo de cuantificar durante el proceso de tratamiento de aguas, por ello es de interés relacionar dicho parámetro con la demanda química de oxígeno (DQO). Durante el desarrollo del proyecto, el valor de correlación utilizado será 13,88 KJ/g DQO [Garrido 2013], lo que establece concentración mínima necesaria en la corriente de alimentación de 67 g DQO/ Kg de alimentación.

Las aguas residuales presentan bajas concentraciones, insuficientes para aportar el contenido térmico requerido, por ello surge la necesidad de concentrar estas aguas. Ante las numerosas posibilidades disponibles para concentrar, la combinación de ultrafiltración y evaporación ha sido el proceso seleccionado para llevar a cabo el presente estudio. La ultrafiltración ha sido seleccionada por su reducido consumo de energía, que es exclusivamente mecánica, así como por ser una tecnología en desarrollo, pero ampliamente probada en instalaciones existentes. La evaporación recuperativa con recompresión de vapor, sin embargo, permite aprovechar tanto la energía térmica como mecánica, además de hacer posible una modulación de ambos tipos de consumo, lo que la hace un buen candidato para integrarse con un sistema comercial de cogeneración de calor y potencia, en particular con una turbina de gas natural.

El proceso planteado, representado de forma simplificada en la *Figura 8*, consta de cuatro etapas fisicoquímicas diferenciadas. Cada una de ellas está caracterizada por el uso de un equipo concreto para alcanzar diferentes objetivos, que serán desarrollados a en los apartados posteriores.

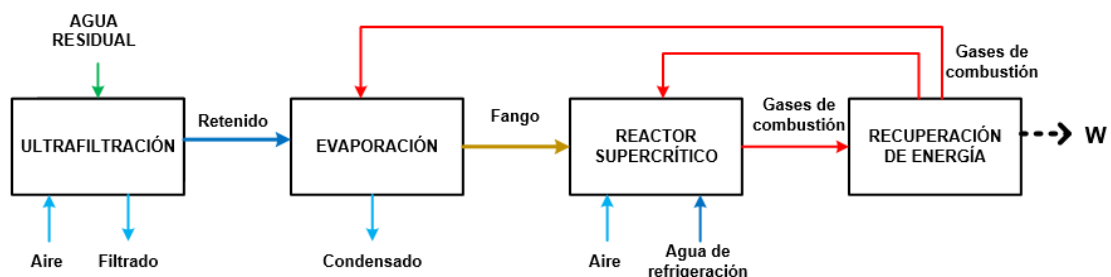


Figura 8. Diagrama de bloques simplificado

3.3. Ultrafiltración

El objetivo perseguido en el proceso de ultrafiltración es reducir el volumen de agua a tratar en la evaporación y separar y concentrar la materia orgánica particulada presente en el agua residual. Para ello se hace pasar el flujo de agua a través de membranas de fibra hueca agrupadas en módulos, que a su vez son agrupados formando casetes, dispuestos en línea formando trenes de ultrafiltración. Como resultado se obtiene una corriente de filtrado y un retenido. El proceso permite obtener retenidos con una concentración de 20-40 g de DQO/L [Nascimento et al, 2017].

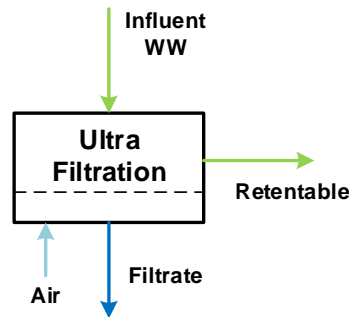


Figura 9. Proceso de ultrafiltración.

La ultrafiltración es un proceso basado en la separación por membranas, en este caso membranas de fibra hueca, en el cual la presión producida por una bomba fuerza al fluido a pasar por una membrana semipermeable. Las membranas utilizadas presentan áreas específicas mayores a las membranas de filtración convencionales, lo que permite tratar volúmenes de filtrado mucho mayores.

La principal desventaja que presentan las membranas es el ensuciamiento, por lo que se requiere un exhaustivo sistema de limpieza continuo. Por ello es necesario la aireación constante de las membranas, con el consumo de energía que lleva asociado.

3.4. Evaporación

Tras la ultrafiltración, el retenido es sometido a un proceso de evaporación, con el objetivo de alcanzar la concentración necesaria en la corriente de fangos de 67 g DQO/Kg. El proceso de evaporación propuesto consta de tres intercambiadores en serie, Economizador (E0), Evaporador/Condensador (E1) y evaporador (E2). En la *Figura 10* se muestra el esquema simplificado de los evaporadores en serie, con sus respectivas corrientes de entrada y salida.

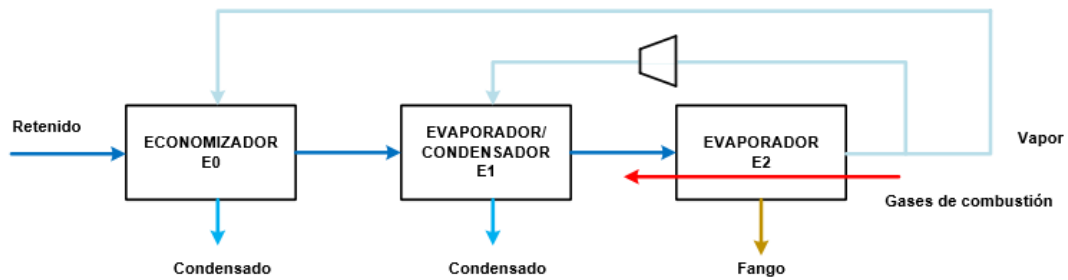


Figura 10. Diagrama de bloques del proceso de evaporación.

En el primero de los intercambiadores (E0) el objetivo es aumentar la temperatura del retenido sin llegar a la evaporación, lo que no es posible debido a las condiciones de la corriente de vapor, que no permite el gradiente necesario. Para ello se utiliza como fuente de calor una parte del vapor generado en el último evaporador a presión ambiente. El resto de vapor es comprimido con el fin de aumentar su temperatura y generar un gradiente que permita aprovechar su calor de condensación en el primer evaporador. El último de los intercambiadores (E2) trabaja con los gases de combustión procedentes de la turbina de gas utilizada en la etapa de recuperación de energía.

Esta unidad de evaporación es susceptible de optimización en función de la fracción de vapor comprimida y de la presión alcanzada de salida del compresor. Esta presión influye en la temperatura de condensación y por lo tanto en la diferencia de temperatura mínima en el primer evaporador E1. Diferentes combinaciones de fracción comprimida y presión conducirán a distinta proporción de flujos térmicos y potencias utilizadas en la evaporación, acoplándolas de la manera más adecuada a las producidas por el sistema de cogeneración/recuperación de energía. El flujo de masa a evaporar es importante, lo que requiere altos flujos de calor y grandes superficies de intercambio.

3.5. Reactor supercrítico

Los lodos líquidos concentrados hasta 67 g DQO/Kg de fango, son comprimidos hasta presión crítica (230 bar) y precalentados antes de ser introducidos en el reactor. Además, el reactor seleccionado, Cooled Wall Reactor [Cabeza et al, 2005], utiliza una corriente auxiliar de agua líquida pura presurizada para proteger las paredes y recuperar la solución de sólidos y sales inorgánicas. Para llevar a cabo la reacción de oxidación, se utiliza como oxidante una corriente de aire. El aire utilizado varía entre el

estequiométrico y un 5% en exceso. En la *Figura 11*, se muestra el diagrama de bloques simplificado correspondiente a la etapa de oxidación.

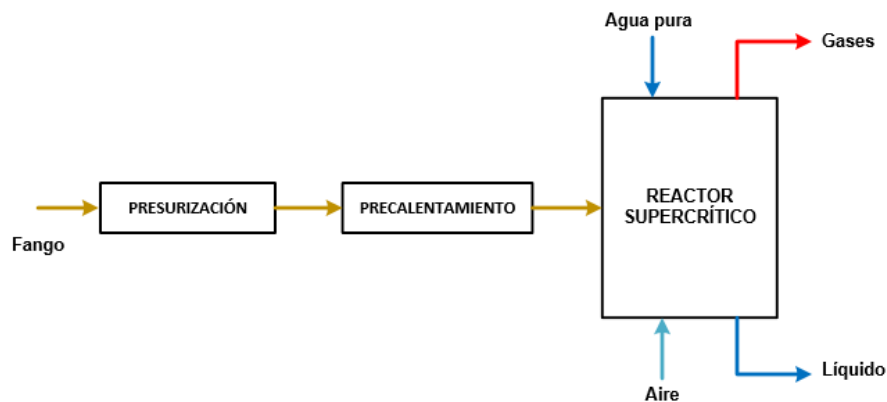


Figura 11. Diagrama de bloques del reactor supercrítico

En la reacción se produce una corriente líquida con alto contenido en sales inorgánicas y cenizas a alta temperatura, y una corriente de gases de combustión, a alta presión y temperatura. Esta corriente de gases es inyectada de forma inmediata en una turbina de gas con el fin de recuperar su alto contenido energético, mientras que la corriente líquida es sometida a un flash.

3.6. Recuperación energética

3.6.1. RECUPERACIÓN ENERGÉTICA DE LA CORRIENTE DE SALIDA DE DEL REACTOR SUPERCRÍTICO

En la industria es común la recuperación energética de corrientes residuales cuyo contenido energético es elevado, ya sea por su alta temperatura o presión. Los equipos comúnmente utilizados para llevar a cabo esta recuperación son turbinas o motores de gas en procesos de cogeneración, capaces de producir simultáneamente dos tipos de energía, generalmente energía térmica (calor) y energía mecánica (trabajo).

Los motores alternativos son la máquina térmica con mayor rendimiento eléctrico, usando como combustible gas, gasóleo o fuel-oil. En concreto los motores de gas, son capaces de convertir el 42% de la energía química del combustible en energía mecánica, sin embargo, la producción de energía térmica de alta temperatura es del 21%.

Las turbinas de gas están conformadas por un compresor, una cámara de combustión y una turbina. Su rendimiento mecánico es inferior al de los motores de gas ya que solo son capaces de transformar un 32% de la energía del combustible en energía mecánica. Sin embargo, permiten una alta recuperación del calor, que se encuentra concentrado en su práctica totalidad en sus gases de escape, a una temperatura de unos 500°C. Esto permite una producción térmica del 50%.

El proceso de tratamiento de aguas planteado presenta una alta demanda de energía térmica, debido a los altos flujos térmicos necesarios en la evaporación. Por ello, se ha optado por una turbina de gas como sistema de recuperación de energía. Se trata de una turbina de gas con dos inyecciones de combustible, una de gas natural y una segunda donde se inyecta la corriente de gases de combustión que abandona el reactor supercrítico a alta presión y temperatura. En la *Figura 12* se muestra el esquema de la turbina de gas utilizada.

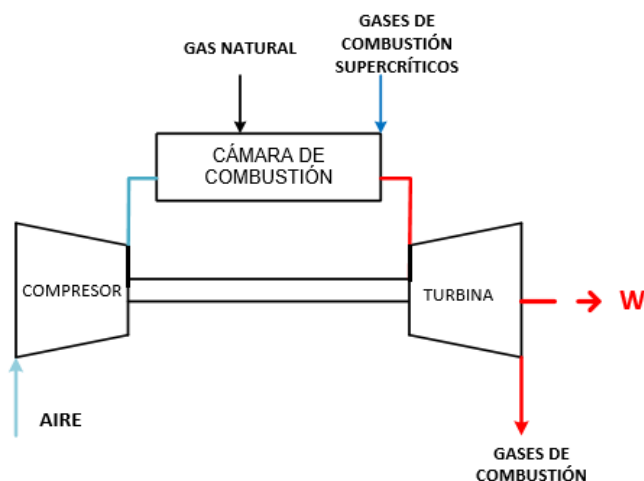


Figura 12. Esquema de la turbina de gas implantada

La forma de operar de la turbina es análoga a una turbina de gas convencional, el aire es succionado del ambiente y comprimido hasta llegar a la cámara de combustión. Una vez allí, el aire se mezcla con el combustible, en este caso gas natural, y se produce la ignición. La peculiaridad está en que al final de la cámara de combustión se inyecta la corriente de gases supercríticos para que la expansión en la turbina sea mayor. De esta forma la turbina de gas proporciona un trabajo asociado al consumo de gas natural y aire inyectado y un trabajo asociado a la corriente de gases inyectada.

Además, la corriente de gases de combustión que abandona la turbina tras la expansión a una temperatura en torno a 500°C, será utilizada como fluido caliente tanto en la etapa

de evaporación como en el precalentamiento de fangos antes de ser introducidos en el reactor.

3.6.2. RECUPERACIÓN ENERGÉTICA DE LA CORRIENTE LÍQUIDA DE SALIDA DE DEL REACTOR SUPERCRÍTICO

La corriente líquida de salida del reactor supercrítico está compuesta principalmente por agua pura y una pequeña cantidad de sales inorgánicas, pero tanto su presión como su temperatura son muy elevadas, 230 bar y 300°C.

Con el fin de recuperar su alto contenido energético se ha optado por someter a dicha corriente a un proceso flash. De esta manera se produce una corriente de vapor de agua y una corriente líquida con una concentración de sales entorno al 0,5% w/w.

4. METODOLOGÍA DE RESOLUCIÓN Y CONSIDERACIONES REALIZADAS

El proceso planteado se muestra muy sensible a pequeños cambios de determinados parámetros, además de presentar una interdependencia compleja entre sus variables. Con el fin de realizar los balances de materia y energía de manera fluida para evaluar la viabilidad del proceso, se ha trabajado con un código expresamente desarrollado para el modelo en Matlab/Octave. Se ha considerado que el proceso transcurre en estado estacionario y que no existen fluctuaciones en las condiciones de alimentación, ni ambientales.

Debido a que se trata de una evaluación general del proceso, solo se han tenido en cuenta los procesos energéticos más significativos.

Las variables termodinámicas asumidas a lo largo de todo el proceso han sido las del agua pura, tanto para agua, aguas residuales y flujos de fango. Esta consideración es asumida atendiendo a los resultados experimentales obtenidos al medir la viscosidad y las capacidades caloríficas de los fangos a diferentes temperaturas [Yang et al., 2019]. Esto no será cierto para las temperaturas de ebullición del agua residual en el proceso de concentración debido al ascenso ebulloscópico que provocara la presencia de materia contaminante; pero se ha considerado que las variaciones de entalpia no cambiaran significativamente, y que el calentamiento sería posible en la práctica porque la temperatura de los gases de escape de la turbina es muy elevada.

Para trabajar en los diferentes estados, líquido, vapor y supercrítico, se ha utilizado la formulación industrial IAPWS-IF97 [Wagner,2000]. Esta simplificación puede justificarse por la falta de datos experimentales sobre la concentración y composición de las aguas residuales.

Las propiedades termodinámicas de mezcla de gases, como el aire, el medio de reacción o la corriente de gases de salida de la turbina de gas, han sido calculadas a través de la Ecuación de Estado SKR [Soave, 1972], utilizando la función alfa original de Soave. Se ha utilizado dicha función con el fin de evitar puntos de inflexión que presentan otros modelos y pueden ser de especial preocupación en las transiciones a estados supercríticos. Se han utilizado coeficientes de interacción binaria para todos los compuestos y asumido que las capacidades caloríficas ideales siguen el modelo NASA polynomials. La composición del aire se ha considerado ideal, únicamente compuesto por oxígeno y nitrógeno, y la humedad absoluta del aire ha sido fijada en $0,00715 \text{ Kg/m}^3$.

Las operaciones de compresión y expansión se han corregido utilizando eficiencias isentrópicas estándares; 0,80 para el bombeo y compresión en ultrafiltración; 0,85 en el compresor utilizado en la turbina, la bomba de alimentación al reactor y la bomba de agua de refrigeración; y 0,90 en el expansor de la turbina de gas. Las expansiones producidas en las válvulas se han considerado isoentálpicas.

El cálculo de flujos térmicos en los intercambiadores cuando se conocen las temperaturas y forma de la variación de entalpías de las corrientes de entrada se ha realizado según el algoritmo de la Tabla del Problema [Kemp, 2007], que permite construir las curvas compuestas T vs. H de ambas corrientes y calcular cuánto pueden extenderse sin violar una diferencia de temperatura mínima previamente especificada. Esta extensión proporciona el flujo térmico máximo del intercambiador.

A lo largo de todo el proceso no se ha tenido en cuenta ningún tipo de reacción a parte de la combustión para dar CO_2 y H_2O , llevada a cabo tanto en el reactor supercrítico como en la turbina de gas. En la turbina de gas se ha asumido como temperatura máxima la de llama adiabática. Esta suposición no es precisa en términos de temperatura debido a la descomposición y formación de radicales, pero proporciona balances energéticos válidos.

El balance energético al reactor se ha realizado en base a resultados experimentales obtenidos relacionados con la temperatura, la relación de flujos de alimentación y las composiciones de las corrientes de salida [Cabeza et al.,2013], [Cabeza et al., 2015]. En concreto se ha asumido la ausencia de gases en la corriente inferior del reactor, una relación de 0,3852 Kg agua de refrigeración /Kg de alimentación y se ha impuesto un exceso de aire del 5% sobre el estequiométrico. En lo que ha temperaturas se refiere, se ha determinado que la temperatura de salida de gases es de 650° , mientras que la corriente de colas abandona el reactor a 300°C . Estos hechos y valores son los utilizados y medidos por los autores citados en su experimentación.

Los parámetros de operación de la turbina de gas se han tomado del catálogo US EPA catalog CHP technology [Darrow,2017] para la configuración más pequeña (3-7 MW): trabajando así con una relación de compresión de 30, una tasa de aire de 3,5 respecto a la estequiométrica y un coeficiente de eficiencia isentrópica de 0,9 tanto para el compresor como para la turbina. La inyección de gases en la turbina es del 20% w/w sobre la admisión de aire, valor máximo permitido de acuerdo con [Rice, 1995], [Rad, 2017], [Kayadelen,2017].

El dimensionamiento de los intercambiadores de calor se ha realizado mediante el simulador Aspen-Plus, considerando intercambiadores de carcasa y tubos. Estos

cálculos no se han realizado de forma detallada, sino a título informativo, ya que el objetivo de este trabajo es explorar la viabilidad del proceso, y no su optimización ni diseño de detalle.

5. SELECCIÓN DEL PUNTO ÓPTIMO DE OPERACIÓN

El estudio de la recuperación energética y la optimización de un proceso puede ser la pieza clave para que un proceso no rentable pase a serlo. En el presente proyecto se ha realizado un análisis detallado del ajuste energético global con el fin de tener un proceso lo más barato y eficiente posible.

El proceso presenta una demanda energética, parte de ella en forma de flujo térmico y la restante en forma de trabajo. Muchos de estos flujos energéticos están prefijados por el caudal y la concentración de la alimentación, mientras que otros son variables y susceptibles de optimización.

En lo que a energía térmica se refiere (q), se pueden distinguir cuatro flujos fundamentales; un flujo térmico asociado a cada uno de los intercambiadores ($qE0$, $qE1$, $qE2$) y el calor necesario para el precalentamiento del fango a la entrada del reactor ($qSCPH$).

De todos estos flujos, el único que mantiene un valor constante es $qE0$, ya que el calentamiento en $E0$ está fijado para una temperatura ($87,67^{\circ}\text{C}$), valor determinado por la diferencia mínima permitida en los intercambiadores. Sin embargo, $qE1$, $qE2$ y $qSCPH$ dependen de dos parámetros fundamentales, la fracción de vapor comprimida en el proceso de evaporación (corriente 6) y la temperatura de precalentamiento de los fangos que alimentan el reactor ($T22$). En la *Figura 13* se muestra la variación de los flujos térmicos en cada uno de los intercambiadores de calor.

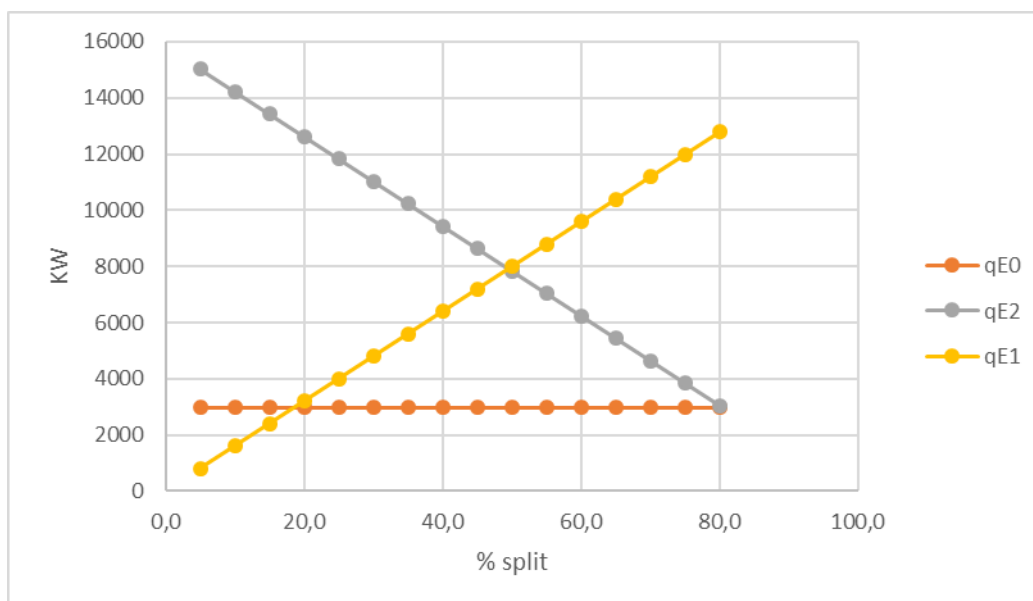


Figura 13 . Variación de los flujos térmicos con el porcentaje de vapor comprimido (Split)

Como se puede observar en la *Figura 13*, al aumentar la fracción de vapor comprimida (corriente 6) aumenta el flujo de calor recuperado en E1 y por lo tanto disminuye el calor que es necesario aportar en E2.

Los flujos de calor que suponen una demanda externa son q_{E2} y q_{SCPH} , dicha demanda será cubierta por el flujo térmico recuperado de los gases de combustión de la turbina de gas. En busca de un proceso óptimo, la primera premisa fijada es que 1) el flujo de calor demandado sea igual al flujo de calor recuperado, como se verá más adelante.

Con la cantidad de trabajo demandado ocurre algo similar a lo ocurrido con los flujos térmicos. Todos los trabajos consumidos por bombas y compresores son fijos, a excepción de la cantidad de trabajo producido por la turbina y el trabajo de compresión del vapor, que aumenta al aumentar la fracción de vapor comprimido.

Para la recuperación energética es inherente la necesidad de una turbina de gas natural, el reto está en seleccionar una turbina lo más pequeña posible y que sea capaz de producir la energía necesaria. Fijar como objetivo que la turbina sea lo más pequeña posible supone que la inyección de gases de combustión provenientes del reactor sea la máxima permitida, numéricamente traducido a una fracción del 20% [Rice1995], [Rad2017], [Kayadelen2017] respecto al aire estequiométrico introducido en la turbina.

En resumen, las dos premisas impuestas para la optimización del proceso son:

- 1) El flujo de calor demandado sea igual al flujo de calor recuperado de los gases de combustión de la turbina.
- 2) La corriente de gases de combustión inyectada en la turbina sea un 20% respecto a la corriente volumétrica de aire.

Tal y como ha sido planteado el modelo, éste depende de tres variables cuya modificación permitirá la integración energética de todos los elementos; la fracción de vapor comprimida en el proceso de evaporación (v_{split}), la temperatura de precalentamiento de los fangos antes de su inyección en el reactor (T_{22}) y el flujo de gas natural consumido en la turbina.

Con el fin de determinar los valores numéricos óptimos de dichas variables, se ha simulado la variación de los flujos energéticos para un rango de temperaturas de precalentamiento (Anexo 2)

La metodología de operación seguida ha sido la siguiente:

1. Fijar la temperatura de precalentamiento T22.
2. Ajustar el porcentaje de gases de combustión inyectados en la turbina al 20% variando la cantidad de gas natural (GN) consumido.
3. Ajustar el flujo de calor demandado y el flujo de calor recuperado con la fracción de vapor comprimido en la evaporación (vapsplit).

Tras la simulación se obtuvieron los siguientes resultados:

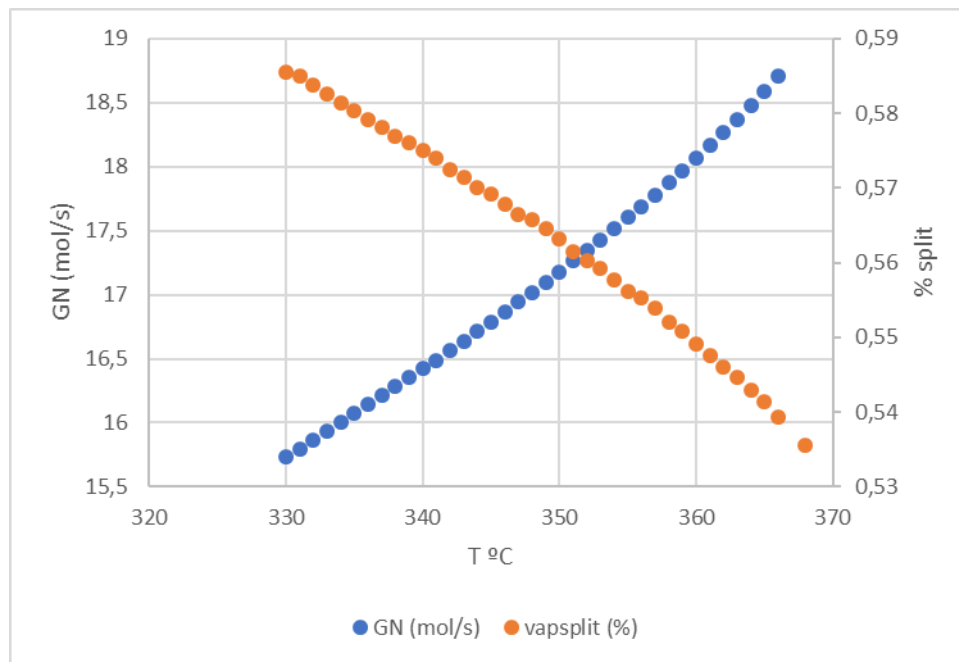


Figura 14. Variación de GN y de la fracción de vapor comprimido en función de la T de precalentamiento.

En la *Figura 14*, se observa como al aumentar la temperatura de precalentamiento (corriente 22), el consumo de gas natural aumenta, mientras que la fracción de vapor que es necesario comprimir disminuye. Esto supone que la disminución del trabajo de compresión conlleva el aumento de gas natural consumido. La información aportada por la variación de estos parámetros es insuficiente para determinar el punto óptimo de operación, es necesario hacer un análisis cuantitativo de los flujos energéticos obtenidos.

El trabajo producido en la turbina de gas es la suma del trabajo debido al consumo de gas natural (W_{exp}) y el trabajo obtenido por la inyección de los gases de combustión procedentes de la oxidación supercrítica (W_{inj}). Para ser estrictos, solo se debe considerar como trabajo disponible para la recuperación energética, el trabajo debido a la inyección de gases, ya que el resto de trabajo es producido a base de inyección de GN, lo que queda fuera del marco de recuperación energética.

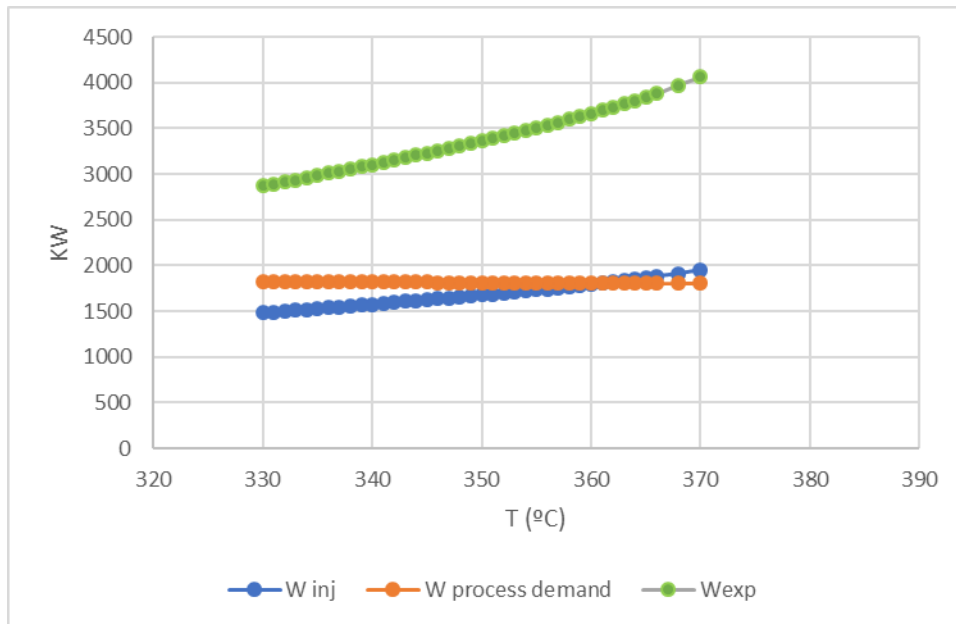


Figura 15. Variación de los flujos de trabajo con la temperatura de precalentamiento del fango alimentado al reactor (T22).

En la *Figura 15* se puede observar como el trabajo recuperado en la turbina (W_{inj}) aumenta al aumentar la temperatura de precalentamiento, mientras que el trabajo demandado por el proceso se mantiene constante. Como se ha señalado previamente esto es debido a la reducción fracción de vapor comprimido en la evaporación.

A la temperatura de 362°C , se observa que la recuperación de trabajo es del 100%, punto de corte en la *Figura 15*. El trabajo demandado por el proceso es igual al trabajo recuperado por la inyección de gases de combustión en la turbina. En dicho punto, la demanda global del proceso tanto de calor como de trabajo es 0, ya que el proceso es capaz de cubrir su propia demanda energética, generando además trabajo en exceso en la turbina.

El trabajo es recuperado gracias a la inyección de la corriente de gases de combustión del reactor en la turbina y la demanda de calor es cubierta gracias a la utilización de los gases que abandonan la turbina como fluido caliente en E2 y en el precalentador de fangos previo al reactor de oxidación supercrítico.

Los parámetros óptimos de operación en este punto son los representados en la *Tabla 1*.

Tabla 1. Parámetros óptimos de operación

Temperatura de precalentamiento (T22)	362 °C
Fracción de vapor comprimida (vapsplit)	0,546
Flujo de GN	18,27 mol/s

Estos parámetros óptimos de operación determinados serán los utilizados a la hora de realizar los balances de materia y energía a lo largo de todo el proceso.

6. BALANCES DE MATERIA Y ENERGÍA

Para realizar la simulación se han utilizado datos reales de caudal facilitados por la EDAR de Valladolid. El caudal tratado asciende a 101.00 m³/d. En lo que se refiere a la composición, se ha trabajado con un agua estándar de carga media [Metcraft & Eddy, 2004].

Tabla 2. Datos del agua residual de partida

Caudal tratado (m³/d)	101,000
Demanda química de oxígeno, DQO (mg O₂/L)	430
Sólidos totales, ST (mg/L)	730
Temperatura (°C)	15

6.1 Balances de materia y energía a la etapa de ultrafiltración

6.1.1. BALANCE DE MATERIA

Las aguas residuales tras un tratamiento previo de desbaste de gruesos y desarenado son sometidas a un proceso de ultrafiltración. El rendimiento de las membranas permite obtener retenidos con una concentración de 40 g O₂/L [Nascimento et al., 2017], por lo que se tomará este valor como la concentración fija del retenido.

La DQO en la alimentación podemos fraccionarla en DQO asociada a la materia orgánica soluble (30%) y DQO asociada al material particulado (70%), de tal manera que la DQO particulada permanecerá por completo en el retenido, mientras que la DQO disuelta se encontrará tanto en el retenido como en el filtrado atendiendo al caudal de cada corriente.

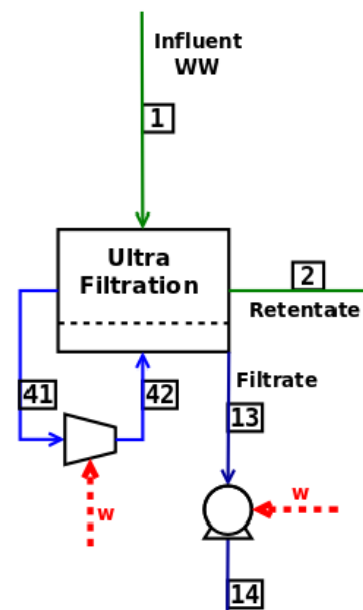


Figura 16. Diagrama de ultrafiltración

Al realizar el balance de materia teniendo en cuenta lo citado previamente, se obtiene un caudal de retenido de 8,82 L/s, mientras que el caudal de filtrado asciende a 1.160L/s, 130 veces mayor. Los cálculos se encuentran desarrollados en el Anexo 3. La disminución del volumen de agua a tratar supone un gran ahorro en costes de operación en etapas posteriores.

Tabla 3. Tabla resumen de los BM de ultrafiltración

	Agua residual (1)	Retenido (2)	Filtrado (13)
Caudal (L/s)	1169	8,82	1160
DQO (mg/L)	430	40.000	129

El inconveniente encontrado fue la concentración de DQO en la corriente de filtrado, de 129 mg O₂/L, superior al valor límite de emisión fijado en 125 mg O₂/L.

El caudal de aire inyectado en el proceso para la limpieza de las membranas es de 12.07 Nm³/s, atendiendo a los parámetros de diseño incluidos en el apartado de diseño de equipos.

6.1.2. BALANCE DE ENERGÍA

El proceso de ultrafiltración lleva asociados dos gastos energéticos, uno de ellos debido al bombeo y otro a la compresión de aire.

La diferencia de presión que se debe vencer en los procesos de ultrafiltración varía entre 0,2-0,5 bares, se ha trabajado con un valor medio de 0,35 bar. Sabiendo que el caudal de filtrado es de 1.160 L/s, se requiere un trabajo de bombeo de 69,34 kW, calculado en Anexo 3.

El trabajo de compresión del aire requerido para la adecuada operación de la membrana es aquel que permita vencer la presión debida a la columna de agua (3 metros) y la caída de presión que tiene lugar en los difusores de burbuja fina (250-300 mbar según catálogo Sulzer). Conocido el caudal de aire comprimido, 12,07 m³/s, se obtiene un trabajo de compresión de 115,4 kW, calculado en Anexo 3.

Tabla 4. Flujos de energía consumidos en UF

W bombeo (kW)	69,34
W compresión (kW)	115,4
W total, ultrafiltración (kW)	184,74

6.2 Balances de materia y energía a la etapa de evaporación

Los balances, tanto de materia como de energía en la evaporación, están determinados por la concentración impuesta en la corriente de fangos (corriente 20). La evaporación se realiza con el fin de obtener una corriente de fangos con una concentración 67 g DQO/ L. En la *Figura 17* se muestra el diagrama de bloques del proceso de evaporación.

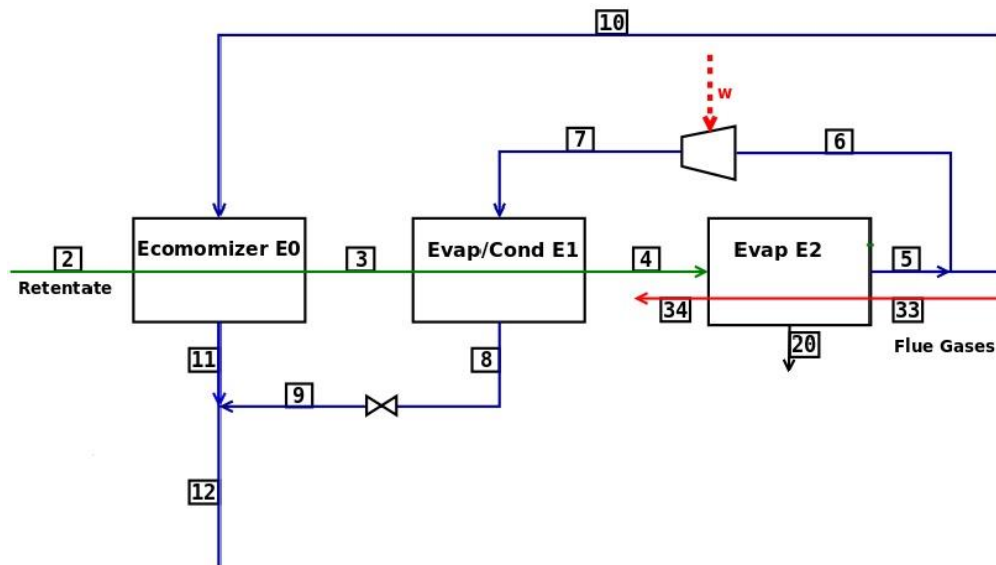


Figura 17. Diagrama de bloques de evaporación

6.2.1 BALANCE DE MATERIA

El retenido obtenido en ultrafiltración (corriente 2) es sometido a una evaporación en tres etapas, imponiendo una concentración en la corriente 20 de fangos de 67 g DQO/ L. Para realizar los balances de materia se asume que las corrientes de condensado son totalmente puras, y por lo tanto ningún componente volátil de la corriente de fango pasa a la fase vapor, obteniendo así las siguientes corrientes recogidas en la *Tabla 5*:

Tabla 5. Resumen de los BM en evaporación

	Retenido (2)	Condensado (12)	Fangos (20)
Caudal (L/s)	8,82	3,54	5,27
DQO (mg/L)	40.000	0	67.000

La corriente de condensado (12) es la mezcla del condensado proveniente del primer intercambiador (11) y el condensado de E1 (9) una vez despresurizado. Dicha corriente

se unirá con el filtrado obtenido en ultrafiltración (14) para su evacuación, mientras que la corriente de fangos (20) se llevará a oxidación supercrítica.

6.2.2 BALANCE DE ENERGÍA

La gran masa a evaporar y el calor latente del agua es la consecuencia de los altos flujos térmicos empleados en el proceso de evaporación. Con el fin de simular una situación realista se ha impuesto una diferencia de temperatura mínima en los intercambiadores de 10°C.

El flujo de calor intercambiado en E0 está determinado por la temperatura de la corriente de salida (3), fijada en 87,68 °C. Sin embargo, en E1 el flujo térmico queda determinado por la fracción de vapor comprimida, fijada en 0,546 tras el estudio del punto óptimo de operación, y la temperatura después del compresor. El calor demandado en E2, es calculado en base a la masa de agua que es necesaria evaporar para llegar a la concentración de fango requerida.

En base a estas especificaciones y asumiendo propiedades del agua pura para todas las corrientes se obtienen los siguientes flujos térmicos representado en la *Tabla 6*.

Tabla 6. Flujos térmicos en la evaporación.

qE0	qE1	qE2
2383 kW	4523 kW	3873 kW

El flujo térmico total empleado en la evaporación asciende a 10,8 MW, el cálculo detallado se encuentra en el Anexo 3. Trabajar con flujos térmicos tan elevados implica grandes superficies de intercambio, grandes intercambiadores de calor que supondrán un gran costo de inmovilizado.

El vapor de agua de la corriente 6, que se encuentra a condiciones ambiente, es comprimido hasta 1,325 bares con el fin de aumentar su temperatura. Sabiendo que el flujo de vapor comprimido es de 1,84 Kg/s se requiere un trabajo de compresión 140 kW, calculado en Anexo 3.

Tabla 7. Flujo de trabajo en evaporación

W de compresión del vapor de agua	140 kW
-----------------------------------	---------------

6.3 Balances de materia y energía al reactor de oxidación supercrítica (SCWO)

La reacción de oxidación supercrítica es el núcleo del proceso donde se produce la degradación total de la materia orgánica contenida en la corriente de fango (20). Respecto a balances de materia y energía, se trata de la etapa de mayor complejidad, ya que es difícil comprender lo que sucede dentro del reactor y como se distribuyen los reactivos y productos. En la *Figura 18* se representa el diagrama de bloques de la reacción de oxidación supercrítica.

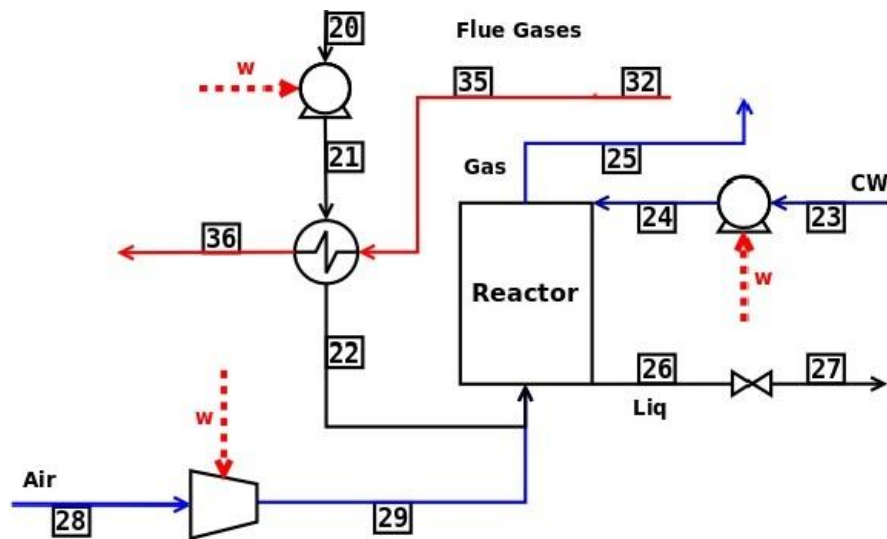


Figura 18. Diagrama de bloques del reactor de oxidación supercrítico

A la hora de realizar los balances se ha considerado que todas las corrientes de alimentación tanto líquidas como gaseosas se encuentran a una presión de 230 bares. La única reacción producida en el reactor es la de combustión, por lo tanto, los productos obtenidos son O_2 en exceso, N_2 , H_2O y CO_2 .

Los flujos molares de cada uno de los componentes son determinados por estequiometría, conocida la concentración de DQO y considerando que la fórmula empírica del fango de las aguas residuales es $C_5H_7O_2N$ [Metcalf & Eddy, 2004]. El N_2 , CO_2 y O_2 en exceso se encuentran en estado gaseoso, mientras que el agua se encuentra tanto en fase gaseosa como líquida.

El CO_2 producido en la reacción, todo el N_2 y el exceso de O_2 sale por la corriente de cabezas (25), mientras que el agua, tanto la que accede como la que se produce por

reacción se divide en vapor, que sale por la corriente 25 y líquido, que abandona el reactor por la corriente de colas (26), junto con las sales inorgánicas y las cenizas.

Las temperaturas de las corrientes de salida del reactor han sido fijadas de acuerdo con resultados experimentales [Cabeza2013][Cabeza2015], la corriente de colas (26) abandona el reactor a una temperatura de 300°C, mientras que la corriente de cabezas (25) lo hace a 650°C.

Para determinar la fracción de agua en cada una de las fases es necesario realizar el balance energía en el interior del reactor, sabiendo que el agua que se genera en la reacción, el agua presente en la alimentación (corriente 22) y el agua de refrigeración (corriente 24) forman una mezcla a una temperatura determinada denominada temperatura de mezcla.

El balance de energía al reactor es:

$$q_{reacción} + q_{aire} + q_{gas} + m_{H_2O} \cdot frac \cdot \Delta H_{H_2O, TOP} + m_{H_2O} \cdot (1 - frac) \cdot \Delta H_{H_2O, BOT} = 0$$

El calor producido por la reacción es el empleado en calentar los gases de reacción, el aire y una fracción de agua hasta 650°C, y el agua de colas a 300°C. Resolviendo el balance se obtiene que el 25% del agua abandona el reactor en forma de vapor y el 75% lo hace en estado líquido, lo que permite determinar de forma completa, en composición y flujo, las corrientes de salida.

6.3.1 BALANCE DE MATERIA

Las corrientes de alimentación al reactor, todas ellas a 262°C y 230 bar son las recopiladas en la *Tabla 8*.

Tabla 8. Corrientes de alimentación al reactor

	Lodos (20/22)	Agua de refrigeración (23/24)	Aire (28/29)
Flujos máxicos (Kg/s)	5,27	2,03	1,59

Asumiendo que la reacción de combustión es total y que se emplea un 5% en exceso de agua como agente oxidante, se obtienen las siguientes corrientes con las respectivas concentraciones, representadas en la *Tabla 9* y calculadas en Anexo 3.

Tabla 9. Corrientes de salida del reactor

	Cabezas (25)	Colas (27)
Flujo másico total (kg/s)	3,76	5,12
O₂ (% w/w)	0,47	-
H₂O (% w/w)	47,54	99,66
N₂ (% w/w)	33,59	-
CO₂ (% w/w)	18,41	-

La corriente de gases (25) es inyectada en la turbina, mientras que la corriente líquida (26) se somete a un proceso flash.

6.3.2 BALANCE DE ENERGÍA

Trabajar a condiciones supercríticas supone un gran gasto energético ya que todas las corrientes tienen que ser comprimidas hasta 230 bares y calentadas hasta 350-385°C. En caso de los fluidos líquidos el trabajo requerido será menor que el demandado por los compresores para comprimir corrientes gaseosas.

En el proceso planteado se utilizan dos bombas, una de ellas para bombear el flujo de fangos (20) y otra para presurizar la corriente de agua de refrigeración (23). En ambos casos la diferencia de presión vencida por las bombas es de 229 bares, ya que parten de condiciones ambiente. Los trabajos obtenidos se representan en la *Tabla 10*, siendo calculados en el Anexo 3.

Tabla 10. Trabajo consumido por las bombas para presurizar los flujos de entrada al reactor.

W bombeo de fangos (20) (kW)	W bombeo de agua (23) (kW)
147,2	54,4

El consumo de trabajo significativo del proceso es fundamentalmente debido a la compresión de la corriente de aire (28). Al utilizar aire como elemento oxidante en vez de oxígeno puro, la masa a comprimir es mucho mayor debido a que un 79% es

nitrógeno. El trabajo debido a la compresión de aire se encuentra reflejado en la *Tabla 11*.

Tabla 11. Flujo de trabajo consumido por la compresión de aire en el reactor

W de compresión aire (kW)	1283,8
----------------------------------	--------

La corriente de fangos (20), posterior a la presurización, es precalentada hasta la temperatura de precalentamiento fijada en 362°C. El flujo de calor empleado para calentar dicha corriente desde los 100°C hasta los 362°C se muestra en *Tabla 12*.

Tabla 12. Flujo de calor necesario en el precalentamiento de fangos

Q de precalentamiento (kW)	7435
-----------------------------------	------

El gasto global asociado a la reacción de oxidación supercrítica asciende a 8,8 MW.

6.4 Balance al tratamiento de aguas (ultrafiltración + evaporación + reactor supercrítico)

6.4.1 BALANCE DE MATERIA

Las corrientes de alimentación necesarias para satisfacer las necesidades del proceso y que se lleve a cabo de forma estacionaria se encuentran recogidas en la *Tabla 13*.

Tabla 13. Corrientes de alimentación al proceso.

	Aguas residuales (1)	Aire (28)	Agua de refrigeración (23)
Caudal (kg/s)	1172	1,59	2,03
Características	Corriente rica en materia orgánica	79 % N ₂ 21% O ₂	Agua pura

Una vez realizado el tratamiento propuesto, se obtienen tres corrientes de salida, con diferentes propiedades y temperaturas, desglosas en la *Tabla 14*.

Tabla 14. Corrientes de salida del proceso

	Agua tratada (15)	Gases de reacción (25)	Corriente líquida rica en sales inorgánicas (27)
Caudal (kg/s)	1162,7	3,51	5,37
Temperatura (°C)	15,52	650	300
Características	Agua limpia	Alto poder energético para ser recuperado	Corriente de agua rica en sales inorgánicas, provenientes de la corriente de fango.

Como se puede observar en las tablas anteriores el flujo de agua tratado es el 99% del agua residual de entrada, lo que supone que el rendimiento del proceso es casi total.

6.4.2 BALANCE DE ENERGÍA

Una vez se ha determinado que el proceso cumple con el objetivo de depurar las aguas residuales, es imprescindible calcular el consumo energético, ya que determinará la viabilidad energética y económica de la planta. Para llevar a cabo el proceso planteado es necesario un aporte térmico y un aporte de trabajo.

El consumo de trabajo requerido se debe a los procesos de compresión y bombeo a lo largo de la planta, recopilados en la *Tabla 15*, sumando un trabajo total 1810 kW.

Tabla 15. Tabla resumen de los flujos de trabajo demandados.

W compresión, UF	115 kW
W compresión, evap	140 kW
W compresión, aire	1284 kW
W bombeo, UF	69 kW
W bombeo, fango	147 kW
W bombeo, agua	55 kW
W TOTAL	1810 kW

El mayor gasto energético viene dado por los altos flujos térmicos requeridos, en concreto, al flujo de calor necesario para el precalentamiento de fangos antes de su inyección en el reactor. Los flujos de calor demandados por el proceso se recopilan en la *Tabla 16*.

Tabla 16. Tabla resumen de los flujos de calor demandados

qE2	3873 kW
q precalentamiento	3809 kW
q TOTAL	10681 kW

6.5 Balance de materia y energía al sistema de recuperación de energía

Para cuantificar la cantidad de trabajo recuperado, se ha simulado la operación convencional de la turbina de gas, frente al comportamiento de ésta con la inyección de gases de combustión. Como se puede observar en la *Tabla 17*, el trabajo recuperado aumenta en 2 MW.

Tabla 17. Desglose del trabajo producido por la turbina con y sin inyección de gases de combustión.

Trabajo producido sin inyección (kW)	Trabajo producido con inyección (kW)	Trabajo recuperado de la corriente de gases de combustión (kW)
3722	5544	1822

El trabajo recuperado debido a la inyección de los gases de combustión es suficiente para cubrir la demanda de trabajo global del proceso de 1810 kW y además la turbina produce 3733 kW adicionales que podrían ser exportados a la red eléctrica o utilizados para abastecer operaciones auxiliares que conlleve el proceso, como iluminación, pretratamiento, bombeo etc. Para la producción de dicho trabajo se consumen 18,27 mol/s de metano puro y 19,32 Kg/s de aire.

Los gases de combustión que abandonan la turbina lo hacen a una temperatura de 537°C. Con el fin de aprovechar su potencial térmico, la corriente se divide en dos, una fracción es empleada como fluido caliente en el evaporador (E2), y otra en el precalentador. El flujo de calor que se logra recuperar es de 10681 kW, ajustado para solventar la demanda térmica del proceso.

Tabla 18. Gases de combustión de la turbina de vapor y su fraccionamiento.

	Gases de combustión (32)	Gases destinados a E2 (33)	Gases destinados al precalentador (35)
Caudal (kg/s)	22,83	8,28	14,55
Flujo de calor recuperado (kW)	10681	3873	6809

En conclusión, la instalación de una turbina permite recuperar una parte muy importante y producir la energía total demandada por el proceso.

A pesar de que la demanda del proceso es cubierta con la instalación de la turbina también se puede aprovechar el contenido energético de otras corrientes. La corriente líquida que abandona el reactor supercrítico, lo hace a 300°C y 230 bar, para aprovechar dichas condiciones se realiza una separación flash, obteniendo vapor de agua puro (40%) y una corriente concentrada de sales al 0,5%.

El vapor podría ser utilizado en el sistema de calefacción en los edificios de la propia planta o viviendas colindantes (district heating), o simplemente emitido a la atmosfera libre de contaminantes. La corriente líquida rica en sales inorgánicas podría ser utilizada como fertilizante en la agricultura.

7. DIAGRAMA BLOQUES DETALLADO Y TABLA DE CORRIENTES

Tras el desarrollo de cada una de las etapas del proceso, se obtiene el siguiente diagrama completo del proceso (*Figura 19*) con su respectiva tabla de corrientes más relevantes (*Tabla 19*).

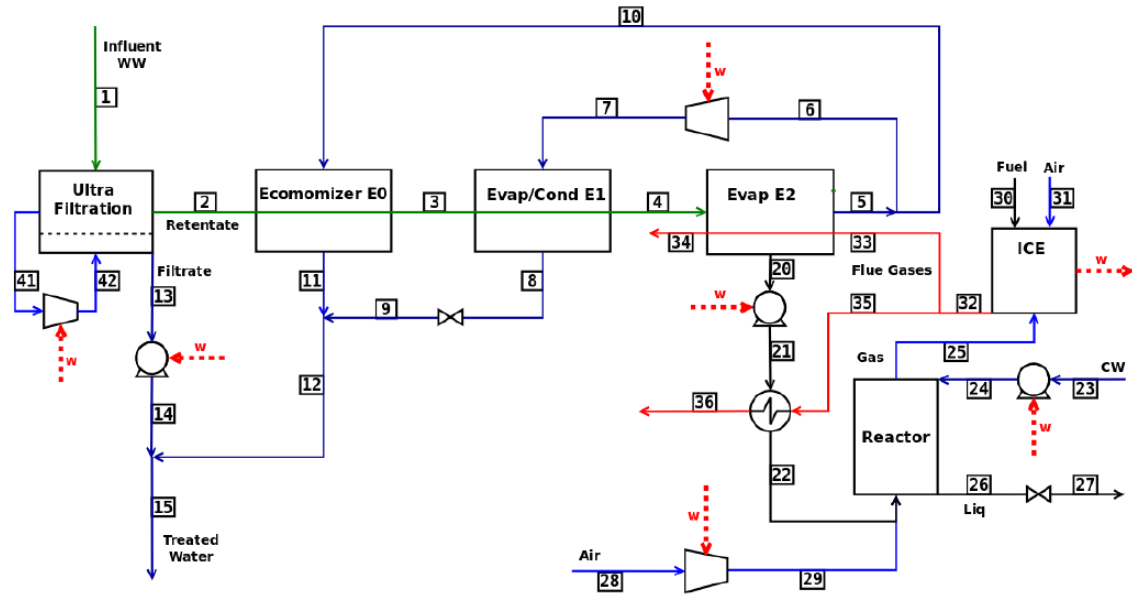


Figura 19. Diagrama de bloques completo del proceso propuesto.

Tabla 19. Tabla de corrientes completa

Nº corriente	1	2	3	4	5	6
Q(Kg/s)	1167,9	8,81	8,81	8,81	3,55	1,93
mH2O,l(Kg/s)	1167,1	8,21	8,21	6,98	-	-
mH2O,v(Kg/s)	-	-	-	1,83	3,55	1,93
SV (Kg/s)	0,83	0,58	0,58	0,58	-	-
DQO (mg/Kg)	430	40055	40055	50556	-	-
T (°C)	15	15	87,68	97,68	97,68	97,68
P(bar)	0,93	0,93	0,93	0,93	0,93	0,93

Nº corriente	7	8	9	10	11	12
Q(Kg/s)	1,93	1,93	1,93	1,61	1,61	3,55
mH2O,v(Kg/s)	1,93	1,93	1,93	1,61	1,6107	3,5478
SV (Kg/s)	-	-	-	-	-	-
T (°C)	135,33	97,87	97,87	97,68	97,68	97,68
P(bar)	1,33	1,33	0,93	0,93	0,93	0,93

Nº corriente	13	14	15	20	21	22
Q(Kg/s)	1159,1	1159,1	1162,7	5,26	5,26	5,26
mH₂O, l(Kg/s)	1158,9	1158,9	1162,7	4,66	4,66	4,66
SV (Kg/s)	0,25	0,25	0,25	0,58	0,58	0,58
DQO (mg/Kg)	129	129	129	66995	66995	66995
T (°C)	15	15,02	15,47	97,68	100,2	262
P(bar)	0,5833	0,93	0,93	0,93	230	230

Nº corriente	23	24	26	27a	27b
Q(Kg/s)	2,03	2,03	5,37	2,15	3,22
mH₂O, l(Kg/s)	2,03	2,03	5,11	-	3,20
mH₂O, v(Kg/s)	-	-	-	2,15	-
SV (Kg/s)	-	-	-	-	-
DQO (mg/Kg)	-	-	-	-	-
T (°C)	15	16,24	300	97,67	97,67
P(bar)	0,93	230	230	0,93	0,93

Nº corriente	25	28	29	30	31	32
Q(Kg/s)	3,51	1,59	1,59	0,29	19,32	22,83
O₂(%w/w)	0,5	71	71	-	71	0,11
H₂O(%w/w)	43,78	-	-	-	-	0,19
N₂(%w/w)	35,99	29	29	-	29	0,63
CO₂(%w/w)	19,72	-	-	-	-	0,06
T (°C)	650	15	580,63	15	15	537,78
P(bar)	230	0,93	230	0,93	0,93	1,93

Nº corriente	33	34	35	36	41	42
Q(Kg/s)	8,28	8,28	14,55	14,55	1,59	1,59
O₂(%w/w)	0,11	0,11	0,11	0,11	71	71
H₂O(%w/w)	0,19	0,19	0,19	0,19	-	-
N₂(%w/w)	0,63	0,63	0,63	0,63	29	29
CO₂(%w/w)	0,06	0,06	0,06	0,06	-	-
T (°C)	537,78	120	537,78	120	15	67,47
P(bar)	1,93	1,93	1,93	1,93	0,93	1,88

8. DIMENSIONAMIENTO DE EQUIPOS

Un punto esencial a la hora de plantear un proceso es realizar el estudio y diseño de los equipos que intervienen en él, definir cuáles son sus dimensiones y parámetros básicos. Se ha considerado que los equipos relevantes del proceso propuesto son: las membranas de ultrafiltración y los distintos intercambiadores.

El reactor de oxidación supercrítica se queda fuera del alcance de diseño ya que no hay un prototipo del mismo, aun es un campo que se encuentra en plena investigación

8.1. Membranas de ultrafiltración

En el mercado se puede encontrar una gran variedad de membranas de diferentes tamaños y geometrías para distintas aplicaciones. En el ámbito del tratamiento de aguas residuales han destacado las membranas de planas y membranas de fibra hueca.

Para el proceso que nos ocupa, se ha decidido operar con membranas de fibra hueca. Este tipo de membranas se utilizan para retener la biomasa en los reactores aerobios en el tratamiento de aguas residuales urbanas e industriales, denominados reactores de membranas. En este tipo de reactores la membrana sustituye a la decantación secundaria, obteniendo una mayor calidad del efluente, por ello en los últimos años estos reactores han experimentado un notable incremento.

Actualmente, en algunas plantas EDAR como la de Ávila estas membranas son utilizadas de forma independiente al reactor, con el objetivo de concentrar las aguas residuales, sustituyendo la decantación primaria convencional.

Las membranas de fibra hueca presentan una estructura tubular de aproximadamente 1,9 mm de diámetro. Dichas membranas se agrupan paralelamente formando módulos, que a su vez se agrupan para dar lugar a casetes de ultrafiltración. Atendiendo a las necesidades de cada planta los casetes se instalan de forma consecutiva formando trenes de membranas.

En la *Figura 20* se muestra la estructura de las membranas de fibra hueca en sus distintas disposiciones.

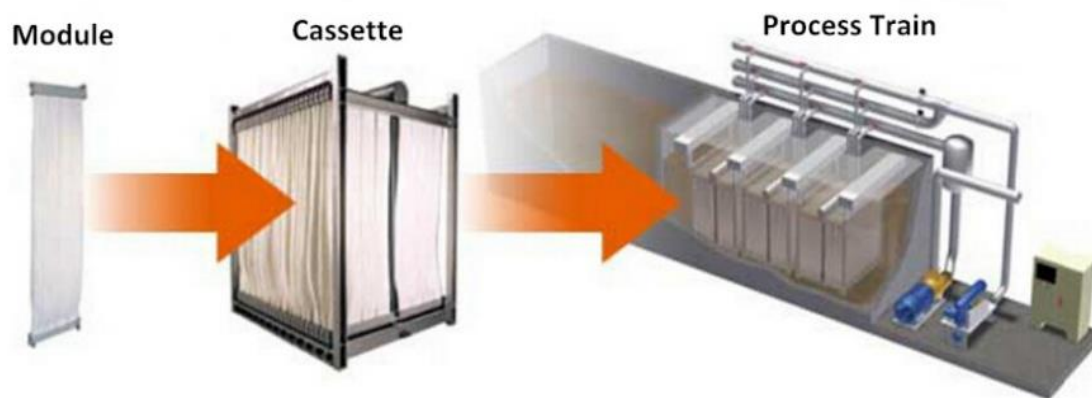


Figura 20. Estructura de las membranas de fibra hueca.

Las membranas de fibra hueca seleccionadas son las Zee-Weed 500 de la marca comercial Zenon. Los parámetros característicos del módulo se muestran en la *Tabla 20*.

Tabla 20. Parámetros característicos de las membranas Zee-Weed 500

Parámetro	Fibra hueca
Flujo de filtrado	15-35 L/m ² h
Material	PVDF
Diámetro de membrana	OD: 1,9 mm ID: 0,8 mm
Área superficial	40,9 m ²
Presión máxima de operación	90 kPa
Temperatura máxima de operación	40°C
Aireación específica de las membranas	0,31-0,36 Nm ³ /m ² h

El parámetro de flujo de filtrado utilizado para el dimensionado ha sido 15 L/m²h, con el fin de obtener la situación menos favorable. Teniendo en cuenta que el caudal de agua residual a tratar es de 1169 L/s, la superficie de membrana necesaria en el proceso asciende a 2,8 •10⁵ m², lo que equivale a 6860 módulos.

Los casetes de membranas seleccionados (Zee-Weed 500D 48M) contienen 48 módulos y presentan las dimensiones recogidas en la *Tabla 21*.

Tabla 21. Dimensiones de casete de membranas Zee-Weed 500D 48M

Anchura	1,75 m
Longitud	2,16 m
Altura	2,56 m

Es necesaria la instalación de 142 casetes, ocupando una superficie de 525 m².

Las membranas de fibra hueca utilizadas, Zeed-weed 500, presentan un coste de mercado de 40 €/m²de membrana, con una vida media de entre 8-10 años. El tiempo de vida depende en gran medida del tipo de agua tratada y de la eficiencia de los sistemas de limpieza empleados.

Siendo la superficie de membrana necesaria 2,8 •10⁵ m², el coste inicial de equipo asciende a 11,2 millones de €.

- SISTEMA DE LIMPIEZA

Las membranas de fibra hueca utilizadas en ultrafiltración presentan problemas de ensuciamiento que conllevan una pérdida de eficacia a la hora de concentrar la materia orgánica del agua residual. Para ello se han planteado sistemas de limpieza mediante aireación.

La aireación no es constante, sino que se siguen diferentes estrategias de aireación con el fin de reducir el flujo de aire empleado. La estrategia elegida para la aireación ha sido un sistema 10/10, consiste en la alternación de ciclos de 10 segundos de aireación y 10 segundo en ausencia de ella como se muestra en la *Figura 21*.

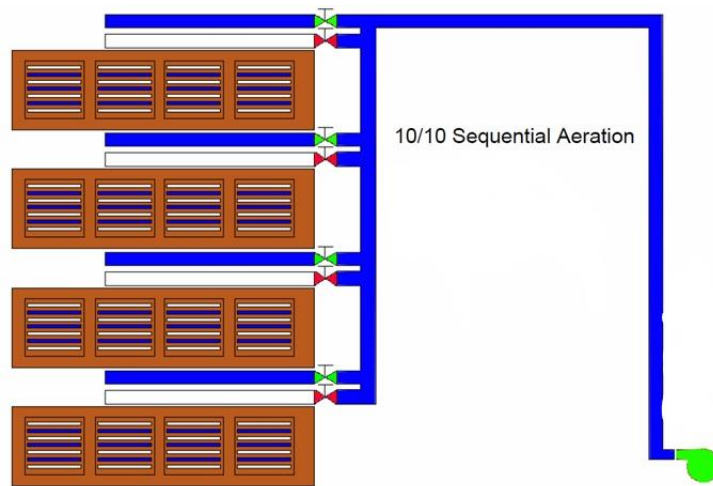


Figura 21. Sistema de aireación de membranas

En relación al flujo de filtrado seleccionado, se trabaja con parámetro de aireación específica de las membranas de $0,31 \text{ Nm}^3/\text{m}^2\text{h}$. Se obtiene así un flujo de aire de $43486 \text{ Nm}^3/\text{h}$.

En resumen:

Tabla 22. Parámetros de operación de membranas.

Flujo de agua filtrado	Nº casetes necesarios	Flujo de aire empleado
1169 L/s	142	$43486 \text{ Nm}^3/\text{h}$

8.2. Intercambiadores de calor

Los intercambiadores de calor utilizados en el proceso presentan una estructura de carcasa y tubos. Su diseño se ha realizado mediante el simulador Aspen-Plus, siendo facilitados los datos por el tutor del presente TFG, Fidel Mato Chaín.

8.2.1. ECONOMIZADOR E0

El objetivo del primer intercambiador es calentar la corriente de agua residual hasta una temperatura de 87,68°C, para ello se utiliza vapor de agua saturado como fluido caliente. Para el diseño, se ha impuesto que el vapor circule por la carcasa, mientras que el agua residual lo haga por los tubos.

Tabla 23. Condiciones de diseño de E0

	Carcasa	Tubos
Flujo (Kg/s)	1,61	8,81
Presión (bar)	0,93	0,93
Temperatura de entrada (°C)	97,68	15,00
Temperatura de salida (°C)	-	87,68

El intercambiador que cumple las condiciones impuestas tiene las características que se muestran en la *Tablas 24, 25 y 26*.

Tabla 24. Parámetros característicos de E0

Flujo térmico	2682 kW
Área de intercambio	34,28 m ²
Orientación	Horizontal

Tabla 25. Parámetros de tubo (E0)

OD (mm)	19,05	Distancia entre tubos (mm)	23,81
Longitud (mm)	1650	N.º de tubos	366
Espesor (mm)	2,11	N.º de pasos de tubo	4

Tabla 26. Coeficientes de ensuciamiento, caídas de presión y velocidades en E0

	Carcasa	Tubos
Coeficiente de transferencia (KJ/h m² °C)	5746	1149
Caída de presión (bar)	0,0469	0,359
Velocidad máxima (m/s)	37,98	0,61

8.2.2. EVAPORADOR/CONDENSADOR E1

El objetivo en E1 es iniciar la evaporación de la corriente acuosa. Al igual que en el economizador (E0) se utiliza vapor de agua como fluido caliente, en este caso previamente presurizado. Como condición de diseño se ha impuesto que el vapor circule por la carcasa y el agua lo haga por los tubos.

Tabla 27. Condiciones de diseño de E1

	Carcasa	Tubos
Flujo (Kg/s)	1,93	8,81
Presión (bar)	1,33	0,93
Temperatura de entrada (°C)	135,30	87,68
Temperatura de salida (°C)	-	97,68

El intercambiador que cumple las condiciones impuestas tiene las características que se muestran en la *Tablas 28, 29 y 30*.

Tabla 28. Parámetros característicos de E1

Flujo térmico	4481 kW
Área de intercambio	124,30 m ²
Orientación	Horizontal

Tabla 29. Parámetros de tubo (E1)

OD (mm)	19,05	Distancia entre tubos (mm)	23,81
Longitud (mm)	4200	N.º de tubos	505
Espesor (mm)	2,11	N.º de pasos de tubo	1

Tabla 30. Coeficientes de ensuciamiento, caídas de presión y velocidades en E1

	Carcasa	Tubos
Coefficiente de transferencia (KJ/h m² °C)	4380	1877
Caída de presión (bar)	0,048	0,471
Velocidad máxima (m/s)	32,62	41,96

8.2.3. EVAPORADOR E2

El objetivo de E3 es evaporar la cantidad de agua necesaria para alcanzar una concentración de fango determinada. En este caso el fluido caliente empleado son los gases de combustión de la turbina de gas, a diferencia de los intercambiadores anteriores, el fluido caliente circula por los tubos y el agua residual por la carcasa

Tabla 31. Condiciones de diseño de E2

	Carcasa	Tubos
Flujo (Kg/s)	8,81 (x=0,208)	8,28
Presión (bar)	0,93	1,93
Temperatura de entrada (°C)	97,68	537,78

X: título de vapor

El intercambiador que cumple las condiciones impuestas tiene las características que se muestran en la *Tablas 32, 33 y 34*.

Tabla 32. Parámetros característicos de E2

Flujo térmico	3939kW
Área de intercambio	254 m ²
Orientación	Horizontal

Tabla 33. Parámetros de tubo (E2)

OD (mm)	19,05	Distancia entre tubos (mm)	23,81
Longitud (mm)	2400	N.º de tubos	471
Espesor (mm)	2,11	N.º de pasos de tubo	2

Tabla 34. Coeficientes de ensuciamiento, caídas de presión y velocidades en E2

	Carcasa	Tubos
Coeficiente de transferencia (KJ/h m² °C)	1136	483
Caída de presión (bar)	0,018	0,109
Velocidad máxima (m/s)	18,54	59,11

8.2.4. PRECALENTADOR (SCPH)

El objetivo del precalentador es aumentar la temperatura de la corriente de fango hasta 362°C antes de ser inyectada en el reactor. El gradiente térmico es de 262°C, por lo tanto, el flujo térmico y el área de intercambio requeridos son considerablemente altos. El fluido caliente utilizado, al igual que en E2, son los gases de combustión de la turbina de gas, que fluyen por los tubos.

Tabla 35. Condiciones de diseño de SCPH

	Carcasa	Tubos
Flujo (Kg/s)	5,27	14,55
Presión (bar)	230	1,93
Temperatura de entrada (°C)	100,20	537,78
Temperatura de salida (°C)	362,00	-

El intercambiador que cumple las condiciones impuestas tiene las características que se muestran en la *Tablas 36, 37 y 38*.

Tabla 36. Parámetros característicos de SCPH

Flujo térmico	4289 kW
Área de intercambio	329 m ²
Orientación	Horizontal

Tabla 37. Parámetros de tubo (SCPH)

OD (mm)	19,05	Distancia entre tubos (mm)	23,81
Longitud (mm)	3300	N.º de tubos	295
Espesor (mm)	4,19	N.º de pasos de tubo	2

Tabla 38. Coeficientes de ensuciamiento, caídas de presión y velocidades en SCPH

	Carcasa	Tubos
Coefficiente de transferencia (KJ/h m² °C)	669	2166
Caída de presión (bar)	0,028	0,002
Velocidad máxima (m/s)	21,24	0,075

Para el enfoque que se da a este trabajo, de factibilidad más que de optimización o diseño detallado, los resultados más relevantes de este apartado son las dimensiones de las áreas de intercambio recogidas en la *Tabla 39* y que se encuentran dentro de los valores razonables para un proceso de esta magnitud.

Tabla 39. Áreas de intercambio de los intercambiadores.

Área de intercambio de E0	Área de intercambio de E1	Área de intercambio de E2	Área de intercambio de SCPH
34 m ²	124 m ²	254 m ²	329 m ²

8.3. Reactor de oxidación supercrítica

La reacción de oxidación supercrítica presenta dificultades en lo que a equipos se refiere debido a las altas temperaturas y presiones a las que se opera. Para ellos se han desarrollado reactores específicos, como Modar Reactor [Chen,2015], Transpiring Wall Reactor [Fauvel,2004], Cooled Wall Reactor [Bermejo,2016] o Plug-Flow Reactor [Chen,2018]. Para el proceso propuesto se ha seleccionado el Cooled Wall Reactor.

La reacción supercrítica conlleva problemas de corrosión en los equipos debido a la deposición de sales inorgánicas que no reaccionan y las altas temperaturas a las que se trabaja. Con el fin de solventar este problema, en el Cooled Wall Reactor se introduce una corriente de agua refrigeración por la parte superior, que desciende por las paredes del reactor evitando su corrosión.

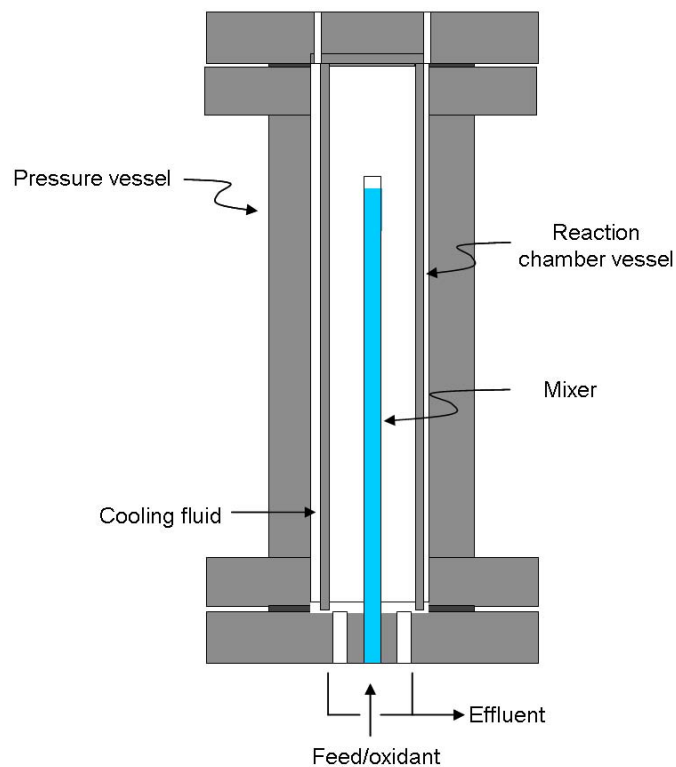


Figura 22. Cooled Wall Reactor

El diseño concreto del reactor queda fuera de nuestro alcance ya que se trata de una tecnología en plena investigación sin patrones establecidos.

9. CONCLUSIONES

El objetivo principal del proyecto ha sido mostrar la factibilidad energética y operativa de un proceso de tratamiento de aguas basado únicamente en operaciones fisicoquímicas, integrando de manera exitosa los procesos de ultrafiltración, evaporación, reacción de oxidación supercrítica y recuperación energética.

1. Tras el estudio cuantitativo de la variación de los flujos energéticos atendiendo a distintas variables se encontró el punto óptimo de operación del proceso integrado con la cogeneración, caracterizado por el calentamiento de los fangos de alimentación al reactor, hasta una temperatura de 362 °C
2. De la simulación de los balances de materia y energía se concluye que el proceso es capaz de tratar un 99% del agua de partida, con una demanda térmica de 10681 kW y una demanda mecánica de 1810 kW.
3. Del estudio de los sistemas de recuperación de energía que concluye con la selección de una turbina de gas, capaz de solventar la demanda mecánica del proceso y exportar 3373 kW a la red eléctrica, al tiempo que se aprovecha de forma completa el calor de los humos de combustión cubriendo la demanda térmica del proceso.
4. Para llevar a cabo el proceso son necesarios; 142 casetes de membranas, ocupando una superficie de 525 m²; y cuatro intercambiadores con unas superficies de intercambio de 34 m², 124 m², 254 m² y 329 m².

10. REFERENCIAS

- Amiri Rad, E., & Kazemiani-Najafabadi, P. (2017). Thermo-environmental and economic analyses of an integrated heat recovery steam-injected gas turbine. *Energy*, 141, 1940–1954. [<https://doi.org/10.1016/j.energy.2017.11.044>]
- Bermejo, M. D., & Cocero, M. J. (2006). Supercritical water oxidation: A technical review. *AIChE Journal*, 52(11), 3933–3951. [<https://doi.org/10.1002/aic.10993>]
- Cabeza, P., Queiroz, J., Arca, S., Jiménez, C., Gutiérrez, A., Bermejo, M., & Cocero, M. (2013). Sludge destruction by means of a hydrothermal flame. Optimization of ammonia destruction conditions. *Chemical Engineering Journal*, 232, 1–9. [<https://doi.org/10.1016/j.cej.2013.07.040>]
- Cabeza, P., Silva Queiroz, J. P., Criado, M., Jiménez, C., Bermejo, M. D., Mato, F., & Cocero, M. J. (2015). Supercritical water oxidation for energy production by hydrothermal flame as internal heat source. Experimental results and energetic study. *Energy*, 90, 1584–1594. [<https://doi.org/10.1016/j.energy.2015.06.118>]
- Chen, Z., Chen, H., Liu, X., He, C., Yue, D., & Xu, Y. (2018). An inclined plug-flow reactor design for supercritical water oxidation. *Chemical Engineering Journal*, 343, 351–361. [<https://doi.org/10.1016/j.cej.2018.03.018>]
- Chen, Z., Wang, G., Yin, F., Chen, H., & Xu, Y. (2015). A new system design for supercritical water oxidation. *Chemical Engineering Journal*, 269, 343–351. [<https://doi.org/10.1016/j.cej.2015.02.005>]
- Fauvel, E., Jousset-Dubien, C., Guichardon, P., Charbit, G., Charbit, F., & Sarrade, S. (2004). A double-wall reactor for hydrothermal oxidation with supercritical water flow across the inner porous tube. *The Journal of Supercritical Fluids*, 28(1), 47–56. [[https://doi.org/10.1016/s0896-8446\(03\)00002-0](https://doi.org/10.1016/s0896-8446(03)00002-0)]
- Garrido, J. M., Fdz-Polanco, M., & Fdz-Polanco, F. (2013). Working with energy and mass balances: a conceptual framework to understand the limits of municipal wastewater treatment. *Water Science and Technology*, 67(10), 2294–2301. [<https://doi.org/10.2166/wst.2013.124>]
- Gude, V. G. (2015). Energy and water autarky of wastewater treatment and power generation systems. *Renewable and Sustainable Energy Reviews*, 45, 52–68. [<https://doi.org/10.1016/j.rser.2015.01.055>]

- Kayadelen, H. K., & Ust, Y. (2017). Thermodynamic, environmental and economic performance optimization of simple, regenerative, STIG and RSTIG gas turbine cycles. *Energy*, 121, 751–771. [<https://doi.org/10.1016/j.energy.2017.01.060>]
- Kemp, I. C. (2007). *Pinch Analysis And Process Integration: A User Guide on Process Integration for the Efficient Use of Energy*. -: Elsevier/Butterworth-Heinemann.
- Kruse, A., & Dinjus, E. (2007). Hot compressed water as reaction medium and reactant. *The Journal of Supercritical Fluids*, 39(3), 362–380. [<https://doi.org/10.1016/j.supflu.2006.03.016>]
- Marias, F., Mancini, F., Cansell, F., & Mercadier, J. (2008). Energy Recovery in Supercritical Water Oxydation Process. *Environmental Engineering Science*, 25(1), 123–130. [<https://doi.org/10.1089/ees.2006.0204>]
- Marrone, P. A. (2013). Supercritical water oxidation—Current status of full-scale commercial activity for waste destruction. *The Journal of Supercritical Fluids*, 79, 283–288. [<https://doi.org/10.1016/j.supflu.2012.12.020>]
- Qian, L., Wang, S., Xu, D., Guo, Y., Tang, X., & Wang, L. (2016). Treatment of municipal sewage sludge in supercritical water: A review. *Water Research*, 89, 118–131. [<https://doi.org/10.1016/j.watres.2015.11.047>]
- Queiroz, J., Bermejo, M., Mato, F., & Cocero, M. (2015). Supercritical water oxidation with hydrothermal flame as internal heat source: Efficient and clean energy production from waste. *The Journal of Supercritical Fluids*, 96, 103–113. [<https://doi.org/10.1016/j.supflu.2014.09.018>]
- Rice, I. G. (1995). Steam-Injected Gas Turbine Analysis: Steam Rates. *Journal of Engineering for Gas Turbines and Power*, 117(2), 347. [<https://doi.org/10.1115/1.2814101>]
- Soave, G. (1972). Equilibrium constants from a modified Redlich-Kwong equation of state. *Chemical Engineering Science*, 27(6), 1197–1203. [[https://doi.org/10.1016/0009-2509\(72\)80096-4](https://doi.org/10.1016/0009-2509(72)80096-4)]
- Metcalf and Eddy (2004). *Wastewater Engineering. Treatment, Disposal and Reuse*. 4. Ed.. -: Louis etc XVI.
- Thiago A. Nascimento, Fanny R. Mejía, Fernando Fdz-Polanco & Mar Peña Miranda (2017): Improvement of municipal wastewater pretreatment by direct membrane filtration, *Environmental Technology*, [<https://doi.org/10.1080/09593330.2016.1271017>]

- Vadillo, V., Sánchez-Oneto, J., Portela, J. R., & Martínez de la Ossa, E. J. (2018). Supercritical Water Oxidation. *Advanced Oxidation Processes for Waste Water Treatment*, , 333–358. [<https://doi.org/10.1016/b978-0-12-810499-6.00010-3>]
- Wagner, W., Cooper, J. R., Dittmann, A., Kijima, J., Kretzschmar, H., Kruse, A., . . . Willkommen, T. (2000). The IAPWS Industrial Formulation 1997 for the Thermodynamic Properties of Water and Steam. *Journal of Engineering for Gas Turbines and Power*, 122(1), 150. [<https://doi.org/10.1115/1.483186>]
- Xu, D., Huang, C., Wang, S., Lin, G., & Guo, Y. (2015). Salt deposition problems in supercritical water oxidation. *Chemical Engineering Journal*, 279, 1010–1022. [<https://doi.org/10.1016/j.cej.2015.05.040>]
- Yang, J., Wang, S., Li, Y., Zhang, Y., & Xu, D. (2019). Novel design concept for a commercial-scale plant for supercritical water oxidation of industrial and sewage sludge. *Journal of Environmental Management*, 233, 131–140. [<https://doi.org/10.1016/j.jenvman.2018.11.142>]
- Zhang, S., Zhang, Z., Zhao, R., Gu, J., Liu, J., Örmeci, B., & Zhang, J. (2016). A Review of Challenges and Recent Progress in Supercritical Water Oxidation of Wastewater. *Chemical Engineering Communications*, 204(2), 265–282. [<https://doi.org/10.1080/00986445.2016.1262359>]

ANEXO 1. DIAGRAMA DE FLUJO

Ver diagrama de Flujo en la hoja adjunta.

UF
MEMBRANAS DE
ULTRAFILTRACIÓN

E0
ECONOMIZADOR

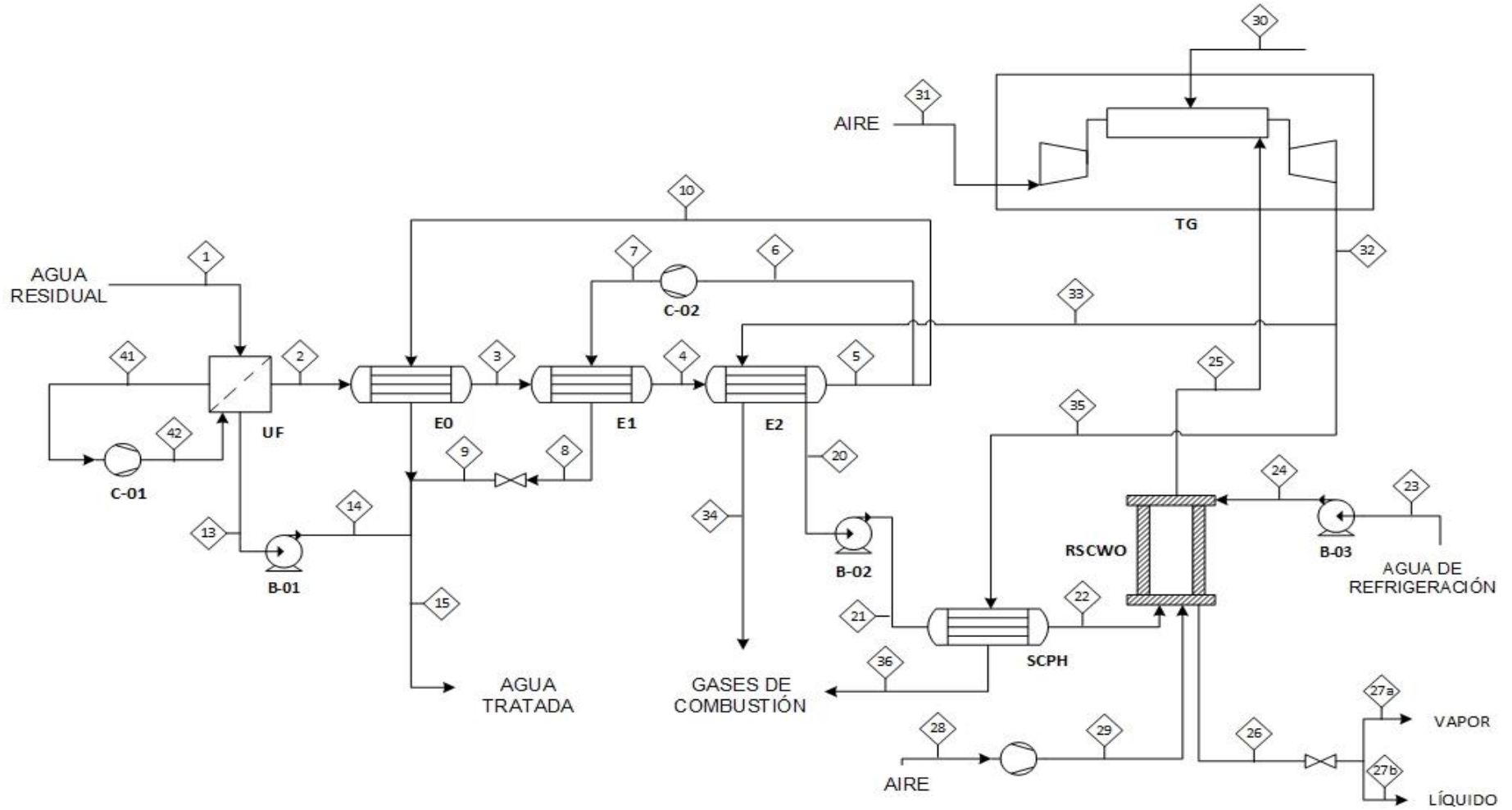
E1
EVAPORADOR/
CONDENSADOR

E2
EVAPORADOR

SCPH
PRECALENTADOR
A LA REACCION

RSCWO
REACTOR DE
OXIDACIÓN
SUPERCRÍTICA

TG
TURBINA DE GAS



ANEXO 2. CÁLCULO DEL PUNTO ÓPTIMO DE OPERACIÓN DEL PROCESO

Para determinar el punto óptimo de operación del proceso se ha simulado la variación de los flujos térmicos del proceso ante la modificación de la temperatura de precalentamiento (T22), el flujo de gas natural en la turbina (GN) y la fracción de vapor comprimido en la etapa de evaporación (vapsplit). Se obtiene así la siguiente tabla de datos que da lugar a la *Figura 15*.

Tabla 40. Datos de la selección del punto óptimo de operación

T22	GN	vapspli	%inj	Wexp	-Power GT	-Net power inj	Procces demand	qevap	qSCPH	qE2	qE1	qE0
°C	mol/s	%	kW	kW	kW	kW	kW	kW	kW	kW	kW	kW
330	15,73	0,5856	20	2868	4690	1485	1821	3545	5596	3545	4852	2683
331	15,79	0,585	20	2890	4711	1494	1821	3550	5628	3550	4847	2683
332	15,86	0,5838	20	2913	4734	1503	1821	3560	5661	3560	4837	2683
333	15,93	0,5826	20	2937	4757	1512	1820	3570	5693	3570	4827	2683
334	16	0,5814	20	2961	4781	1521	1820	3580	5726	3580	4817	2683
335	16,07	0,5803	20	2984	4804	1531	1820	3589	5759	3589	4808	2683
336	16,14	0,5792	20	3008	4828	1540	1820	3598	5792	3598	4799	2683
337	16,21	0,5781	20	3032	4851	1549	1819	3607	5825	3607	4789	2683
338	16,28	0,577	20	3056	4875	1559	1819	3616	5859	3616	4780	2683
339	16,35	0,576	20	3080	4890	1568	1819	3624	5893	3624	4772	2683
340	16,42	0,575	20	3104	4922	1578	1818	3633	5927	3633	4764	2683
341	16,49	0,574	20	3128	4946	1587	1818	3641	5962	3641	4755	2683
342	16,57	0,5724	20	3155	4972	1597	1818	3654	5997	3654	4742	2683
343	16,64	0,5715	20	3179	4996	1607	1818	3662	6032	3662	4735	2683
344	16,72	0,5700	20	3206	5023	1617	1817	3674	6068	3674	4722	2683
345	16,79	0,5692	20	3230	5047	1627	1817	3681	6104	3681	4716	2683
346	16,87	0,5678	20	3257	5073	1637	1817	3692	6140	3692	4704	2683
347	16,95	0,5664	20	3284	5100	1647	1816	3704	6177	3704	4692	2683
348	17,02	0,5657	20	3309	5125	1658	1816	3710	6214	3710	4687	2683
349	17,1	0,5645	20	3336	5151	1668	1816	3720	6252	3720	4677	2683
350	17,18	0,5632	20	3363	5178	1679	1815	3730	6291	3730	4666	2683
351	17,27	0,5614	20	3393	5208	1690	1815	3745	6329	3745	4651	2683
352	17,35	0,5603	20	3420	5235	1701	1815	3754	6369	3754	4642	2683
353	17,43	0,5593	20	3448	5262	1712	1814	3763	6409	3763	4634	2683
354	17,52	0,5577	20	3478	5292	1723	1814	3776	6450	3776	4620	2683
355	17,61	0,5561	20	3508	5322	1735	1814	3789	6492	3789	4607	2683
356	17,69	0,5553	20	3537	5350	1746	1813	3796	6534	3796	4601	2683
357	17,78	0,5539	20	3567	5380	1758	1813	3807	6577	3807	4589	2683
358	17,88	0,5520	20	3600	5413	1771	1812	3823	6621	3823	4573	2683

359	17,97	0,5508	20	3632	5444	1783	1812	3833	6666	3833	4563	2683
360	18,07	0,5491	20	3665	5477	1796	1811	3847	6713	3847	4549	2683
361	18,17	0,5475	20	3699	5510	1809	1811	3860	6760	3860	4536	2683
362	18,27	0,546	20	3733	5544	1823	1811	3873	6809	3873	4523	2683
363	18,37	0,5447	20	3768	5579	1836	1811	3884	6859	3884	4513	2683
364	18,48	0,543	20	3805	5615	1851	1810	3898	6911	3898	4499	2683
365	18,59	0,5414	20	3843	5653	1866	1810	3911	6964	3911	4485	2683
366	18,71	0,5394	20	3883	5693	1881	1809	3928	7020	3928	4469	2683
368	18,96	0,5356	20	3969	5777	1914	1808	3959	7141	3959	4437	2683
370	19,24	0,5314	20	4064	5871	1952	1807	3994	7276	3994	4402	2683

ANEXO 3. CÁLCULOS DE BALANCES DE MATERIA Y ENERGÍA

• ULTRAFILTACIÓN

BALANCE DE MATERIA:

Los parámetros de partida para resolver el balance de materia planteado al proceso de ultrafiltración son:

$$v_1 = 10100 \frac{m^3}{d} = 1169 \frac{L}{s}$$

$$DQO_1 = 430 \frac{mg}{L}$$

La DQO_1 se puede fraccionar en DQO particulada y DQO soluble, con una relación 0,7:0,3.

$$DQO_1 = DQO_p + DQO_s;$$

$$DQO_p = 0,7 \cdot DQO_1 = 301 \frac{mg}{L},$$

$$DQO_s = 0,3 \cdot DQO_1 = 129 \frac{mg}{L}$$

La concentración de DQO en la corriente de filtrado es igual a la concentración de DQO soluble, ya que toda la DQO particulada queda en el retenido. Sabiendo que las membranas de ultrafiltración permiten concentrar hasta 40.000 mg DQO/L podemos resolver el siguiente balance de materia.

$$v_1 \cdot DQO_1 = v_2 \cdot DQO_2 + v_{13} \cdot DQO_3$$

$$1169 \frac{L}{s} \cdot 430 \frac{mg}{L} = v_2 \cdot 40000 \frac{mg}{L} + (1 - v_2) \frac{L}{s} \cdot 129 \frac{mg}{L}$$

$$v_2 = 8,83 \frac{L}{s} \text{ (retenido)}; \quad v_{13} = 1160 \frac{L}{s} \text{ (filtrado)};$$

Las condiciones de presión y temperatura son muy dispares a lo largo de todo el proceso, por lo que en vez de trabajar con concentraciones de DQO, se trabaja con flujos máxicos de sólidos volátiles. La composición de la alimentación tomada presenta la siguiente composición:

$$ST(\text{sólidos totales}) = 730 \frac{mg}{L}$$

$$inertes_{particulados} = 15 \frac{mg}{L}$$

$$inertes_{solubles} = 5 \frac{mg}{L}$$

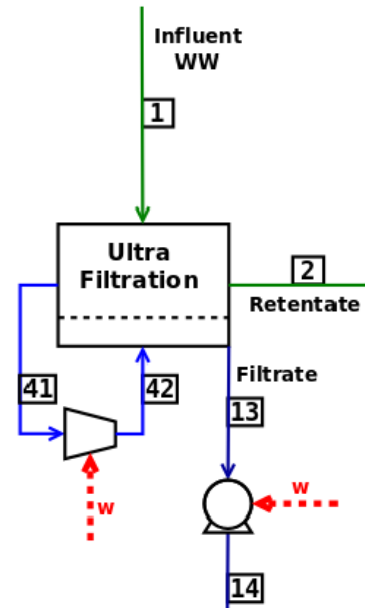


Figura 23. Diagrama de bloques de la etapa de ultrafiltración.

Calculamos el flujo másico de sólidos volátiles sabiendo que es la diferencia entre los sólidos totales y los inertes

$$m_{SV,1} = m_{ST,1} - m_{inert,p1} - m_{inert,s1}$$

$$m_{SV,1} = 0,83 \frac{Kg}{s} \rightarrow m_{SV,p1} = 0,581 \frac{Kg}{s}, m_{SV,s1} = 0,2490 \text{ Kg/s}$$

$$m_{H2O,1} = m_1 - m_{SV,1} - m_{inert,p1} - m_{inert,s1}$$

$$m_{H2O,1} = 1167,1 \text{ Kg/s}$$

Con el fin de simplificar cálculos posteriores se establece una relación entre la masa de sólidos volátiles e inertes solubles y la masa de agua pura, que se mantiene constante en el proceso de filtrado.

$$k_{SV,s} = \frac{m_{SV,s1}}{m_{H2O,1}} = 2,1335 \cdot 10^{-4}$$

$$k_{inert,s} = \frac{m_{inert,s1}}{m_{H2O,1}} = 5,0082 \cdot 10^{-6}$$

Además, se establece una relación constante entre la masa de DQO y la masa de sólidos volátiles (SV) presentes en una corriente.

$$\frac{DQO}{m_{SV}} = \frac{DQO_1 \cdot v_1}{m_{SV,1}} = 0,6056 \frac{Kg \text{ DQO}}{Kg \text{ SV}}$$

Una vez conocida la corriente de alimentación es posible conocer la composición de la corriente de retenido (2) y de filtrado (13). Se asume que toda la materia particulada presente en la corriente de alimentación (1) permanecerá en el retenido (2)

$$m_2 = v_2 \cdot \rho_2 = 8,81 \text{ Kg/s}$$

$$m_{inert,p1} = m_{inert,p2} = 0,0175 \frac{Kg}{s}$$

$$m_{SV,p1} = m_{SV,p2} = 0,58 \frac{Kg}{s}$$

$$m_{H2O,2} = m_2 - m_{inert,p2} - m_{SV,p2} - k_{inert,s} \cdot m_{H2O,2} - k_{SV,s} \cdot m_{H2O,2}$$

Despejando:

$$m_{H2O,2} = 8,2148 \text{ Kg/s}$$

$$m_{SV,2} = m_{SV,p2} + k_{SV,s} \cdot m_{H2O,2} = 0,58 \text{ Kg/s}$$

$$m_{inert,2} = m_{inert,p2} + k_{inert,s} \cdot m_{H2O,2} = 0,0176 \text{ Kg/s}$$

$$m_{13} = m_1 - m_2 = 1159,1 \text{ Kg/s}$$

$$m_{H2O,13} = m_{H2O,1} - m_{H2O,2} = 1158,9 \text{ Kg/s}$$

$$m_{SV,13} = m_{SV,1} - m_{SV,2} = 0,25 \text{ Kg/s}$$

$$m_{inert,13} = m_{inert,p13} + k_{inert,s} \cdot m_{H2O,13} = 0,058 \text{ Kg/s}$$

BALANCES DE ENERGÍA:

- COMPRESIÓN:

Para calcular el trabajo de compresión, se asumirá la idealidad isoentrópica, con la posterior aplicación de un factor de corrección.

$$n_{compresor} = 0,80$$

Las condiciones de la corriente de entrada al compresor (41) son condiciones ambientales

$$P_{41} = P_{atm} = 0,83 \text{ bar}; \quad T_{41} = T_{atm} = 15 \text{ }^\circ\text{C}$$

La presión que deben vencer los difusores es la asociada a la columna de agua (3m) y la asociada a los difusores.

$$P_{42} = P_{atm} + \Delta P_{difusores} + P_{c.a} = 0,83 + 0,250 + 0,3 = 1,88 \text{ bar}$$

$$T_{42} = 67,47 \text{ }^\circ\text{C}$$

Para calcular el trabajo específico del compresor (kW / (m³/s)) se ha utilizado el código facilitado por el tutor del presente TFG, Fidel Mato Chain. En él se trabaja con coeficientes interacción binaria y se asume capacidades caloríficas ideales.

$$W_{esp} = 9,55 \frac{\text{kW}}{\frac{\text{m}^3}{\text{s}}}$$

$$W_{cmp} = W_{esp} \cdot v_{aire} = 9,55 \frac{\text{kW}}{\frac{\text{m}^3}{\text{s}}} \cdot 12,07 \frac{\text{m}^3}{\text{s}} = 115,4 \text{ kW}$$

- BOMBEO

El proceso de bombeo al igual que la compresión es considerado isoentrópico, con la posterior aplicación de un factor de corrección.

$$n_{bomba} = 0,80$$

Para evitar la cavitación, el bombeo se realizará de una P_{13} , menor a la presión ambiente hasta una presión $P_{14} = P_{amb}$. La diferencia de presión que se debe vencer en los procesos de ultrafiltración varía entre 0,2-0,5 bares, se trabaja con un valor medio $\Delta P = 0,35 \text{ bar}$

Las condiciones de la corriente de entrada a la bomba son:

$$P_{13} = P_{atm} - 0,35 \text{ bar} = 0,5833 \text{ bar};$$

$$T_{13} = T_{atm} = 15 \text{ }^\circ\text{C}$$

Para calcular las propiedades de cada corriente se ha utilizado la función X_Steam de la librería de Matlab.

$$H_{13} = 63,03 \text{ KJ/Kg}$$

$$s_{13} = 7,38 \text{ KJ/Kg K}$$

Al considerarse un proceso isoentrópico y aplicar un factor de corrección de 0,80, obtenemos:

$$s_{13} = s_{14,s} = 7,38 \frac{\text{KJ}}{\text{Kg}} \text{K} \quad P_{14} = P_{atm}$$

$$H_{14} = 63,09 \text{ KJ/Kg}$$

$$T_{14} = 14,02 \text{ }^\circ\text{C}$$

$$W_{cmp} = m_{13} \cdot (H_{14} - H_{13}) = 1159,1 \frac{\text{Kg}}{\text{s}} \cdot \frac{(63,09 - 63,03) \text{ KJ}}{\text{Kg}}$$

$$W_{cmp} = 69,34 \text{ kW}$$

• EVAPORACIÓN

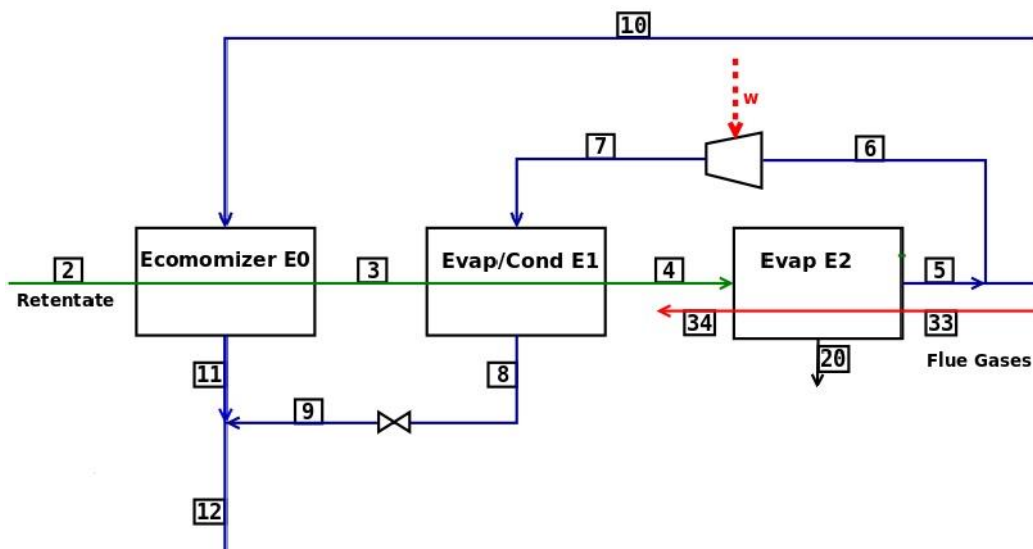


Figura 24. Diagrama de bloques de la etapa de evaporación

BALANCE DE MATERIA:

El balance de materia del proceso de evaporación está determinado por la concentración de mínima de DQO en la corriente de fangos para asegurar que la reacción posterior sea autosostenida. Dicha concentración está fijada en 67 Kg DQO/Kg. Los datos de la corriente de partida (2) son:

$$m_2 = 8,81 \text{ Kg/s}$$

$$m_{H_2O,2} = 8,2148 \text{ Kg/s}$$

$$m_{SV,2} = 0,58 \text{ Kg/s}$$

$$m_{inert,2} = 0,0176 \text{ Kg/s}$$

Utilizando la relación, anteriormente calculada, entre DQO y sólidos volátiles, y resolviendo el balance de materia a los sólidos (SV) se obtiene el flujo másico de la corriente de fango (20).

$$\frac{DQO}{m_{SV}} = 0,6056 \frac{\text{Kg DQO}}{\text{Kg SV}}$$

$$m_{SV,2} = m_{20} \cdot DQO_{min} \cdot 0,6056$$

$$m_{20} = 5,27 \text{ Kg/s}$$

Conocida el flujo másico de la corriente de fangos, se calcula flujo másico de agua que se debe evaporar.

$$m_{evap} = m_5 = m_2 - m_{20} = 3,55 \text{ Kg/s}$$

Como se trabaja con una fracción de compresión constante (0,564), se calcula el flujo de vapor destinado a E0 (10) y E1(6)

$$m_6 = m_7 = m_5 \cdot 0,564 = 1,93 \text{ Kg/s}$$

$$m_{10} = m_5 - m_6 = 1,61 \text{ Kg/s}$$

BALANCE DE ENERGÍA:

Para calcular los flujos térmicos (q) en cada uno de los intercambiadores se ha trabajado con una diferencia mínima de 10°C. Las propiedades de los flujos han sido calculadas con la función X_Steam presente en la librería de Matlab.

- ECONOMIZADOR(E0)

Las temperaturas de las corrientes de entrada al economizador son:

$$T_2 = T_{amb} = 15,00^{\circ}C$$

$$T_{10} = T_{sat,H_2O}(P_{amb}) = 97,68^{\circ}C$$

Como la diferencia de temperatura fijada es de 10°C:

$$T_3 = T_{10} - 10 = 87,68^{\circ}C$$

$$H_3(P_{amb}, T_3) = 367,24 \text{ KJ/Kg}$$

Conocidas las entalpias de las corrientes de entrada y salida del economizador

$$q_{E0} = m_2 \cdot (H_3 - H_2) = -2683 \text{ kW}$$

- COMPRESOR

La corriente de vapor saturado (6) a presión ambiente es comprimida con el objetivo de aumentar su temperatura.

$$T_6 = 97,68^{\circ}C \quad H_6 = 2671,9 \text{ KJ/Kg}$$

Como la diferencia impuesta en el intercambiador es de 10°C, la temperatura de compresión es calculada en base a la temperatura de la corriente de salida (4). Dicha corriente presenta una fracción líquida y una fracción de vapor, por lo tanto, su temperatura es la de saturación del agua pura a presión ambiente.

$$T_{cmp} = T_7 = T_{sat} + 10 = 107,68^{\circ}C$$

$$T_{cmp} = 1,3258 \text{ bar}$$

Como el compresor presentar un factor de eficiencia isentrópica de 0,85

$$s_6 = s_{7s} = 7,38 \frac{\text{KJ}}{\text{Kg}} \quad P_7 = P_{cmp}$$

$$T_{7s} = 129,98^{\circ}C \quad H_{7s} = 2733,7 \text{ KJ/Kg}$$

$$n_{cmp} = 0,85 = \frac{H_{7s} - H_6}{H_7 - H_6}$$

$$H_7 = 2744,6 \text{ KJ/Kg}$$

$$W_{cmp} = m_6 \cdot (H_7 - H_6) = 140 \text{ kW}$$

- EVAPORADOR/CONDENSADOR (E1)

En E1 comienza la evaporación de la corriente de fango, a la salida del mismo se tiene una corriente con una fracción de vapor y una fracción líquida. Los datos conocidos para realizar el balance son:

$$m_3 = 8,81 \text{ Kg/s} \quad T_3 = 87,68^\circ\text{C} \quad P_3 = P_{amb}$$

$$m_7 = 1,93 \text{ Kg/s} \quad T_7 = 135,33^\circ\text{C} \quad P_7 = 1,3258 \text{ bar}$$

$$T_4 = T_{sat,H_2O}(P_{amb}) = 97,68^\circ\text{C}$$

Asumiendo intercambiadores de flujo cruzado con una diferencia mínima de temperaturas de 10°C y representando el perfil de temperaturas se observa que la temperatura máxima de enfriamiento de la corriente de vapor es de $97,68^\circ\text{C}$ (T_8).

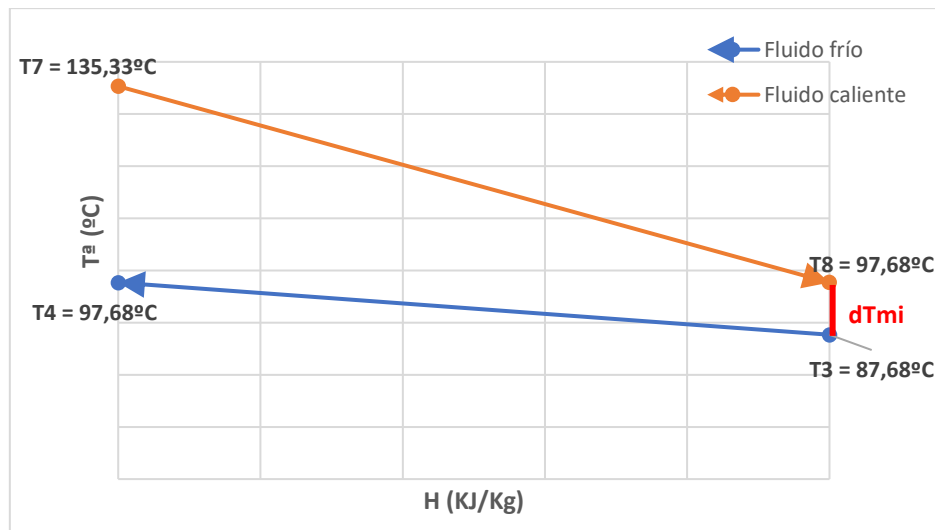


Figura 25. Perfil de temperaturas en E1

El flujo de calor máximo que puede aportar la corriente de vapor (7), (q_{E1}), se puede fraccionar en tres intervalos:

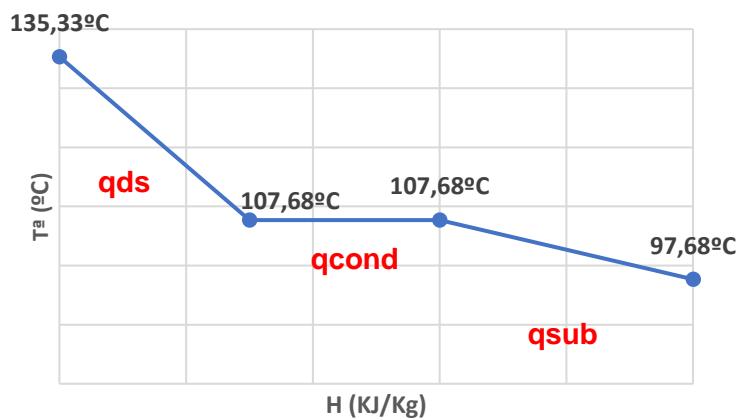


Figura 26. Representación de la variación de temperatura que sufre el vapor en E1

- Flujo de calor por enfriamiento hasta la temperatura de saturación del vapor a la presión de compresión (1,3258 bar), ya que se trata de vapor sobre calentado. (qdsc)

$$q_{dsc} = m_7(H_7 - H_{sat,v}(P_{cmp}))$$

$$H_{sat,v}(P_{cmp}) = 2687,5 \text{ KJ/Kg}$$

$$q_{dsc} = -110,49 \text{ kW}$$

- Flujo de calor por condensación. (qcond)

$$q_{cond} = m_7(-\Delta H_{evap})$$

$$q_{cond} = 4331,3 \text{ kW}$$

- Flujo de calor por enfriamiento hasta 97,68°C (qsub)

$$q_{dsc} = m_7(H_{sat,l}(P_{cmp}) - H_8(P_{cmp}, T_8))$$

$$H_{sat,l}(P_{cmp}) = 451,51 \text{ KJ/Kg}$$

$$H_8 = 1709,6 \text{ KJ/Kg}$$

$$q_{dsc} = -81,80 \text{ kW}$$

El flujo de calor intercambiado en E1 asciende a:

$$q_{E1} = q_{dsc} + q_{cond} + q_{dsc} = -4523 \text{ kW}$$

El flujo de calor aportado no es suficiente para evaporar por completo la corriente de fangos, por lo tanto, se calcula la fracción de vapor de la misma:

$$-q_{E1} = m_3(H_4 - H_3)$$

$$H_3 = 880,63 \text{ KJ/Kg}$$

$$H_3 = H_{sat,l} + X(H_{sat,v} - H_{sat,l})$$

$$H_{sat,v} = 2671,9 \frac{\text{KJ}}{\text{Kg}} \quad H_{sat,l} = 409,34 \frac{\text{KJ}}{\text{Kg}}$$

$$X = 0,208$$

El 20,8% de la corriente de salida del intercambiador E1 (4) se encuentra en estado vapor mientras que el 79,2% restante se encuentra en estado líquido.

$$m_{4,v} = 1,83 \frac{\text{Kg}}{\text{s}} \quad m_{4,l} = 6,98 \frac{\text{Kg}}{\text{s}}$$

- EVAPORADOR (E2)

El calor demandado en E2, es calculado en base a la masa de agua que es necesaria evaporar para llegar a la concentración de fango requerida.

Masa total de vapor: $m_5 = 3,55 \text{ Kg/s}$

Masa evaporada en E1: $m_{4,1} = 1,83 \text{ Kg/s}$

$$q_{E2} = (m_5 - m_{4,1}) \cdot \Delta H_{evap} = 3873 \text{ kW}$$

- REACTOR SUPERCRÍTICO

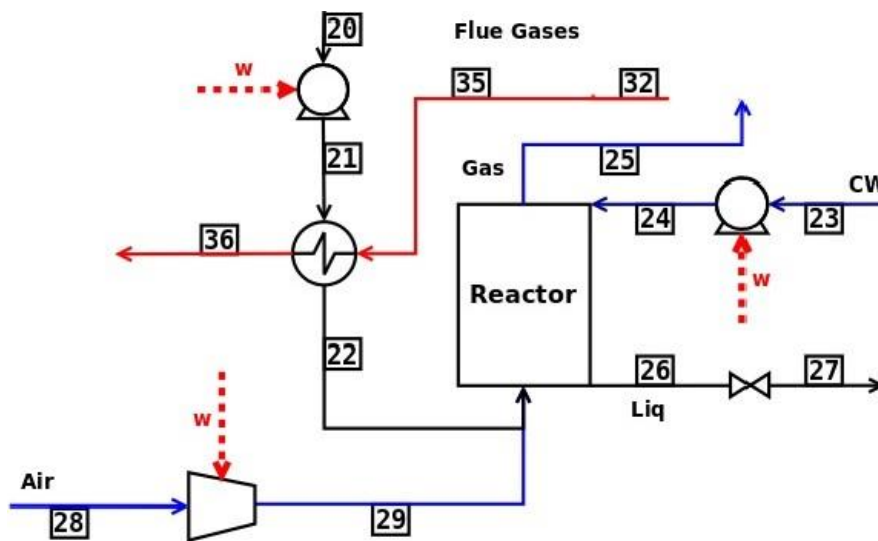
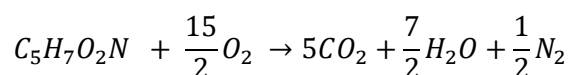


Figura 27. Diagrama de bloques de la etapa de reacción

Los

cálculos asociados al reactor supercrítico se han realizado mediante un código en Octave/Matlab facilitado por el tutor del presente TFG, Fidel Mato Chain. Para la realización del código se han tenido en cuenta las siguientes especificaciones:

- $T_{cabezas} = T_{25} = 650^{\circ}\text{C}$
- $T_{colas} = T_{26} = 300^{\circ}\text{C}$
- $P = 230 \text{ bar}$
- $m_{CW} = \frac{m_{fango}}{13,5 \cdot 5,2}$
- Exceso de aire= 5%
- Ecuación estequiometria de la reacción de oxidación (COMPLETA)



Con estas especificaciones que han podido calcular el resto de los flujos de alimentación al reactor:

$$m_{cw} = m_{23} = 2,03 \text{ Kg/s}$$

$$m_{aire} = m_{28} = 1,59 \text{ Kg/s}$$

Todas las corrientes de alimentación deben estar a una presión de 230 bar por lo tanto es necesario su presurización mediante compresores y bombas.

- BOMBEO DE FANGO

Las condiciones a la entrada de la bomba son las siguientes (20):

$$m_{20} = 5,27 \frac{\text{Kg}}{\text{s}} \quad T_{20} = 97,68 \text{ }^\circ\text{C} \quad P_{20} = P_{amb}$$

Para alcanzar la presión supercrítica, 230 bar, es utilizada una bomba con un factor de eficiencia isoentrópica de 0,85. El trabajo consumido por dicha bomba y las propiedades de la corriente de salida son:

$$m_{21} = 5,27 \frac{\text{Kg}}{\text{s}} \quad T_{21} = 100,2 \text{ }^\circ\text{C} \quad P_{21} = 230 \text{ bar}$$

$$W_{bombeo,fango} = 147 \text{ kW}$$

- BOMBEO DE AGUA DE REFRIGERACIÓN

Las condiciones a la entrada de la bomba son las siguientes (23):

$$m_{23} = 2,03 \frac{\text{Kg}}{\text{s}} \quad T_{23} = 15 \text{ }^\circ\text{C} \quad P_{20} = P_{amb}$$

Para alcanzar la presión supercrítica, 230 bar, es utilizada una bomba con un factor de eficiencia isoentrópica de 0,85. El trabajo consumido por dicha bomba y las propiedades de la corriente de salida son:

$$T_{21} = 16,24 \text{ }^\circ\text{C} \quad P_{24} = 230 \text{ bar}$$

$$W_{bombeo,agua} = 55 \text{ kW}$$

- COMPRESIÓN DE AIRE

El aire en condiciones ambientales es comprimido hasta 230 bar. Para la compresión se han utilizado coeficientes de interacción binaria para todos los compuestos [Ally&Lee|NASA polynomials, Citation] y asumido capacidades caloríficas ideales. Se considera un factor de compresión isoentrópica de 0,85. El proceso de compresión

consta de 4 etapas, las dos primeras son refrigeradas, mientras que las dos ultimas no, con el fin tener una alta temperatura de entrada al reactor.

El trabajo consumido por el compresor y las condiciones de la corriente de salida del mismo son:

$$T_{29} = 580,63 \text{ }^{\circ}\text{C} \quad P_{29} = 230 \text{ bar}$$

$$W_{cmp,aire} = 1284 \text{ kW}$$

- PRECALENTAMIENTO DE LA CORRIENTE DE FANGOS

La corriente de fangos es precalentada hasta una temperatura prefijada de 362°C antes de ser inyectada en el reactor supercrítico.

$$q_{SCPH} = m_{21} \cdot (H_{22} - H_{21})$$

$$q_{SCPH} = 6809 \text{ kW}$$

Para determinar el flujo y la composición de las corrientes de salida se asume que la reacción de oxidación es total y los únicos productos obtenidos son O₂ en exceso, N₂, H₂O y CO₂.

Los gases, O₂, N₂ y CO₂ saldrán por la corriente de cabezas (25) a una temperatura de 650°C, el flujo que cada uno de ellos se calcula por relaciones estequiométricas.

$$m_{O_2,25} = 0,018 \text{ Kg/s}$$

$$m_{N_2,25} = 1,26 \text{ Kg/s}$$

$$m_{CO_2,25} = 0,69 \text{ Kg/s}$$

El agua está presente en tres condiciones distintas ya que podemos diferenciar entre el agua de la corriente de alimentación, agua de refrigeración y el obtenido en la reacción de oxidación. A mezcla de todas ellas dan lugar a una solución con una T de mezcla concreta.

$$m_{H_2O,T} = 6,89 \text{ Kg/s}$$

Para determinar la fracción de agua que se evapora y sale por la corriente de cabezas es necesario resolver el balance de materia al reactor.

$$q_{reacción} + q_{aire} + q_{gas} + m_{H_2O} \cdot frac \cdot \Delta H_{H_2O,TOP} + m_{H_2O} \cdot (1 - frac) \cdot \Delta H_{H_2O,BOT} = 0$$

$$frac = 0,22$$

Se obtienen así las siguientes corrientes de cabeza (25) y de colas:

$$m_{25} = m_{O2,25} + m_{N2,25} + m_{CO2,25} + m_{H2O,T} \cdot frac$$

$$m_{25} = 3,51 \frac{Kg}{s}$$

$$m_{26} = m_{H2O,T} \cdot (1 - frac) + m_{inert,2}$$

$$m_{26} = 5,37 \text{ Kg/s}$$

• RECUPERACIÓN DE ENERGÍA

Para realizar el balance de materia y energía a la turbina de gas se ha utilizado un código en Matlab, facilitado por el tutor del presente TFG, Fidel Mato Chaín. Se ha trabajado con una relación de compresión de 30, una tasa de aire de 3,5 % superior al estequiométrico y un coeficiente de eficiencia isentrópica de 0,9 tanto para el compresor como para la turbina. La inyección de gases en la turbina es del 20% w/w sobre el flujo de aire.

Los flujos máscicos de las corrientes de alimentación a la turbina de gas son:

$$m_{fuel} = m_{30} = 0,29 \text{ Kg/s}$$

$$m_{aire} = m_{31} = 19,32 \text{ Kg/s}$$

$$m_{inyec.} = m_{25} = 3,51 \text{ Kg/s}$$

- COMPRESIÓN

Considerando un factor de eficiencia isentrópica de 0,9, las condiciones de entrada y salida del compresor son:

$$T_{in} = 15^{\circ}C \quad P_{in} = 0,93 \text{ bar}$$

$$T_{out} = 518^{\circ}C \quad P_{out} = 25 \text{ bar}$$

$$W_{cmp} = 9288 \text{ kW}$$

- COMBUSTIÓN

Se asume una reacción de combustión completa, obteniendo como únicos productos CO₂ y H₂O. Teniendo en cuenta que el combustible es metano puro se obtiene la siguiente corriente de gases de combustión:

$$T_{in} = 518^{\circ}C \quad T_{out} = 1128^{\circ}$$

$$Q_{reac} = 14658 \text{ kW}$$

$$m_{out} = 19,32 \text{ Kg/s}$$

$$m_{O_2,out} = 2,92 \text{ Kg/s}$$

$$m_{N_2,out} = 13,47 \text{ Kg/s}$$

$$m_{CO_2,out} = 1,60 \text{ Kg/s}$$

$$m_{H_2O,out} = 1,31 \text{ Kg/s}$$

- EXPANSIÓN

Tras la reacción de combustión, se inyectan los gases provenientes del reactor supercrítico. Dicha corriente abandona el reactor a 230 bares, por lo que se despresuriza de manera isoentálpica hasta los 25 bares. Una vez despresurizados se mezclan con los gases de combustión para proceder a la expansión isentrópica en la turbina.

El flujo másico y la composición de la corriente de mezcla es la siguiente:

$$m_{mezcla} = m_{out} + m_{25} = 22,83 \text{ Kg/s}$$

$$m_{O_2,mezcla} = 2,94 \text{ Kg/s}$$

$$m_{N_2,mezcla} = 14,74 \text{ Kg/s}$$

$$m_{CO_2,mezcla} = 2,30 \text{ Kg/s}$$

$$m_{H_2O,mezcla} = 2,85 \text{ Kg/s}$$

Tras la expansión isentrópica, de 25 bar hasta 1,93 bares se obtiene un trabajo, al que se le resta el trabajo necesario para la compresión obteniendo el trabajo neto de la turbina de gas

$$W_{exp} = -14832 \text{ kW}$$

$$W_{neto} = W_{exp} + W_{cmp} = 5544 \text{ kW}$$

Parte del trabajo producido por la turbina está asociado a la combustión del gas natural y el restante a la inyección de la corriente de gases. Para la recuperación energética

solo se tiene en cuenta el trabajo asociado a la inyección de gases, ya que el resto de trabajo producido es a base de fuel.

$$W_{iny} = 1822 \text{ kW}$$

Dicho trabajo será el empleado para cubrir la demanda de energía mecánica de la planta.

La corriente de salida de la turbina (32) tiene una temperatura de 357,5°C, la cual se emplea como fluido caliente en el evaporador E2 y en el precalentador. Para cuantificar el flujo de calor que se puede recuperar de dicha corriente se prefija una temperatura máxima de enfriamiento, 120°C.

$$Q_{T,recup} = m_{32} \cdot cp \cdot (T_{32} - 120)$$

$$Q_{T,recup} = 10681 \text{ kW}$$

La corriente de salida (32) se divide para satisfacer la demanda térmica de E2 y el precalentador (SCPH), siendo los flujos empleados en cada uno de los equipos:

$$m_{E2} = m_{33} = 8,28 \frac{\text{Kg}}{\text{s}}$$

$$m_{SCPH} = m_{35} = 14,55 \frac{\text{Kg}}{\text{s}}$$