

APROVECHAMIENTO INTEGRAL DE AGUAS Y LODOS RESIDUALES DOMÉSTICOS

Eduardo Aguilar Dorta

Tutores: Dr. Juan Rodríguez Sevilla y Dra. Luisa Vera Peña

Grado en Ingeniería Química Industrial

Curso: 2015/2016

La lucha siempre merece la pena

si el fin vale la pena y los medios

son honestos

Steven Brust

Tabla de contenidos

Índice de figuras	2
Índice de tablas	3
Agradecimientos	4
Nomenclatura	5
1. Resumen	7
2. Abstract	8
3. Introducción	9
4. Características de la corriente de alimentación	14
5. Selección preliminar de los equipos	17
5.1 Desbaste	17
5.2 Evaporador a vacío de múltiple efecto	19
5.3 Filtro de banda	25
5.4 Secador de lodos	28
5.5 Caldera de generación de vapor	36
6. Evaluación económica	41
6.1 Procedimiento de Peter y Timmerhaus	44
6.2 Método de Williams o Regla de las seis décimas	50
7. Conclusiones	51
8. Conclusions	52
Bibliografía	53
Anexo de cálculos	55
Datos de diseño	57
Cálculo de los caudales y requerimiento energético	58

Índice de figuras

Figura 1.- Esquema General Estación Depuradora de Aguas Residuales (EDAR)	10
Figura 2.- Diagrama general de bloques del proceso	12
Figura 3.- Tamiz de tornillo (BioTanks®)	19
Figura 4.- Relación presión de vapor del agua con la temperatura	20
Figura 5.- Diagrama de un evaporador a vacío de múltiple efecto de 4 etapas con alimentación en paralelo	21
Figura 6.- Diagrama del evaporador a vacío de múltiple efecto de 3 etapas (Condorchem Envitech®)	24
Figura 7.- Esquema general de un filtro de banda	26
Figura 8.- Diagrama del filtro de banda (Muddy®)	28
Figura 9.- Sección del secador de lodos Belt Dryer BD 3000® de contacto directo (Haarslev Industries®)	34
Figura 10.- Secador de lodos Belt Dryer BD 3000® de contacto directo (Haarslev Industries®)	34
Figura 11.- Gráfica característica del secador de lodos Belt Dryer BD 3000® (Haarslev Industries®)	35
Figura 12.-Diagrama caldera pirotubular de 3 pasos CS-PM® de parrilla móvil (ATTSU®)	40
Figura 13.- Caldera CS-PM® (ATTSU®)	40

Índice de tablas

Tabla 1.- Características típicas del líquido de las fosas sépticas	14
Tabla 2.- Comparación de combustibles admitidos en calderas de biomasa (ATTSU®)	16
Tabla 3.- Datos técnicos del Tamiz de Tornillo (BioTanks®)	18
Tabla 4.- Datos técnicos evaporador al vacío ENVIDEST DPM-3® (Condorchem Envitech®)	23
Tabla 5.- Datos de operación del filtro de banda en el tratamiento de lodos residuales	27
Tabla 6.- Comparación de los diferentes modelos de calderas CS-PM® (ATTSU Térmica®)	39
Tabla 7.- Valores de los índices M&S	46
Tabla 8.- Costes actualizados de los equipos	47
Tabla 9.- Coste de entrega total de los equipos	48
Tabla 10.- Datos de partida del proceso	57
Tabla 11.- Datos de diseño de la caldera CS-PM® (ATTSU Térmica®).	57
Tabla 12.- Comparación de los caudales máxicos de biomasa necesaria	64
Tabla 13.- Valores de los caudales determinados	69

Agradecimientos

Quisiera agradecer a varias personas y entidades la ayuda que me han prestado en la realización de este Trabajo de Fin de Grado.

En primer lugar, a mis tutores D. Juan Rodríguez Sevilla y Dña. Luisa Vera Peña, por todo lo que me han enseñado y por su inestimable ayuda, sin las cuales hubiera sido muy difícil la realización de este trabajo. Ante todas las dificultades que se han presentado, siempre han estado dispuestos a dedicarme su tiempo y su conocimiento. También agradecer a todo el equipo docente que desde el primer año han contribuido en mi formación profesional.

En segundo lugar, me gustaría agradecer la ayuda prestada para la realización de este Trabajo de Fin de Grado a los distintos distribuidores que me han facilitado la labor de recogida de datos: D. Óscar Royo (CondorChem Envitech[®]), D. Manuel Arias (ATTSU-TEYVI[®]), D. Alberto Alvarado Núñez (Filtros de banda Muddy[®]) y D. Vicente Menargues (BioTanks[®]).

También agradecer el apoyo de mis compañeros y amigos que siempre han estado presentes en los momentos difíciles.

Y, por último, a toda mi familia: en especial a mi abuela, a mis padres y a mi hermana. Han sido un apoyo constante. Gracias por confiar siempre en mí.

Todas las personas que han sido aquí citadas han colaborado directa o indirectamente en la realización de este Trabajo de Fin de Grado. Cada página ha tenido una parte de ustedes.

Nomenclatura

A	Corriente de alimentación del proceso	kg/h
Z	Corriente de entrada al evaporador	kg/h
P	Corriente de recirculación del filtro de banda	kg/h
F	Corriente de agua regenerada	kg/h
L	Corriente de concentrado del evaporador	kg/h
B	Corriente de concentrado residual del filtro de banda	kg/h
C	Corriente de combustible (lodo)	kg/h
ST	Sólidos Totales	kg/h
SS	Sólidos Suspendidos	kg/h
SD	Sólidos Disueltos	kg/h
T	Temperatura	°C
x_{SSZ}	Fracción másica de Sólidos Suspendidos en la corriente Z	kg SS/kg totales
x_{SSL}	Fracción másica de Sólidos Suspendidos en la corriente L	kg SS/kg totales
$\dot{Q}_{pérdidas}$	Flujo de calor perdido en el secador de lodos	kcal/h
T_{ref}	Temperatura de referencia	°C
\dot{m}_i	Caudal másico del componente i	kg/h

Cp_i	Calor específico del componente i	kcal/kg°C
$PCI_{lodo\ seco}$	Poder calorífico inferior del lodo seco	kJ/kg
$\eta_{caldera}$	Rendimiento de la caldera	%
I	Capital fijo	€
I_w	Capital circulante	€
$i_{M\&S}$	Índice Marshall & Swift	
FOB	Coste de compra del equipo	€
DEL	Coste entregado del equipo	€
INST	Coste de instalación del equipo	€

1. Resumen

El objetivo de este Trabajo de Fin de Grado es el de estudiar la viabilidad y el consumo energético de un proceso para la regeneración de aguas y lodos residuales domésticos, usando el propio lodo seco como combustible. Para ello se realizarán los cálculos para proponer un diseño y seleccionar de manera preliminar los equipos necesarios.

En este proceso se contemplan varias etapas: desbaste, evaporación, filtración, secado y combustión. Cada uno de los procesos nombrados anteriormente conllevará la utilización de un equipo determinado. La unión entre estos equipos generará las corrientes de proceso.

En cada corriente de proceso se tienen en cuenta varios factores que estarán relacionados directamente en el diseño del sistema. Estos factores son: la concentración de sólidos totales (suspendidos y disueltos), composición, caudal, temperatura, etc.

Una vez definidas las corrientes de proceso, se realiza una selección preliminar de los equipos. Esta preselección tiene en cuenta todos los factores calculados anteriormente. Seguidamente, con los equipos preseleccionados, se realiza una estimación económica del conjunto del sistema. Para esta evaluación se empleará el procedimiento de Peter y Timmerhaus (5) y el método de Williams (5), teniendo en cuenta las actualizaciones de precios correspondientes.

2. Abstract

The aim of this work is to study the feasibility and the energy consumption of process for getting reclaimed water from domestic sewage sludge, using the own dried sludge itself as fuel. To do this, calculations will be made to propose a design and a preliminary selection of the necessary equipment.

This process includes several stages: roughing, evaporation, filtration, drying and combustion. Each of the processes listed above involve the use of a particular equipment. The connection between these devices generate process streams.

In each process stream, they are considered to be related several factors directly into the system design. These factors are: the concentration of total solids (suspended and dissolved), composition, flow, temperature, etc.

Once defined process flows, a preliminary selection of equipment is made. This pre-selection takes into account all factors calculated above. Then, with the preselected equipment, an economic assessment of the overall system is calculated. For this evaluation procedure Peter and Timmerhaus and Williams's method (5) be used, taking into account the corresponding price updates.

3. Introducción

Se denominan aguas residuales a aquellas aguas que resultan después de haber sido utilizadas en los domicilios, en las fábricas, en actividades ganaderas, etc. Estas aguas residuales aparecen contaminadas por grasas, detergentes, materia orgánica, residuos de la industria y de los ganados, herbicidas, plaguicidas y en ocasiones algunas sustancias muy tóxicas.

Por lo tanto, deben ser depuradas antes de emplearlas en cualquier actividad. Actualmente, se conducen a las plantas o estaciones depuradoras (EDAR), donde se realiza el tratamiento más adecuado para obtener el agua en las mejores condiciones posibles. Cabe destacar que estas aguas depuradas se emplean generalmente para el riego de jardines y el sector primario.

Las aguas residuales que llegan a las estaciones depuradoras permanecen entre 24 y 48 horas y reciben el siguiente tratamiento.

1°. FASE DE PRETRATAMIENTO. Se eliminan los residuos de mayor tamaño, las grasas flotantes y las arenas y sólidos de mayor grosor.

2°. TRATAMIENTO PRIMARIO. Se deja reposar el agua en grandes estanques (decantadores). En la superficie se acumulan los residuos flotantes y en el fondo los más pesados (fangos). Todos ellos se retiran de forma automática.

3°. TRATAMIENTO SECUNDARIO. El agua se introduce en un reactor biológico donde las bacterias se alimentan de los restos orgánicos presentes en las aguas residuales. Durante este proceso las aguas son agitadas constantemente por unas potentes palas para que las bacterias dispongan de la mayor cantidad posible de oxígeno.

Posteriormente, las aguas pasan a otros estanques decantadores donde se siguen retirando los lodos que aún permanecen en el agua. Finalmente, el agua es devuelta de nuevo a su curso natural o bien se canaliza para otros usos.

4°. TRATAMIENTO DE FANGOS. Todos los fangos retirados de los decantadores pasan a otra instalación, denominada digester, donde son tratados antes de ser almacenados o destinados a otros usos. En esta fase se produce gas que es utilizado como combustible en la propia instalación (producción de energía eléctrica).

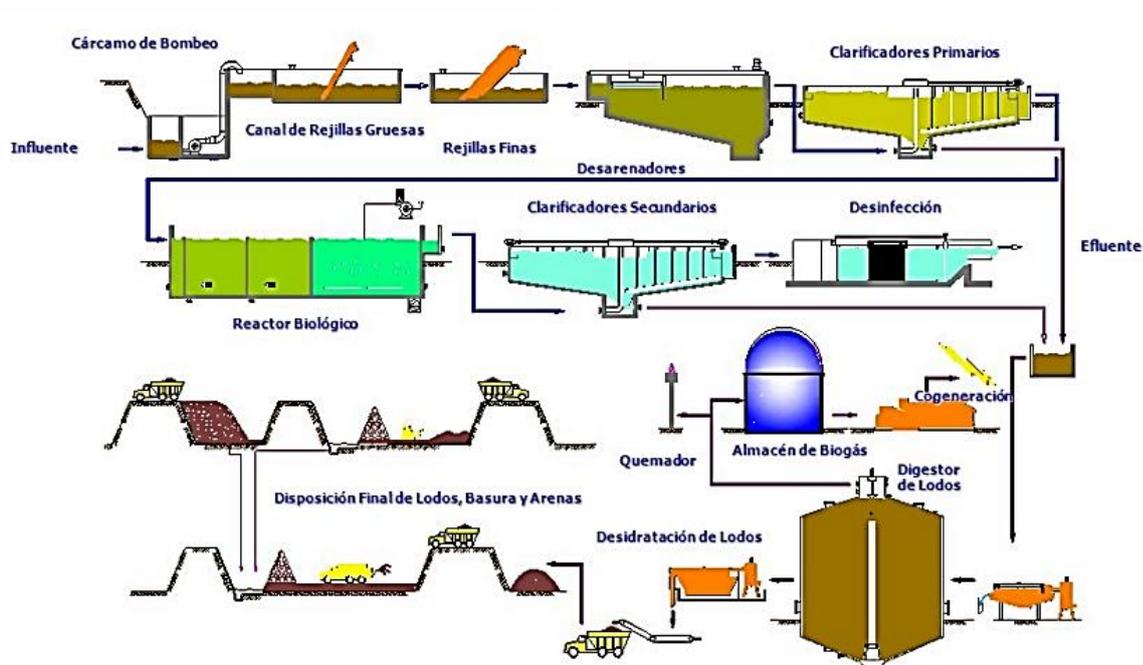


Figura 1.- Esquema General Estación Depuradora de Aguas Residuales (EDAR)

De esta manera, surge la idea de estudiar un proceso para tratar y regenerar aguas fecales, centrándose, especialmente, en zonas donde no se dispone de infraestructuras de evacuación y tratamiento de aguas residuales. El sistema del presente trabajo, estará enfocado en aquellas aguas provenientes de fosas sépticas.

El proceso de dicho trabajo se basa en un proyecto real, denominado como *Omni Processor*[®], financiado por la fundación Gates, el cual está diseñado y ejecutado por *Janicki Bioenergy*[®] (7).

Antes de abordar las características técnicas de este Trabajo de Fin de Grado, se destaca un diagrama de bloques general de la instalación.

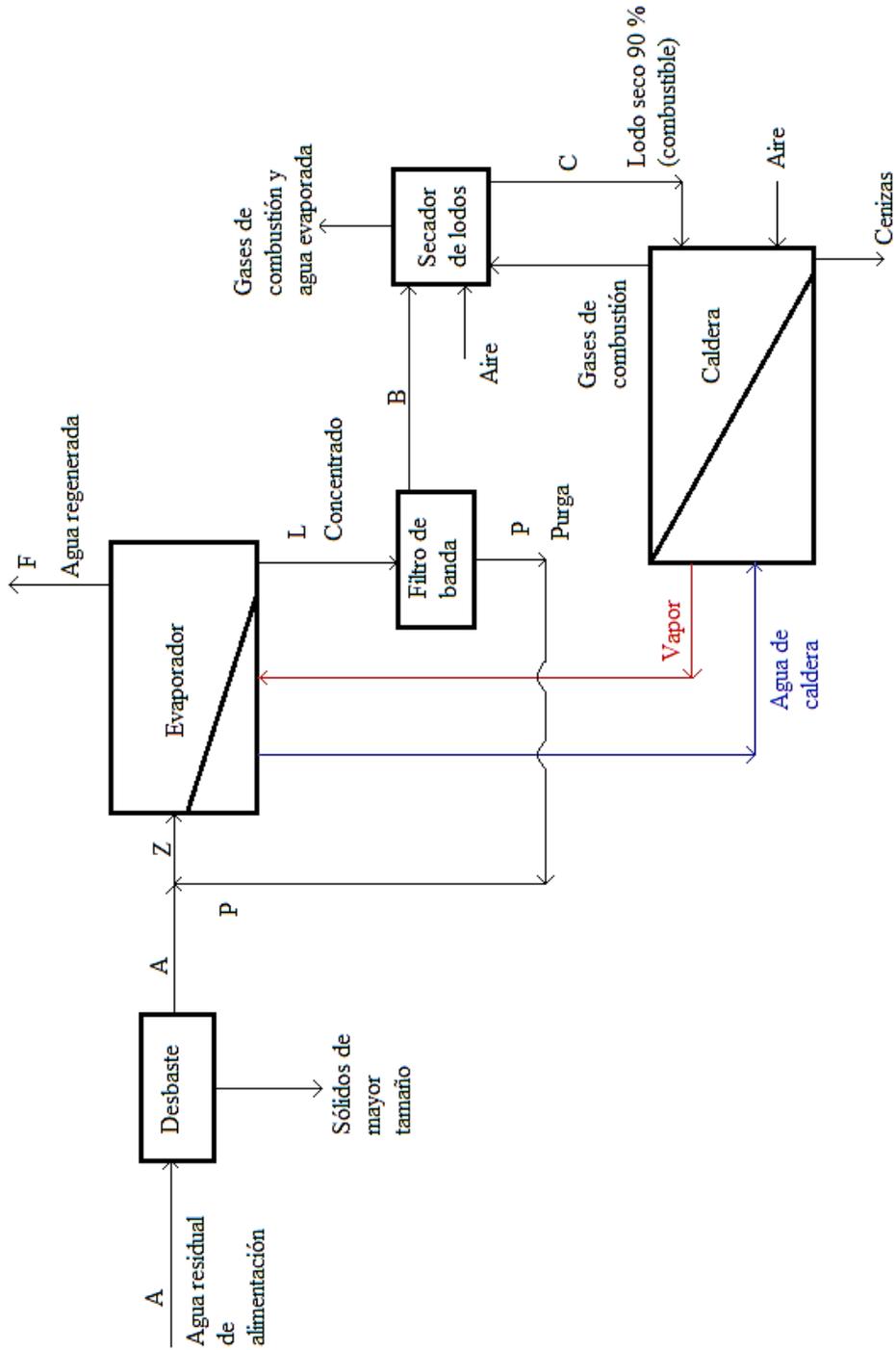


Figura 2.- Diagrama general de bloques del proceso

Se puede apreciar en la figura 2 las corrientes y equipos que se van a tener en cuenta a la hora de estudiar el diseño de la instalación.

Este sistema permite obtener agua regenerada sin bacterias ni organismos patógenos, ya que el agua residual se introduce en un evaporador a más de 100 °C. De esta forma se consigue un vapor de agua libre de microorganismos.

Siguiendo con la descripción de la figura 2 el lodo seco, tras su paso previo por el filtro de banda y el secador de lodos, se introduce en una caldera pirotubular para aprovechar al máximo su poder calorífico. Por lo tanto, el lodo seco será el combustible de alimentación de la caldera (junto con algún tipo de biomasa). La inyección de propano o gas natural se realizará en el procedimiento de arranque del equipo.

Es en esta etapa donde se generarán gases de combustión y residuos sólidos en forma de cenizas.

1. Los gases de combustión (que se encuentran a una determinada temperatura) se recircularán hacia el secador de lodos. Esta será la fuente de calor que permitirá el secado del concentrado residual (proveniente del filtro de banda).
2. La ceniza debe acogerse a un plan de gestión de residuos sólidos de acuerdo con la normativa vigente.

Por lo tanto, la caldera pirotubular será el equipo encargado del suministro continuo de vapor. Este vapor se desarrolla en un circuito cerrado, es decir, la caldera tiene su propia corriente de generación de vapor (*ver fig.2, líneas de vapor y agua de caldera*).

4. Características de la corriente de alimentación

La alimentación de este sistema estará conformada por agua residual que se caracterizará mediante su contenido en sólidos suspendidos (SS) y sólidos disueltos (SD). Cabe destacar que la corriente de alimentación puede sufrir variaciones en cuanto a la composición del agua residual. Sin embargo, para abordar este Trabajo de Fin de Grado se ha considerado el sistema en un estado estacionario con valores constantes. Este hecho permitirá el cálculo y la preselección de los equipos.

En este apartado se definen las características de la alimentación que se van a tener en cuenta en todo el trabajo, ya que las capacidades y rendimientos de los equipos dependerán de estas consideraciones.

En primer lugar, se debe conocer qué cantidad de sólidos se presentan en el agua residual proveniente de fosa séptica (uso doméstico). Esta cantidad de sólidos se definirá como sólidos totales, siendo la expresión:

$$\text{Sólidos Totales (ST)} = \text{Sólidos Suspendidos (SS)} + \text{Sólidos Disueltos (SD)}$$

Según la bibliografía consultada (9), los sólidos suspendidos pueden representar en torno al 30% de los sólidos totales.

Constituyente	Concentración (mg/L)	Porcentaje (%)
Sólidos Totales (ST)	5.000-100.000	0,5-10
Sólidos Suspendidos (SS)	4.000-100.000	0,4-10

Tabla 1.- Características típicas del líquido de las fosas sépticas (Metcalf & Eddy, 2000)

Teniendo en cuenta estos datos, para la realización de este Trabajo de Fin de Grado se ha tomado un valor típico del 5% de sólidos totales en el agua residual de alimentación. Si se consideran las proporciones mencionadas anteriormente, la expresión que define los sólidos totales será la que se muestra a continuación.

$$5\% (ST) = 1,5\% (SS) + 3,5\% (SD)$$

Es decir, el 5% de sólidos totales en el agua residual de alimentación estará compuesto por un 1,5% de sólidos suspendidos y un 3,5% de sólidos disueltos.

Una vez caracterizada el contenido en sólidos de la alimentación (pudiendo ser esta variable), interesa saber si el lodo seco que se obtiene en el proceso se puede utilizar como un combustible viable y, así, poder emplearlo en la caldera pirotubular. Para ello, se ha recurrido a un estudio del poder calorífico del lodo residual seco llevado a cabo por M. Gold y Cols. (6), que proporciona un valor medio aproximado de:

$$PCI_{lodo\ seco} = 17,3 \left(\frac{MJ}{kg\ lodo\ seco} \right)$$

En un primer momento, se desconoce si este valor del poder calorífico del lodo seco es suficiente para llevar a cabo la operación de combustión. Por lo tanto, y a modo de comparación, se muestra la siguiente tabla en la cual se pueden observar diversos tipos de combustible admitidos en las calderas de biomasa.

Biomasa		Restos de corcho	Cáscara de arroz	Glicerina	Astillas	Paja
Poder calorífico	kcal/kg	5.000	4.500	4.500	3.500	3.500
Humedad	%	30	22	0	14	8
Densidad	kg/m ³	250	550	1.190	90	150
Contenido en cenizas	%	3	14,9	3	1	10,2
Formación de escorias		Moderada	Alta	-	-	Alta
Consumo de biomasa	kg/h	1.000	1.000	1.000	1.000	1.000
Producción de vapor	kgv/h	5.000	5.000	6.700	4.300	4.600

Tabla 2.- Comparación de combustibles admitidos en calderas de biomasa (ATTSU®)

Se puede observar como el poder calorífico viene expresado en kilocalorías por cada kilo de combustible. Si se retoma el valor antes dado del poder calorífico del lodo seco se obtiene lo siguiente.

$$PCI_{lodo\ seco} = 17,3 \left(\frac{MJ}{kg\ lodo\ seco} \right) = 4.135 \left(\frac{kcal}{kg\ lodo\ seco} \right)$$

Por lo tanto, el poder calorífico del lodo seco se aproxima a otros combustibles como la cáscara de arroz o la glicerina. Este hecho permite comparar y situar el lodo seco en la tabla antes vista.

Finalmente, con estas consideraciones previas, se puede tener una idea aproximada de las características de la corriente de alimentación y qué tipo de combustible se va a emplear. Por otro lado, el consumo de combustible y la producción de vapor (aspectos relevantes en la elección tanto del evaporador como de la caldera) vienen desarrollados en el anexo de cálculos del presente Trabajo de Fin de Grado.

5. Selección preliminar de los equipos

5.1 Desbaste

El desbaste es la primera operación que se realiza generalmente en las plantas de tratamiento de aguas residuales. El papel principal del proceso de desbaste es el de eliminar los materiales gruesos de la corriente de flujo que podrían dañar los equipos de proceso posteriores y, como consecuencia, reducir la eficacia del proceso de tratamiento.

El equipo de desbaste puede presentar distintas configuraciones:

1. Los equipos de desbaste manuales se basan en un sistema de rejillas simples inclinadas, con una luz de paso determinada, instaladas en un canal. Es en esta rejilla donde se retienen los sólidos de mayor tamaño. Por lo tanto, estos equipos suelen necesitar la supervisión directa de un operario que realice las labores de limpieza del sistema. Esto hace que los equipos de desbaste manuales no sean recomendables en sistemas continuos, ya que la frecuencia de parada por mantenimiento es alta.
2. Los sistemas de desbaste automáticos están conformados por un tornillo sinfín o por una cadena de exclusas automática que se mueve de manera continua gracias a la acción de un motor eléctrico. Este tipo de equipos se instalan con un grado de inclinación determinado que permite la eliminación automática de los sólidos de mayor tamaño.

Como conclusión, el sistema de desbaste se emplea para proteger las bombas, válvulas, tuberías y otros componentes del daño u obstrucción por los cuerpos de mayor tamaño. De acuerdo con el método de limpieza del equipo se pueden clasificar en sistemas automáticos o sistemas manuales.

Una vez explicado el proceso general de desbaste, se ha elegido el *tamiz de tornillo* de la empresa BioTanks® para llevar a cabo esta operación.

El tamiz de tornillo es un sistema de desbaste de gruesos que tamiza, transporta y descarga los sólidos en una misma unidad con un caudal máximo de 15 m³/h. Este equipo está diseñado para tratar aguas residuales, tanto industriales como urbanas, y presenta las siguientes características técnicas.

1. Tanque fabricado en plástico reforzado en fibra de vidrio (PRFV) con depósito de acumulación.
2. Tamiz tornillo fabricado en acero inoxidable AISI-304 (posibilidad de fabricación en AISI-316).
3. Luz de malla desde 3 mm. hasta 15 mm.

Caudal máx. (m ³ /h)	Luz de paso (mm)	Longitud del tamiz (mm)	Altura (mm)	Potencia del motor (kW)
15	3	1600	1270	0,25

Tabla 3.- Datos técnicos del Tamiz de Tornillo (BioTanks®)

Una consideración a tener en cuenta es que el equipo de desbaste sólo eliminará los sólidos de mayor tamaño, por lo que la composición de sólidos suspendidos y disueltos no se verá afectada después de llevarse a cabo esta operación. Es decir, tanto los sólidos disueltos como los sólidos suspendidos traspasarán la luz de paso de 3 mm del tamiz, siendo estos sólidos los que conformen los sólidos totales (ST).

A modo de aclaración del proceso de desbaste, se añade la siguiente imagen del equipo.



Figura 3.- Tamiz de tornillo (BioTanks®)

5.2 Evaporador a vacío de múltiple efecto

Para el proceso que se indica en este Trabajo de Fin de Grado la elección del evaporador es una de las etapas más importantes, ya que fijará el consumo energético para obtener agua regenerada.

Para llevar a cabo este proceso de evaporación se ha considerado el *evaporador a vacío*. Esta técnica de concentración- evaporación se caracteriza por transformar un efluente líquido en dos corrientes, una de agua de alta calidad y otra, consistente en un residuo concentrado. El agua obtenida tiene una calidad suficiente para ser reutilizada.

Para conseguir evaporar el agua sin que los costes energéticos sean excesivos, la evaporación no se lleva a cabo a presión atmosférica, sino al vacío, por acción de la condensación. A medida que disminuye la presión, la temperatura a la que el agua se evapora, también se reduce.

A modo de ejemplo se destaca que el agua a 40 mmHg hierve a 34 °C. Aunque también se ha de mencionar que en la práctica, como el líquido que hierve no es agua pura, la temperatura de ebullición es ligeramente superior.

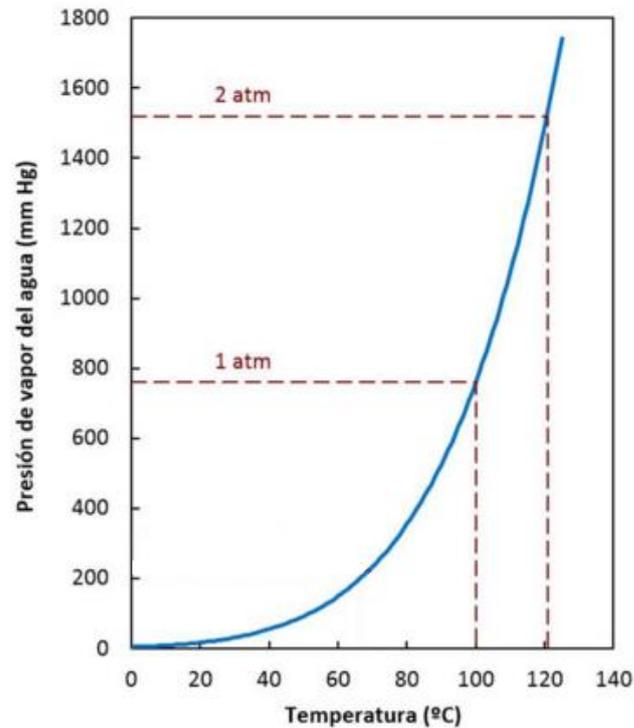


Figura 4.- Relación presión de vapor del agua con la temperatura

Los equipos necesarios para llevar a cabo el proceso de evaporación-concentración al vacío se podrían clasificar dentro de tres grandes tipos, en función del procedimiento para calentar el efluente hasta la temperatura de proceso:

1. *Evaporador al vacío por bomba de calor*: mediante la compresión de un gas refrigerante, se cede calor al líquido a evaporar mediante un intercambio de calor. A continuación, un condensador que enfría el líquido evaporado, por medio de una válvula termostática, provoca que se expanda el gas refrigerante de nuevo, el cual circula en un circuito cerrado. Al estar el equipo operando en condiciones de vacío, es posible evaporar a temperaturas que están alrededor de los 40 °C, hecho que hace que no sea necesario ningún otro aporte de calor ni de frío. Esto hace que se trate de un proceso económicamente atractivo.

2. *Evaporador al vacío por compresión mecánica del vapor*: el destilado se comprime mecánicamente para incrementar su temperatura y obtener así vapor sobrecalentado, el cual, mediante un intercambiador de calor, cederá su energía para calentar el líquido a evaporar mientras el propio vapor condensa. Así, se consigue ahorrar, por un lado, energía para calentar el líquido a evaporar y, por otro, una fuente de refrigeración para la condensación.

3. *Evaporador al vacío de múltiple efecto*: consiste en la conexión de varios evaporadores conectados en cascada. En el primero de ellos se utiliza agua caliente o vapor fresco para calentar el líquido a evaporar. El destilado que se genera en el primer evaporador sirve como agente de calefacción en el segundo evaporador. Y así sucesivamente, el vapor generado en el segundo evaporador se utiliza para calentar el líquido del tercer evaporador. Es una opción muy competitiva cuando el caudal a tratar es elevado, porque el ahorro en calefacción es significativo en relación a un evaporador de simple efecto.

Para el desarrollo de este Trabajo de Fin de Grado se empleará el evaporador a vacío de múltiple efecto.

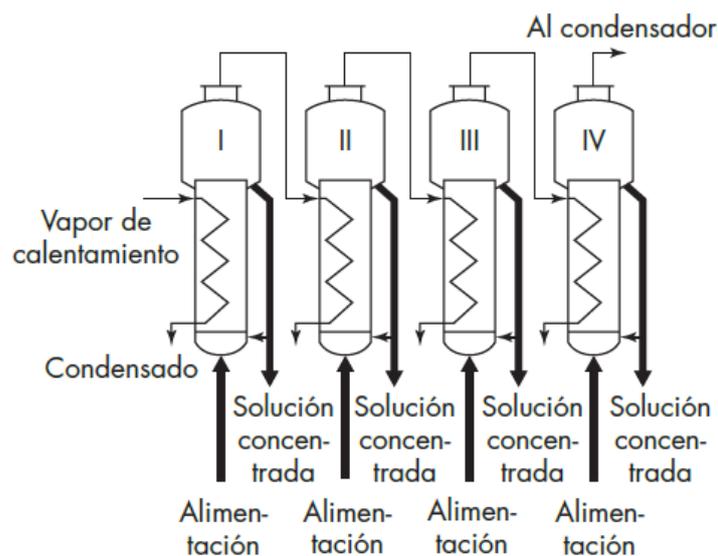


Figura 5.- Diagrama de un evaporador a vacío de múltiple efecto de 4 etapas con alimentación en paralelo (McCabe, 2007)

Tal y como se muestra en la figura 5, los evaporadores a vacío necesitan un vapor de calentamiento como fuente de energía para conseguir la evaporación del agua residual de alimentación. Este aspecto se abordará posteriormente en la presente memoria.

Finalmente, con todas estas consideraciones previas, se ha estimado como equipo más adecuado para llevar a cabo el proceso de evaporación el *evaporador a vacío de múltiple efecto de tres etapas ENVIDEST DPM-3[®]* de la empresa *Condorchem Envitech[®]*.

Características técnicas del evaporador a vacío ENVIDEST DPM-3[®].

- ✓ Evaporador de triple efecto.
- ✓ Tres calderas de ebullición y evaporación construidas en acero inoxidable AISI-316L, con boca de registro superior de fácil acceso.
- ✓ Tres intercambiadores tubulares de calentamiento de tipo haz de tubos, cada uno sumergido en el interior de la caldera, construido en AISI-316L. Siendo además extraíbles para su mantenimiento y limpieza.
- ✓ Dos alternativas de calentamiento en su primera etapa: vapor o agua sobrecalentada.
- ✓ Dos alternativas de condensación en su tercera etapa: condensador de tipo bulbo húmedo o intercambiador de placas.
- ✓ Vacío por sistema Venturi.
- ✓ Bomba de recirculación/descarga de concentrado especial para líquidos densos.
- ✓ Cuadro eléctrico integrado y asistencia remota.
- ✓ Partes del equipo en contacto con el fluido construidas en material especial resistente a la corrosión (SAF 2507, SANICRO 28, TITANIO o acero inoxidable austeno-ferrítico aleaciones super-dúplex) para efluentes con elevado contenido en cloruros, fluoruros, etc.

Parámetro	Unidades	12.000	20.000	24.000	30.000
Capacidad horaria	l/h	550	830	1.000	1.250
Capacidad diaria	l/día	12.000	20.000	24.000	30.000
Energía térmica requerida	kcal/h	110.000	180.000	215.000	270.000
Potencia absorbida	kWh	11,8	13,5	14,8	14,8
Potencia instalada	kW	13,2	15	16,5	16,5
Dimensiones del equipo					
Longitud	mm	3.100	3.200	3.200	3.200
Profundidad	mm	3.000	3.750	3.750	3.750
Altura	mm	3.250	3.800	3.800	3.800
Energía para evaporación					
Vapor (1 bar)	kg/h	200	340	400	500
Agua caliente (90 °C)	m3/h	11	18	22	27
Energía para condensación					
Agua refrigerante (27 °C)	m3/h	11	18	22	27
Condensador	kW	3	5,5	5,5	5,5
Incrementos de temperatura					
$T_{vapor\ alim.} - T_{vapor\ 3^{\circ}\ etapa}$	°C	-	-	-	45
$T_{vapor\ alim.} - T_{conc.\ 3^{\circ}\ etapa}$	°C	-	-	-	45

Tabla 4.- Datos técnicos evaporador al vacío ENVIDEST DPM-3[®] (Condorchem Envitech[®])

Como se puede apreciar en la *Tabla 4*, existen varios modelos dentro de la gama ENVIDEST DPM-3, los cuales pueden operar en un rango entre 12.000 y 30.000 litros de agua regenerada al día.

Para asimilar los conceptos técnicos que se describieron anteriormente, se muestra a continuación un diagrama detallado del evaporador.

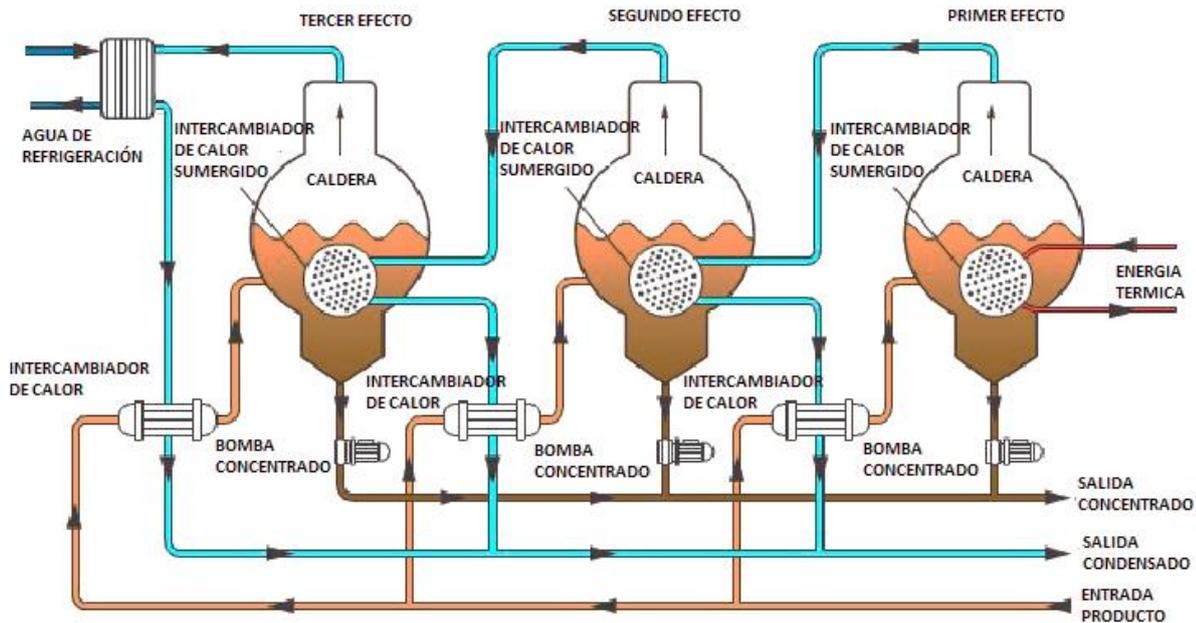


Figura 6.- Diagrama del evaporador a vacío de múltiple efecto de 3 etapas (Condorchem Envitech®)

Se puede observar en la figura 6 como los intercambiadores de calor de haz de tubos están sumergidos en el agua residual de alimentación. Además, en la primera etapa se tendrá en cuenta que la energía térmica necesaria que habrá que aportar será el vapor de agua formado en la caldera (Ver fig.2).

De este modo, se obtendrá un vapor de agua en la primera etapa que será la fuente de calor del intercambiador sumergido de la segunda etapa y así sucesivamente hasta la tercera etapa. Los condensados formados en la primera, segunda y tercera etapa serán los que conformen el total del agua regenerada.

Otro aspecto de interés de la figura 6 es la entrada en paralelo del agua residual de alimentación, pasando previamente por un intercambiador de calor. En estos intercambiadores se transfiere el calor del vapor condensado (o de agua sobrecalentada) de los intercambiadores sumergidos a la corriente de alimentación. Con este precalentamiento se consigue un ahorro energético en el evaporador.

Finalmente, se consigue obtener una corriente de agua residual concentrada y una corriente de agua condensada/regenerada.

5.3 Filtro de banda

Los filtros de banda son dispositivos de eliminación de agua (con alimentación continua) que utilizan los principios de drenaje por gravedad y la presión aplicada mecánicamente para deshidratar lodos. Se ha demostrado su eficacia para casi todos los tipos de lodos de aguas residuales municipales y biosólidos. Es esta la razón de que los filtros de banda se hayan convertido en uno de los dispositivos de deshidratación de lodos predominantes en la industria.

En la mayoría de los filtros de banda, el lodo residual se introduce primero en una sección de drenaje por gravedad donde se realiza un primer espesamiento. En esta sección, gran parte del agua libre se elimina de los lodos por acción de la gravedad.

Después del drenaje por gravedad, se aplica presión en una sección denominada zona de baja presión, donde se comprime el lodo entre bandas de material poroso. Seguidamente, se introduce en una sección de alta presión donde el lodo se somete a fuerzas de cizallamiento a medida que las cintas pasan a través de una serie de rodillos. Así, las fuerzas de compresión y de cizallamiento liberan cantidades adicionales de agua. Finalmente, la torta de lodo deshidratado se retira de las bandas mediante un sistema de cuchillas raspadoras.

Una vez realizado este proceso, la torta resultante pasa a la siguiente sección, denominada en este Trabajo de Fin de Grado como la etapa de secado del lodo, con el fin de eliminar o reducir al máximo la cantidad de humedad presente en el lodo.

Por otro lado, son muchas las variables que afectan al rendimiento del filtro de banda: las características del lodo, la presión que se ejerce, configuración del equipo (incluyendo el drenaje por gravedad); la porosidad, velocidad y dimensiones de la banda.

Basándose en el funcionamiento real del equipo, se ha encontrado que la sequedad de la torta se mejora con concentraciones de sólidos más altos en el lodo de alimentación.

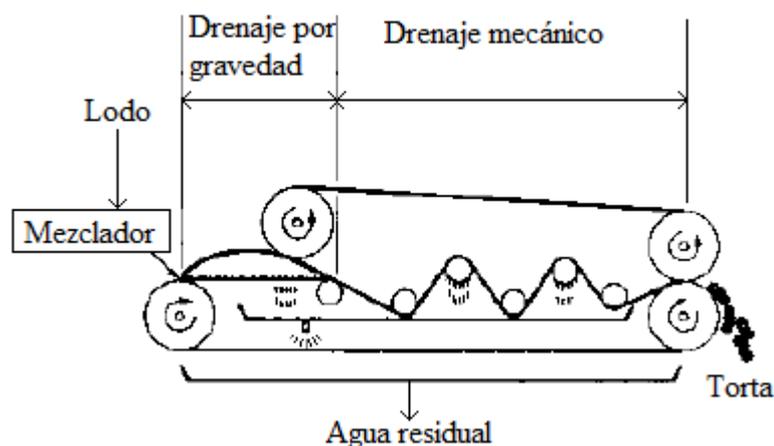


Figura 7.- Esquema general de un filtro de banda (Metcalf & Eddy, 2000)

Cabe destacar que en estos sistemas de drenaje y prensado puede existir la necesidad de homogeneizar el lodo residual de alimentación. Es por esto que en algunas unidades aparece la adición de un polímero capaz de proporcionar un lodo estable y con unas características de compactibilidad determinadas.

En la tabla 5 se indican los parámetros de diseño del equipo seleccionado.

Carga por metro de banda		Sólidos en la torta de fango	Ancho de banda
L/s	kg/h	%	m
1,8-3,2	360-550	12-50	0,5-3,5

Tabla 5.- Datos de operación del filtro de banda en el tratamiento de lodos residuales (Metcalf & Eddy, 2000)

Teniendo en cuenta todas las características de diseño y su funcionamiento, se ha seleccionado el filtro de banda Muddy® modelo 510®.

El equipo consta de las siguientes características técnicas.

1. Chasis fabricado de perfil de acero estructural, con acabado epóxico de altos sólidos.
2. Dimensiones: 3.5 m. largo x 1.0 m ancho de banda x 1.75 m. de alto.
3. Tanque de mezcla de alimentación de lodo con agitador.
4. Sistema de rodillos de prensado de lodo en material A-53 B.
5. Sistema de lavado de telas.
6. Bomba de ¼” hp para lavado de telas.
7. Compresor de aire para sistema neumático.
8. Sistema de tensión mecánica de telas.
9. Motor-reductores. Para bandas (1) de ¾” hp y para tanque de mezcla (1) ½” hp.
10. Tablero de control.
11. Sistema de operación automático.
12. Caudal de operación: de 5 a 13 m³/día, es decir, entre 208 y 542 litros/h.

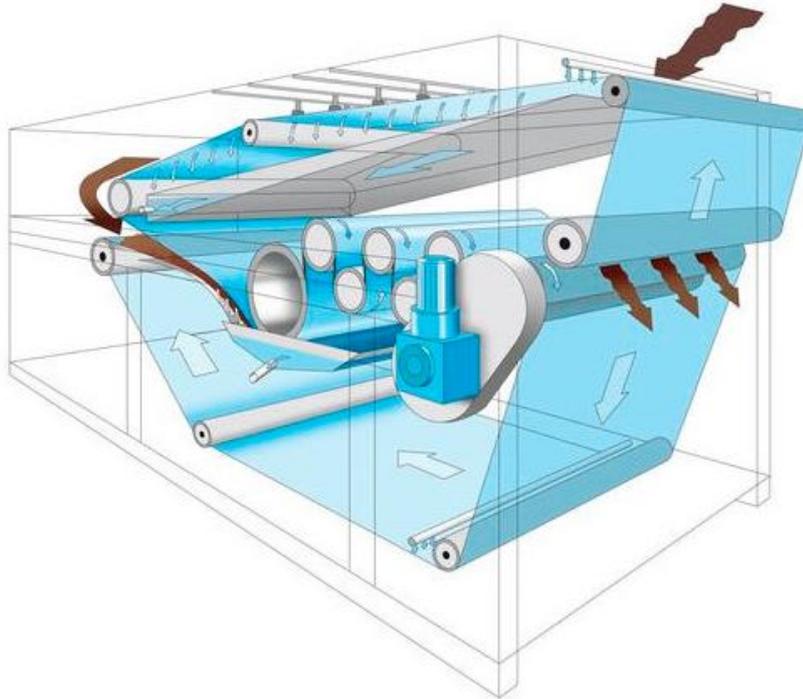


Figura 8.- Diagrama del filtro de banda (Muddy®)

5.4 Secador de lodos

El lodo residual concentrado que se obtiene del filtro de banda contiene un porcentaje de humedad (agua) que dificultaría seriamente la combustión del mismo en la caldera. Por lo tanto, es necesario llevar a cabo una operación de secado de dicho lodo.

De esta manera, se conseguirá un combustible sólido adecuado para la combustión. Para llevar a cabo el proceso de secado del lodo residual es necesario recircular los gases de combustión provenientes de la caldera con el fin de aprovechar al máximo su calor.

Por lo tanto, el secado térmico que se realizará es un método de tratamiento de lodos residuales que permite:

1. Reducir el volumen del lodo.
2. Concentrar los compuestos para aumentar el poder calorífico.
3. Estabilizar (en caso de que el secado sea completo).
4. Pasterizar (en caso de que el secado sea completo).

El secado térmico se puede clasificar, según la transferencia de calor que se produzca (convección o conducción), en los siguientes tipos.

1. Secado por convección o directo.

En los secadores directos o por convección el lodo es calentado por contacto directo con el fluido caliente (aire, gases de combustión, vapor sobrecalentado, etc.). Normalmente se manejan grandes caudales de fluido caliente, lo que conduce generalmente a sistemas en circuito cerrado. Debido al funcionamiento del secador, el sistema evacua parte del aire de trabajo al exterior.

La ventaja principal de los secadores por convección es su relativo bajo coste de inversión. El principal inconveniente reside en el requerimiento de un control de la contaminación. Los ejemplos de secadores directos son los de tambor rotativo, lecho fluido y los de cinta o banda.

2. Secado por conducción o indirecto.

En los secadores por conducción no existe contacto físico entre el fluido calefactor (vapor o aceite térmico) y el lodo. El calor se transfiere a través de una superficie metálica. Los secadores indirectos tienen una ventaja principal: introducen en el secador una cantidad

limitada de aire, de esta manera la emisión de aire contaminado y de olores es considerablemente más pequeña que en los secadores directos.

Como ejemplos de secadores indirectos destacan los secadores de disco y de bandejas.

3. Sistemas mixtos.

Algunos secadores combinan los dos sistemas de transferencia de calor (conducción y convección). Estos secadores presentan características similares a los secadores directos, ya que la cantidad de aire o agente calefactor que se introduce es la mínima necesaria para evacuar el vapor de agua del interior del equipo. Los ejemplos de secadores que combinan el secado indirecto y directo son los de capa fina.

A su vez, se pueden clasificar los tipos de secadores de lodos según su temperatura de secado.

1. Secador a alta temperatura.

En hornos especiales, se realiza una autocombustión del lodo a temperaturas del orden de 800 °C. En realidad no se pueden considerar como secadores térmicos ya que combinan el secado con la combustión. Inicialmente el fango pierde su humedad por el contacto con los gases de combustión a 500°C y una vez seco se quema con la consiguiente generación de calor. El producto final (residuo) en este caso son cenizas y no lodo seco.

2. Secador a media temperatura.

En este grupo se engloban la mayoría de las tecnologías de secado térmico convencional. El calor necesario para el secado se aporta quemando gas, gasóleo u otro combustible, de forma que, el fango es sometido a temperaturas de 120 a 150 °C.

3. Secador a baja temperatura.

En este sistema, el lodo, previamente conformado, es sometido a temperaturas límites de 70 °C en un túnel de secado continuo, donde el calor necesario se aporta con sistemas que trabajan a baja temperatura. Dentro de este grupo se encuentran entre otros, los sistemas de secado mediante energía solar y los sistemas de transferencia de calor (bomba de calor) en circuito cerrado.

Con el sistema de bomba de calor, se consigue un fango con humedad final inferior al 15% y el residuo del proceso es agua condensada. Esta técnica se encuadra dentro de las técnicas de ahorro energético, dado que la mayor parte de energía del proceso se consigue recuperando el calor residual de la propia agua evaporada.

En términos medios, las temperaturas de secado convencionales son:

- Convección pura: de 300 a 500°C.
- Conducción pura: de 100 a 130°C.
- Mixtos: de 200 a 270°C.
- Lecho fluido: de 80 a 100°C.

Tiempo de residencia del lodo concentrado en el secador

El tiempo de residencia de los sólidos en el interior del secador es un parámetro del sistema de secado. Técnicamente, es el tiempo necesario para evaporar el agua de manera parcial o total. En casi todos los secadores este tiempo oscila alrededor de los 30 minutos, con la excepción del sistema de capa fina que es solo de 2 a 3 minutos.

En los demás sistemas, incluido el de lecho fluido, el tiempo de residencia es largo. Como la capa de lodo es más gruesa, ella misma hace de aislante y el calor tarda más en atravesar la capa. Esto entraña un peligro y es que una parte del fango se caliente en exceso y genere muchos volátiles con el consiguiente riesgo.

Contenido en oxígeno en el secador

Se entiende por contenido de oxígeno la cantidad, en volumen, de oxígeno presente en el gas de secado. Si se emplea aire, este tiene un contenido en oxígeno del 21% en volumen y si se utilizan gases de combustión, por ejemplo, el porcentaje de oxígeno suele estar alrededor del 14%, al tener una importante proporción de CO₂. Este es un parámetro de control, ya que si se aplican grandes flujos de corriente gaseosa esto supone elevadas velocidades de transporte, muchas colisiones en el interior del secador (alta fricción) y, obviamente, por la gran cantidad de oxígeno estos sistemas son propensos a generar incendios y/o explosiones.

Teniendo en cuenta todos los factores comentados anteriormente, el equipo seleccionado para realizar la operación de secado del lodo ha sido el secador Belt Dryer BD 3000[®] de contacto directo de la empresa Haarslev Industries[®].

Se trata de un secador de lodos diseñado para el secado suave de material húmedo tales como lodos de depuradora, biomasa y residuos fermentados. Con este equipo se puede conseguir un

90% de materia seca, lo que permite emplear el lodo seco como combustible. Este secador permite operar en un intervalo de temperatura de entre 70°C y 130°C, siendo esta variable, junto con el caudal de gases, las que controlen el rendimiento del secador. Además, la fuente de calor empleada puede ser del tipo directa, indirecta o una combinación de ambas. En la instalación que se describe en el presente Trabajo de Fin de Grado, el secador empleado será del tipo contacto directo.

Como ya se ha mencionado anteriormente, la fuente de calor empleada para llevar a cabo el secado del lodo serán los gases de combustión de la caldera.

Como condición de partida, el lodo de alimentación en el secador debe contener entre el 25 y el 30% de sólidos secos, ya que valores inferiores a este intervalo no permitirían el secado óptimo del lodo.

El equipo consta de un sistema de dosificación, distribución y granulación del lodo. El material se distribuye uniformemente sobre el ancho de la cinta de tres metros. La función de la etapa de granulación es aumentar la superficie del material a secar, mejorando la transferencia de calor y optimizando la evaporación del agua.

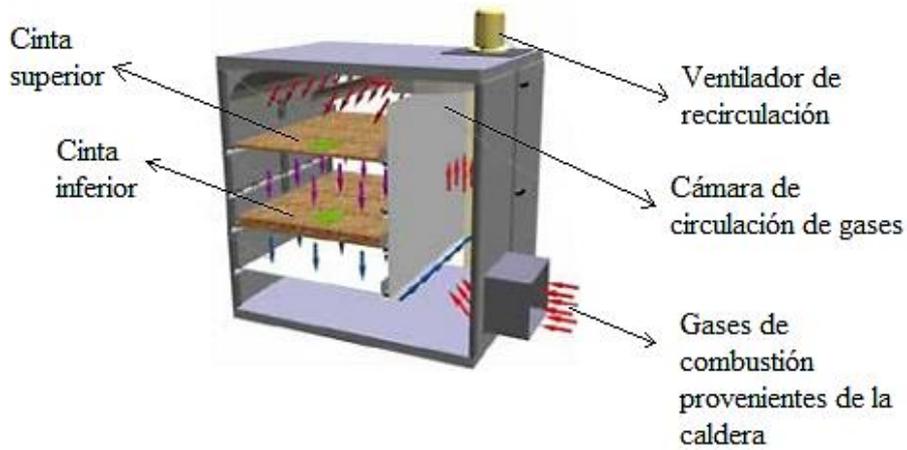


Figura 9.- Sección del secador de lodos Belt Dryer BD 3000[®] de contacto directo (Haarslev Industries[®])

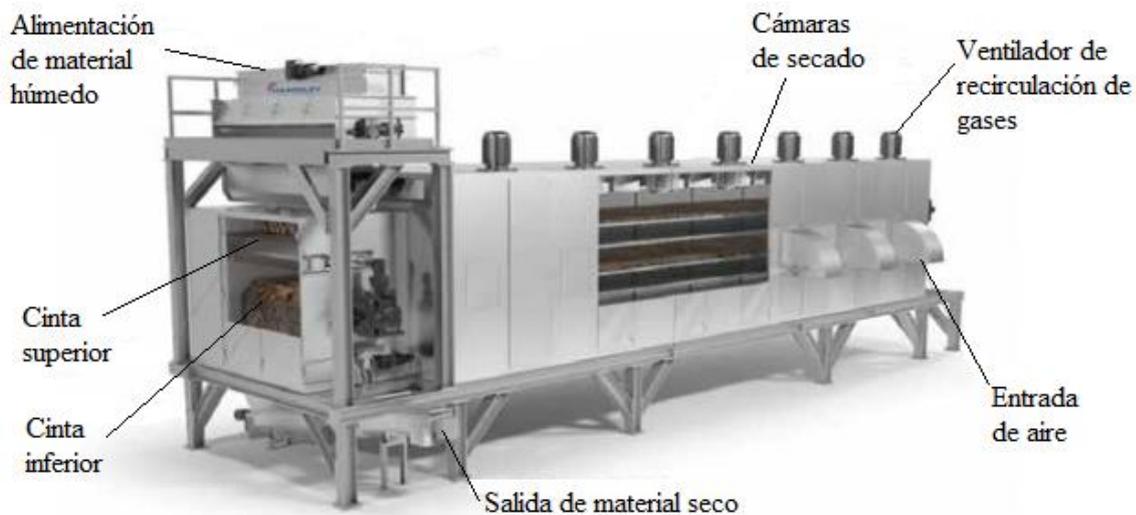


Figura 10.- Secador de lodos Belt Dryer BD 3000[®] de contacto directo (Haarslev Industries[®])

Este tipo de secadores de lodos tienen la principal ventaja de ser equipos modulares, es decir, equipos que en función de las necesidades de secado permiten añadir tantos módulos como sean necesarios. Por ello, el fabricante incluye una gráfica característica del equipo que permite conocer, de manera aproximada, el número de módulos o cámaras de secado

necesarias en función del flujo másico de entrada, el flujo másico a la salida y la temperatura de secado. De esta manera, se puede apreciar el rendimiento del equipo en distintas condiciones de operación.

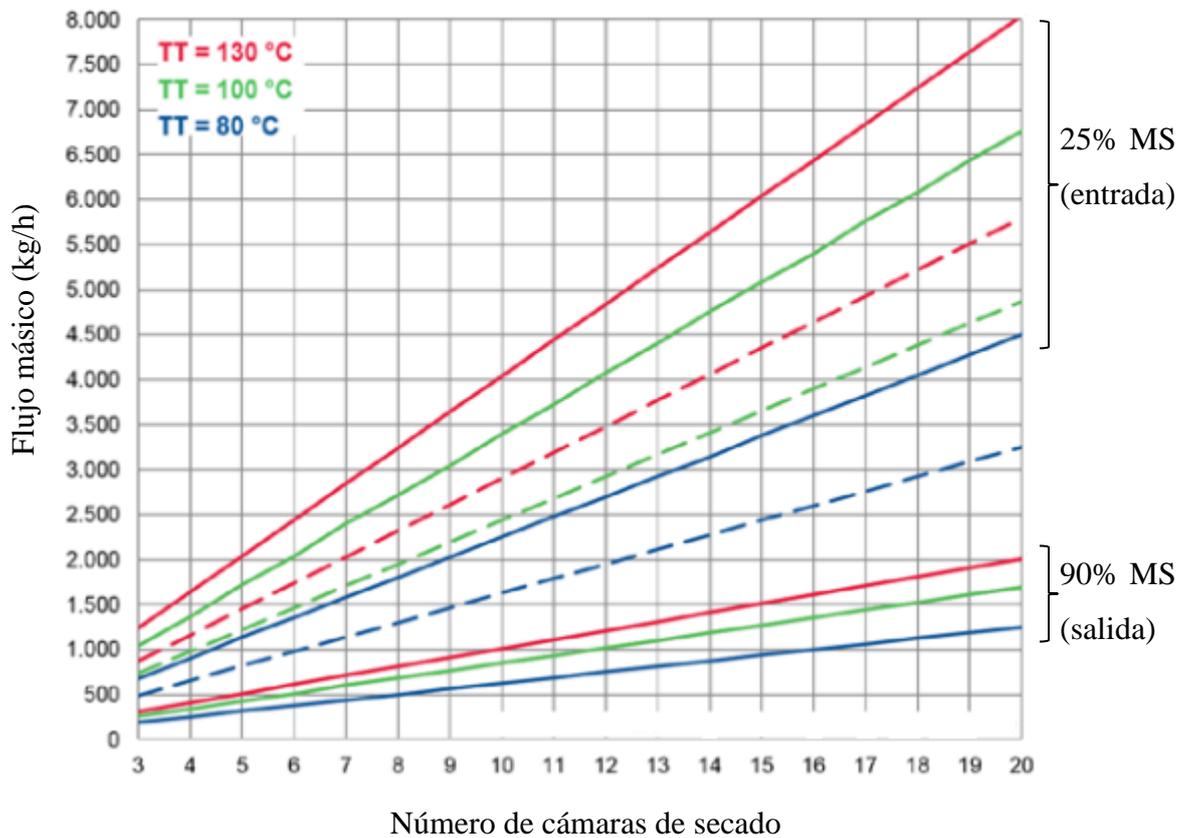


Figura 11.- Gráfica característica del secador de lodos Belt Dryer BD 3000® (Haarslev Industries®)

En trazo discontinuo se sitúan las zonas de evaporación del agua para las distintas temperaturas de operación.

5.5 Caldera de generación de vapor

La última etapa de este proceso es la combustión del lodo seco obtenido del secador de lodos. Por lo tanto, y con el fin de aprovechar el poder calorífico del lodo seco resultante, se introduce en este trabajo la necesidad de una caldera de generación de vapor. De esta manera, se podrá aprovechar ese vapor de operación para alimentar el evaporador a vacío.

En las calderas de generación de vapor se distinguen dos zonas diferenciadas: la zona de combustión (hogar) y la zona de transferencia de calor.

· *Hogar de la caldera*

Se define hogar de la caldera como la zona del equipo donde se produce la combustión gracias a la presencia de un combustible, que puede ser sólido, líquido o gaseoso, y un comburente, generalmente aire. El diseño del hogar depende de las condiciones de operación que se quieran alcanzar (temperatura y presión de fluido) y del tipo de combustible empleado (hogar de base plana, de parrilla móvil, etc.).

Teniendo en cuenta esta descripción, en el hogar de las calderas se incorpora un componente básico, el quemador. Este elemento permite iniciar el proceso de combustión en aquellas calderas en las que se tiene un combustible sólido (como es el caso de este trabajo). Por lo tanto, se puede especificar que en las calderas en las que se emplee un combustible sólido, aparecerá un combustible adicional, generalmente gaseoso (gas natural o propano), que se empleará en los quemadores de la caldera permitiendo el inicio de la combustión del material sólido.

· Zona de transferencia de calor

La transferencia de calor o intercambio de calor entre fluidos se produce en la zona del haz tubular de la caldera. Es en esta parte donde la llama y los gases de combustión (que se encuentran a una determinada temperatura) calientan el fluido de operación (agua), generando vapor.

Los fenómenos de transferencia de calor que se producen en la zona de intercambio de calor son los siguientes.

1. Radiación: Es el calor emitido por un cuerpo debido a su temperatura (llama).
2. Convección: En este sistema de transferencia de calor interviene un fluido (gases de combustión) en movimiento que transporta la energía térmica entre las dos zonas de la caldera (el hogar y el haz tubular).

Finalmente, y gracias a estos fenómenos, se obtiene un vapor de agua aprovechable en el evaporador a vacío de múltiple efecto.

Clasificación de las calderas de generación de vapor

Se pueden clasificar las calderas de generación de vapor según la disposición de fluidos en: pirotubulares y acuotubulares.

· *Caldera pirotubular*

Se denominan calderas pirotubulares a aquellos equipos en los que los gases de combustión circulan por el interior de un haz tubular, mientras que el fluido que se quiere calentar (agua) circula por el exterior de los mismos.

· *Caldera acuotubular*

En este tipo de equipos el fluido que se quiere calentar (agua) se desplaza por el interior del haz tubular, mientras que los gases de combustión circulan por el exterior de los mismos.

Es importante destacar que, por lo general, los fluidos se disponen en el interior de la caldera en flujo contracorriente. De esta manera, se optimiza la transferencia de calor.

Análogamente, se pueden clasificar los tipos de caldera según el número de pasos del haz tubular. Esto implica que en la zona donde se produce la transferencia de calor entre fluidos, el haz tubular puede tener un menor o mayor recorrido y, de esta manera, influir directamente en la superficie de contacto.

Dentro de esta clasificación, las calderas más comúnmente utilizadas en la industria son las calderas de dos pasos y las calderas de tres pasos.

Para este tipo de instalación se empleará una caldera pirotubular de generación de vapor de tres pasos cuya alimentación puede ser biomasa u otros residuos orgánicos. Por lo tanto, este equipo permitirá la combustión directa del lodo seco obtenido del secador (*Ver fig.2*).

El equipo que se tendrá en cuenta en el desarrollo de este apartado será la caldera CS-PM[®] de parrilla móvil de ATTSU Térmica[®]. Esta caldera de vapor pirotubular de tres pasos presenta las siguientes características técnicas.

Características técnicas de la caldera CS-PM[®]

- ✓ Producción de vapor entre 500 y 12.000 kg/h.
- ✓ Potencia: intervalo de potencia entre 349 y 8.372 kW.
- ✓ Cámara tecnológicamente avanzada y de funcionamiento totalmente automático.
- ✓ Adecuada para utilizar cualquier tipo de biomasa, especialmente aquellas cuya combustión pueda producir escorias.
- ✓ Incorpora sistemas automáticos de alimentación (parrilla móvil), de extracción de cenizas y escorias, de control de depresión en el hogar y de distribución de aire comburente y gases recirculados a tres niveles, para aumentar el rendimiento.
- ✓ Muy baja pérdida por radiación, gracias al aislamiento de gran espesor y alta densidad.

Modelo	Ud.	PM 10	PM 20	PM 30	PM 40	PM 50	PM 60	PM 70	PM 80	PM 90
Potencia útil en gases(x10 ⁻⁶)	cal/h	1	2	3	5	6	8	10	14	18
Consumo de combustible	kg/h	330	620	930	1.560	1.860	2.490	3.110	4.350	5.600
Longitud	mm	3.435	4.300	4.690	5.849	6.680	6.980	7.780	9.300	9.940
Profundidad	mm	2.150	2.350	2.650	2.950	3.150	3.350	3.550	3.750	3.950
Altura	mm	3.498	3.730	3.985	4.945	5.100	5.260	5.460	5.870	5.950

Tabla 6.- Comparación de los diferentes modelos de calderas CS-PM[®] (ATTSU Térmica[®])

En la tabla 6, se encuentran los valores predeterminados de operación para cada equipo de la gama de calderas CS-PM. Sin embargo, este tipo de equipos permite operar en un rango de consumo de combustible inferior al mostrado en el modelo CS-PM 10[®]. Según el fabricante, las calderas pueden diseñarse de acuerdo a las necesidades de cada sistema.

Para poder describir con detalle cada uno de los aspectos que presenta esta caldera, se adjunta el siguiente diagrama.

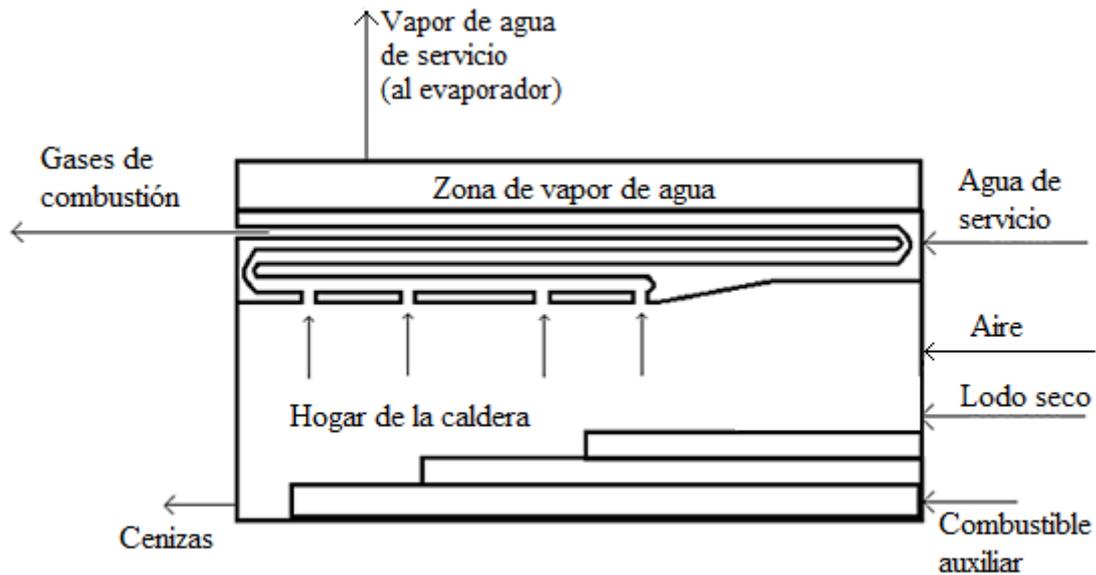


Figura 12.-Diagrama caldera pirotubular de 3 pasos CS-PM[®] de parrilla móvil (ATTSU[®])



Figura 13.- Caldera CS-PM[®] (ATTSU[®])

La caldera CS-PM[®] permite la combustión de lodo seco obtenido del secador. Una vez se haya realizado la combustión, los gases que se generan ascienden hacia una zona en la que se encuentra un haz tubular de tres pasos. Por el interior del haz de tubos se conducen los gases de combustión mientras que por la parte exterior de los mismos se dirige el agua que se transformará en vapor. Este vapor será el vapor de servicio necesario para llevar a cabo la evaporación en el evaporador a vacío de múltiple efecto (*ver fig.2*).

Se destaca que la caldera presenta un circuito de agua de servicio independiente. Este circuito de agua no se corresponde con el agua regenerada obtenida en el evaporador, ya que se emplea únicamente para alimentar con vapor la primera etapa del evaporador a vacío de múltiple efecto.

Finalmente, la salida de los gases de combustión se reconducirá hacia el secador de lodos.

6. Evaluación económica

Uno de los objetivos de este Trabajo de Fin de Grado es el de estudiar la viabilidad del proceso que se describe. Este estudio se llevará a cabo realizando una estimación económica de los costes directos e indirectos del proyecto.

Antes de profundizar en el cálculo estimado de los costes del proyecto, se deben definir algunos conceptos previos que se emplearán en el transcurso del método de estimación.

- ❖ **Capital:** es un factor de producción constituido por maquinarias, inmuebles o instalaciones de cualquier género o variedad, que en colaboración con otros agentes, principalmente del trabajo y bienes intermedios, se designa a la producción de bienes de uso o consumo. Se representa como la suma del capital fijo (I) y el capital circulante (I_w).

- ❖ Capital fijo o inmovilizado, I: representa el capital necesario para la instalación del equipo de proceso con todos los servicios auxiliares y complementarios que se necesiten para que el proceso esté completo para operar.
- ❖ Capital circulante, I_w : es el capital invertido en forma de dinero efectivo, para prevenir gastos de operaciones y mantener el almacén de materias primas y productos.
- ❖ Índices de costes: en cualquier evaluación económica que se realice, los datos de costes de los equipos en el pasado se pueden actualizar al coste actual. Para realizar esta actualización de costes se emplean los índices de costes. La expresión que relaciona el coste pasado con el actual es la siguiente:

$$\text{Coste actual} = \text{Coste referencia} \cdot \left(\frac{\text{Índice actual}}{\text{Índice referencia}} \right)$$

Por ejemplo, si se quiere calcular el coste actual de un equipo (año 2016) y se tiene como referencia un coste del equipo del año 2010, la expresión quedaría de la siguiente forma:

$$\text{Coste}_{2016} = \text{Coste}_{2010} \cdot \left(\frac{\text{Índice}_{2016}}{\text{Índice}_{2010}} \right)$$

Existen diversos tipos de índices de costes dependiendo del tipo de industria que se esté evaluando. Se pueden clasificar en los siguientes tipos:

1. ENR (Engineering News Record): es aceptado como norma en construcción civil, se basa en un índice ponderado de los precios del acero, madera, cemento y coste medio de la mano de obra.

2. Índice Nelson-Farrar: se aplica a la construcción de refinerías de petróleo. Se publica en la revista *Oil and Gas Journal*, en el primer número de cada trimestre.
 3. Índice de Costes de Equipos Marshall and Swift (M&S): es un índice ponderado de costes de equipos para ocho tipos de industrias: cementeras (2%), químicas (48%), constructoras (2%), papeleras (10%), petroleras (22%), pinturas (5%), del caucho (8%) y del vidrio (3%).
 4. Índice de Costes de Plantas CE, CEPCI: se basa en equipos y mano de obra empleada en la construcción de plantas químicas, incluyen costos de ingeniería, así como de materiales, manufactura e instalación. Además, se consideran las mejoras de la productividad dentro de la fabricación y de la industria de la construcción. Se publica en la revista *Chemical Engineering*.
- ❖ Coste de compra, FOB: es el coste del equipo en el almacén del proveedor. El comprador debe hacer frente a los costes de fletes, tasas, instalación y conexionado al resto de la planta.
 - ❖ Coste de entrega, DEL: es el coste del equipo incluyendo tasas y fletes. Esto implica el transporte hasta el lugar de la instalación. Suele representar entre el 10% y el 20% del coste FOB.
 - ❖ Coste instalado, INST: incluye el desempaqueado, montaje y conexión a servicios generales o auxiliares. En general, representa entre el 40% y el 200% del coste DEL.

Una vez definidos estos conceptos previos, se puede realizar una clasificación de los métodos de estimación del capital. Existen diversos métodos para estimar los costes de un proyecto:

1. Métodos Generales: entre los que destaca el método de Williams o Regla de las seis décimas, es el más utilizado ya que tiene en cuenta la economía de escala y se pueden

obtener cálculos rápidos del coste del capital de un equipo o planta de similar tamaño o capacidad relacionándolo con un exponente “n”.

2. **Métodos Factoriales:** estos métodos consisten en estimar el capital total como un porcentaje o fracción del coste del equipo específico de proceso, definido como equipo base o MPI (Main Plant Item) compuesto por todos los elementos cuyo coste sea significativo, incluidos dentro del límite de batería.
3. **Métodos de estimación Modulares:** en estos métodos, el cálculo del capital a invertir puede obtenerse repartiendo en partes o módulos. El coste total directamente relacionado con dicha parte es función de parámetros básicos del proceso, tales como; la producción, la temperatura, la presión o los materiales de construcción. Este tipo de métodos presentan el mayor grado de exactitud, por lo tanto, son los que necesitan mayor información del proceso.

Una vez definidos todos los conceptos necesarios para el entendimiento del método de estimación económica, se utilizará el procedimiento descrito por Peter y Timmerhaus (5) para obtener los costes directos e indirectos de dicho trabajo.

6.1 Procedimiento de Peter y Timmerhaus

Este método se clasifica dentro de los métodos de estimación factoriales. Para poder aplicar el método, se requiere conocer los costes de entrega (DEL) de cada uno de los equipos que intervienen en el proceso.

Este tipo de estimación económica sigue el desarrollo del método de Lang, es decir, los cálculos se basan en una clasificación del tipo de planta, que puede ser:

1. Planta de sólidos: cementera, etc.
2. Planta mixta (sólidos/fluidos): fertilizante, etc.
3. Planta de fluidos: refinería, etc.

Para poder aplicar el método, se deberá escoger el tipo de planta del proyecto. En el caso de este trabajo, se clasifica el sistema como mixta o de sólidos y fluidos, ya que si se observa todo el proceso se pueden ver corrientes de fluido (agua regenerada) y de sólido (lodo seco como combustible).

Los demás conceptos incluidos en el coste del capital directo se estiman como un porcentaje del coste del equipo entregado (DEL). Estos porcentajes dependen del tipo de proceso, la complejidad del diseño, los materiales que se emplean, la localización y la experiencia anterior.

Es por esto por lo que es importante elegir el tipo de planta, ya que los valores de estos porcentajes variarán en función de la clasificación de Lang que se haya realizado. Estos valores medios de los porcentajes antes nombrados se encuentran tabulados (5).

A continuación se desarrollará el procedimiento de Peter y Timmerhaus (5) teniendo en cuenta todos los aspectos nombrados anteriormente.

En primer lugar, se lleva a cabo una actualización del coste de entrega (DEL) de los equipos. Se aclara que se tienen los costes de entrega actualizados de algunos equipos (año 2016), facilitados por los propios distribuidores. Los equipos de los que se dispone el coste de entrega son los siguientes:

- Evaporador: 321.000 €.
- Caldera: 192.600 €.
- Filtro de banda: 20.740 €.
- Sistema de desbaste: 8.089,20 €.

Los costes de entrega de los equipos no incluidos en esta lista se han obtenido a partir de tablas de costes aproximados. Las tablas están desarrolladas basándose en un índice M&S de 1000, lo que significa que son valores de costes de los años 1994 y 1995, por lo tanto se deben actualizar al año 2016.

Esta actualización se realiza teniendo en cuenta la expresión antes vista en el apartado de índices de costes.

$$Coste\ actual = Coste\ referencia \cdot \left(\frac{\text{Índice actual}}{\text{Índice referencia}} \right) \quad (1)$$

Los índices M&S necesarios para el cálculo son los siguientes:

Índices M&S	
M&S(1994/1995)	1.000
M&S(actual)	1.468,60

Tabla 7.- Valores de los índices M&S (tabulados)

De esta manera, la expresión (1) quedaría:

$$Coste_{2016} = Coste_{94/95} \cdot \left(\frac{1468,60}{1000} \right)$$

Los equipos restantes y sus costes aproximados son los que se muestran en la siguiente tabla:

	Unidad	Coste 1994/1995, DEL (\$)	Coste actual (\$)	Coste actual (€)	Coste total (€)
Bombas centrifugas	3	4.400,00	6.461,84	5.744,58	17.233,73
Transportador de banda	1	6.700,00	9.839,62	8.747,42	8.747,42
Transportador sinfín	1	10.000,00	14.686,00	13.055,85	13.055,85
Secador de lodos	1	17.000,00	24.966,20	22.194,95	22.194,95

Tabla 8.- Costes actualizados de los equipos

En la tabla 8 se pueden apreciar los costes de entrega aproximados de los equipos (años 1994 y 1995) y la actualización al coste actual (en dólares). Esta actualización se ha realizado empleando la expresión (1), tal y como se ha definido anteriormente. Después de realizar las actualizaciones correspondientes, se realiza un cambio de moneda, teniendo en cuenta que 1 dólar americano son al cambio 0,89 euros.

Con estos costes actualizados y con los costes de entrega facilitados por los distribuidores, se obtiene el siguiente total:

Equipo	Unidad	Coste DEL (€/unidad)	Total (€)
Evaporador	1	321.000,00	321.000,00
Caldera	1	192.600,00	192.600,00
Filtro banda	1	20.740,00	20.740,00
Secador lodo	1	22.194,95	22.194,95
Desbaste	1	8.089,20	8.089,20
Bombas centrífugas	3	5.744,58	17.233,73
Transportador banda	1	8.747,42	8.747,42
Transportador sinfín	1	13.055,85	13.055,85
		Total (€)	603.661,16

Tabla 9.- Coste de entrega total de los equipos

Con este valor del coste de entrega total de los equipos (tabla 9) se puede realizar el procedimiento de Peter y Timmerhaus (5). Como se ha mencionado anteriormente, se tendrá en cuenta que la planta es un sistema mixto (fluido/sólido), por lo tanto, el resultado que se obtiene es el que se muestra en el siguiente esquema.

Planta de sólidos/fluidos		
<u>Concepto</u>	Valor equipo (%)	Coste (€)
Costes Directos		
Valor del equipo DEL:	100	603.661,16
Instalación del equipo:	39	235.427,85
Instrumentación (instalada):	13	78.475,95
Tubería (instalada):	31	187.134,96
Electricidad (instalada):	10	60.366,12
Edificios (incluidos servicios):	29	175.061,74
Mejoras en el terreno:	10	60.366,12
Servicios instalados:	55	332.013,64
Terreno (si se requiere compra):	-	-
	Total costes directos:	1.732.507,52
Costes Indirectos		
Ingeniería y Supervisión:	32	193.171,57
Gastos de Construcción:	34	205.244,79
	Total costes indirectos:	398.416,36
Directos e Indirectos		
Tasas del contratista :	18	108.659,01
Contingencia:	36	217.318,02
	Total:	325.977,02
	Capital fijo (€)=	2.456.900,90
Capital Circulante (alrededor del 15% del capital fijo), €	74	446.709,25
	Capital total (€)=	2.903.610,16

En este método se puede apreciar los costes directos e indirectos que conforman un proyecto de ingeniería. Es importante destacar que estos valores obtenidos son estimaciones económicas y no un presupuesto final, de ahí que la cantidad de capital total estimada pueda variar como consecuencia de diversos factores.

Además, los porcentajes que se aprecian en el método son consecuencia del tipo de planta elegida, es decir, cualquier otro tipo de planta conlleva otros valores de porcentajes.

Tal y como se puede observar, estos porcentajes se aplican sobre el coste de entrega total de los equipos. De ahí que, por ejemplo, el coste estimado de instrumentación sea:

$$C_{instrumentación} = 13\% C_{equipo,DEL} = \frac{13}{100} \cdot (603.661,16 \text{ €}) = 78.475,95 \text{ €}$$

Finalmente, se obtiene un capital fijo a partir de la suma de los costes directos e indirectos del proyecto. A este capital fijo se le debe añadir el capital circulante que, según el método, representa el 74% del coste de entrega total. La suma del capital fijo y el capital circulante representarán el capital total necesario para ejecutar el proyecto.

6.2 Método de Williams o Regla de las seis décimas

Este método de estimación económica permite el cambio de escala en el cálculo del capital. Se clasifica dentro de los métodos de estimación generales. Se rige por la siguiente expresión:

$$I_2 = I_1 \cdot \left(\frac{Q_2}{Q_1}\right)^n$$

Siendo Q la producción. Si “n” es desconocido, se supone n= 0,6.

De esta forma, el capital para una planta de las mismas características pero con una producción de 70.000 l/día (modelo S200 Omniprocessor[®], Janicki Bioenergy[®]) sería:

$$Agua\ regenerada = 1250 \left(\frac{l}{h}\right) \cdot \frac{24\ h}{1\ día} = 30.000\ l/día$$

$$I_{S200} = 2.903.610,16 (\text{€}) \cdot \left(\frac{70.000}{30.000}\right)^{0,6} = 4.827.523,3 \text{ €}$$

Este sería el capital estimado necesario para aumentar la producción de la planta de 30.000 l/día a 70.000 l/día.

7. Conclusiones

Las conclusiones que se obtienen de este estudio preliminar son las siguientes.

En primer lugar, se ha demostrado que los equipos, de acuerdo a sus capacidades, tienen un alcance de planta piloto (1250 l/h). Esto, en principio, no resulta un problema a la hora de estimar el capital que se debe invertir, ya que se puede extrapolar el cálculo (cambio de escala) gracias al método de Williams (5).

Por otro lado, este sistema permite conseguir agua regenerada libre de microorganismos patógenos ya que se obtiene de un proceso de evaporación a más de 100 °C, por lo que todos estos elementos perjudiciales quedarían eliminados.

Además, se ha demostrado en el anexo de cálculos que, para el caso base estudiado (agua residual con 5% de sólidos totales), el lodo no conseguiría alcanzar la potencia de combustión necesaria para obtener los 500 kg/h de vapor, necesarios en el evaporador. Por lo tanto, se debe añadir un combustible auxiliar (biomasa) que permita alcanzar dicha potencia.

Si se quisiera profundizar más en aspectos relevantes del sistema, se debería tener en cuenta una caracterización amplia del agua tratada (contenido en sólidos volátiles, componentes

susceptibles de precipitación en el proceso de evaporación, etc.). Estos elementos se obtienen a partir de pruebas y análisis experimentales del agua residual.

8. Conclusions

The conclusions drawn from this preliminary study are as follows.

First, it has been shown that the equipment, according to its capabilities, have a range of pilot plant (1,250 l/h). This, in principle, is not a problem when the capital to invest, because the investment can be extrapolated by scaling using the method of Williams is estimated.

This alternative would allow getting reclaimed water free of pathogenic microorganisms, since a higher evaporation process is used at 100 °C, so all these harmful elements would be eliminated.

In addition, calculations show that the dry sludge alone, does not allow to reach sufficient thermal power to produce 500 kg/h of steam required. Therefore, it is necessary to add an auxiliary fuel (biomass) for getting such thermal power.

If one wanted to go deeper into relevant aspects of the system, a better characterization of raw water would be needed. So, for example, data from volatile solid components or the precipitation of different compounds contained in raw water must be considered. This information should be obtained by experimental tests and analysis of wastewater.

Bibliografía

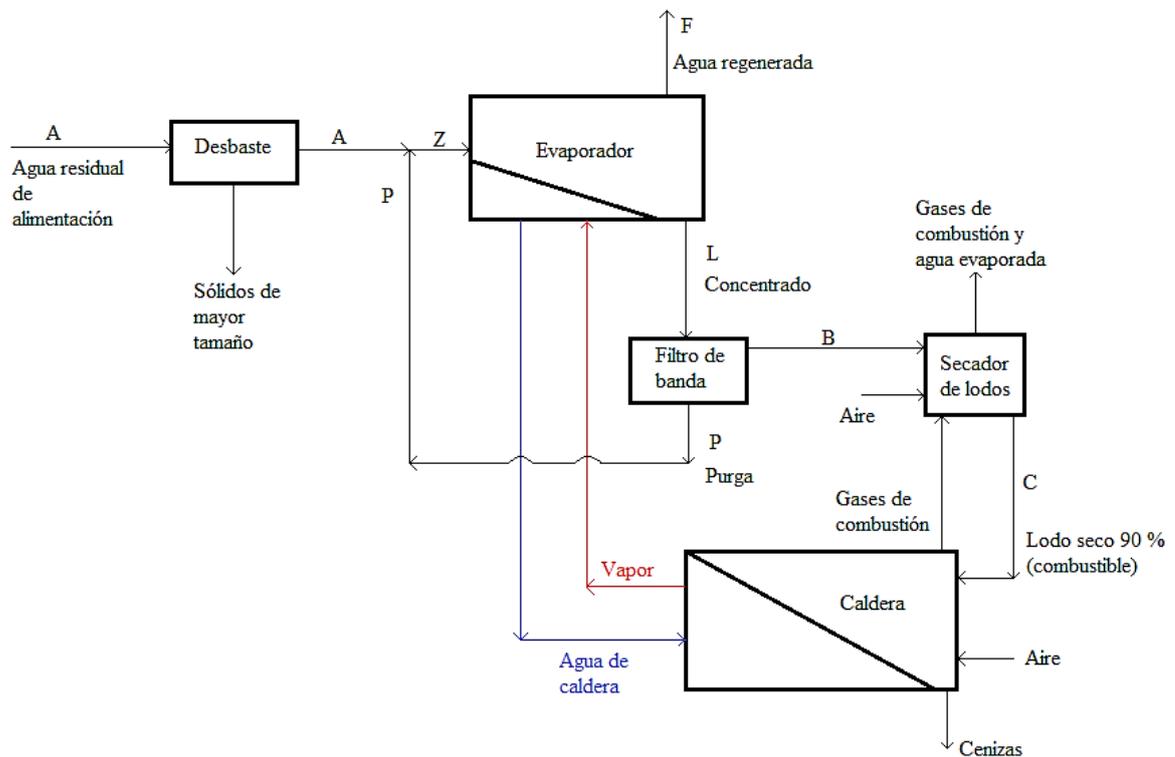
- [1] Caldera pirotubular de generación de vapor con parrilla móvil. ATTSU®. Disponible en URL: <http://www.attsu.com/es/productos/calderas-de-vapor/biomasa/modelo-cs.html>
- [2] Equipo de desbaste tamiz de tornillo. Biotanks®. Disponible en URL: <http://biotanks.es/productos/tamiz-de-tornillo-mini/>
- [3] Evaporador al vacío de múltiple efecto de tres etapas. Condorchem Envitech®. Disponible en URL: <http://condorchem.com/es/evaporadores/envidest-dpm3>
- [4] Filtro de banda. Muddy®. Disponible en URL: <http://www.filtrosbandamuddy.com/>
- [5] García Álvarez, Francisco José. Apuntes Diseño de Procesos Químicos: Estimación del capital y del coste de producción. Disponible en URL: <http://frgarcia.webs.ull.es/Teoria/Tema2/T2FT100.pdf>
- [6] Gold M., Murray A., Niwagaba Ch., Niang S., Strande L., 2013. Sandec News: Faecal sludge. Disponible en la URL: https://www.eawag.ch/fileadmin/Domain1/Abteilungen/sandec/publikationen/EWM/Treatment_Objectives/Faecal_Sludge_From_Waste_to_Solid_Biofuel.pdf
- [7] Janicki Bionergy®. Omniprocessor®. Disponible en URL: <http://janickibioenergy.com/>
- [8] McCabe, Warren L., Smith, Julian C., Harriott, Peter, 7ª edición. Operaciones Unitarias en Ingeniería Química. Mc Graw Hill. pp. 511-535.

[9] Metcalf & Eddy, 2000. Ingeniería de Aguas Residuales. Mc Graw Hill.

[10] Secador de lodos provenientes de agua residual. Haarslev Industries®. Disponible en URL: http://www.haarslev.com/media/BeltDryerENV_ES.pdf

Anexo de cálculos

A continuación se realizarán los cálculos (desde el punto de vista teórico) que describen cada una de las corrientes que intervienen en el proceso. Para ello, es necesario retomar la figura 2 del presente Trabajo de Fin de Grado.



En la figura 2 se puede observar la nomenclatura designada a cada corriente de proceso. El caudal de cada una de las corrientes se expresará en kg/h, siendo equivalente a L/h, ya que la densidad se aproxima a la densidad del agua.

Otro aspecto que se debe destacar es que cada corriente tendrá una composición determinada de sólidos suspendidos y sólidos disueltos, cuya suma conformará los sólidos totales.

Estas composiciones se expresan como fracciones másicas, es decir, vendrán dadas en kilogramos de sólido por kilogramo total.

Como ya se ha mencionado en el apartado 4. *Características de la corriente de alimentación*, para la realización de este Trabajo de Fin de Grado se ha tomado un valor típico del 5% de sólidos totales en el agua residual de alimentación (*tabla 1*). Por lo tanto, la expresión que define los sólidos totales en la alimentación (corriente A) será la que se muestra a continuación.

$$5\% (ST) = 1,5\% (SS) + 3,5\% (SD)$$

Es decir, los sólidos totales estarán conformados por un 1,5% de sólidos suspendidos y un 3,5% de sólidos disueltos. Además, se tomará como referencia en la corriente L (entrada al filtro de banda) una composición de sólidos suspendidos del 5% (dato del fabricante del evaporador). Por otro lado, en la corriente B se ha considerado el valor de diseño necesario en la entrada al secador de lodos, es decir, un 25% de sólidos totales en la corriente B.

Además, se ha considerado que la corriente F (agua regenerada) no contiene sólidos, ya que proviene del evaporador, y que por la corriente de recirculación del filtro de banda (corriente P) únicamente se tiene agua y sólidos disueltos, es decir, se considera que los sólidos suspendidos quedan retenidos en las bandas del equipo.

Datos de diseño

Con el fin de agrupar todos los datos obtenidos por los fabricantes y por la bibliografía (9), se muestra la siguiente tabla.

Corriente	Caudal (L/h)	Composición		
		SS	SD	ST
A	-	0,015	0,035	0,05
P	-	0	-	-
Z	-	-	-	-
F	1250	0	0	0
L	-	0,05	-	-
B	-	-	-	0,25
C	-	-	-	0,9

Tabla 10.- Datos de partida del proceso

En la tabla 10 se han expresado los valores de composición como fracciones másicas. Además, se tienen en cuenta como datos de partida el caudal de agua regenerada dado por el fabricante (*tabla 4*) y la cantidad de sólidos totales obtenidos en el secador de lodos (90%).

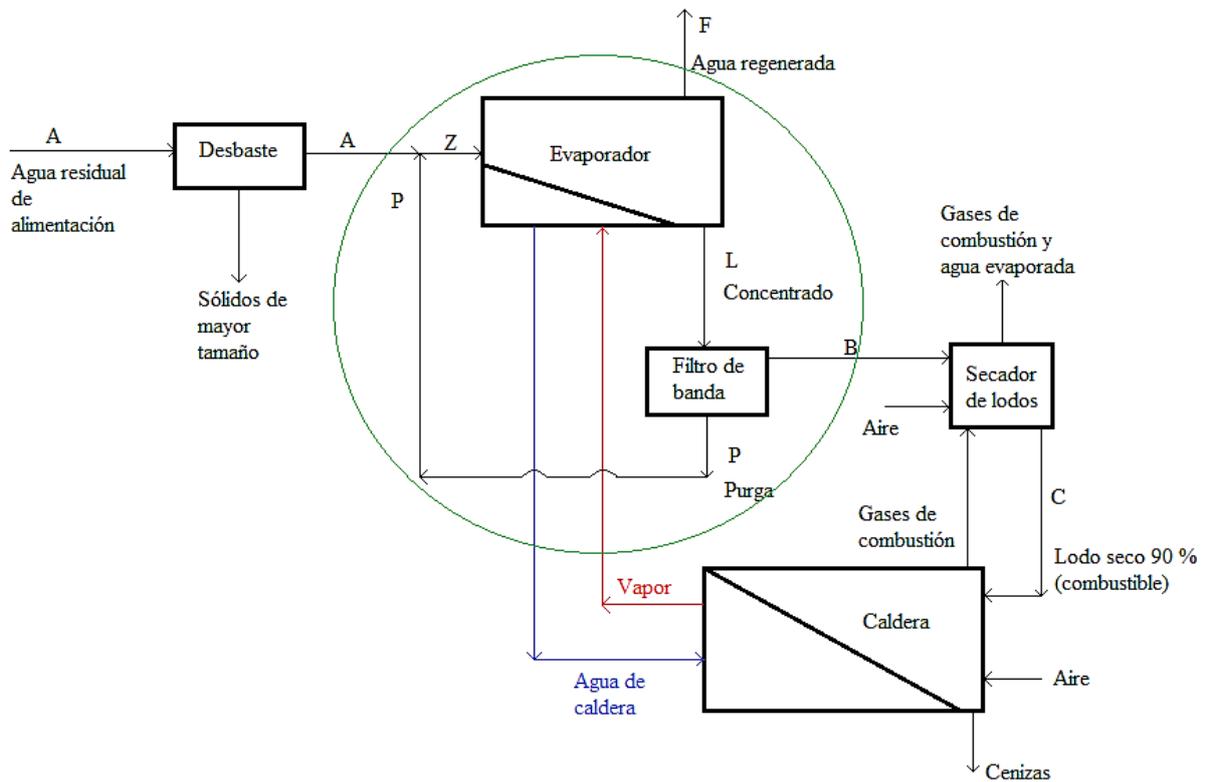
Además, se tienen los siguientes datos de diseño de la caldera facilitados por el distribuidor:

Temperatura de los humos (°C)	Relación aire/combustible	Relación cenizas/combustible
190	7	0,0616

Tabla 11.- Datos de diseño de la caldera CS-PM[®] (ATTSU Térmica[®]).

Cálculo de los caudales y requerimiento energético

En primer lugar se desarrollará un balance de materia teniendo en cuenta las corrientes A, F y B. Por lo tanto, se tendría lo siguiente:



Si se realiza el balance en la zona delimitada, se obtiene:

$$\text{Entrada} + \text{Generación} = \text{Salida} + \text{Acumulación}$$

Si consideramos que no hay generación (no hay reacción química) ni acumulación (régimen estacionario):

$$\text{Entrada} = \text{Salida}$$

Por lo tanto:

$$A = F + B \rightarrow A = 1250 + B$$

Realizando ahora un balance de componentes (ST):

$$0,05 \cdot A = 1250 \cdot 0 + B \cdot 0,25$$

Obteniendo de este balance dos ecuaciones y dos incógnitas, por lo tanto las corrientes A y B quedarían definidas:

$$A = 1562,5 \text{ kg/h}$$

$$B = 312,5 \text{ kg/h}$$

Seguidamente, se realiza un balance de materia en el punto en el que la corriente A y P se unen para dar Z.

$$A + P = Z \rightarrow 1562,5 + P = Z \quad (1)$$

Con el balance de componentes (SS) en el mismo punto:

$$0,015 \cdot A + P \cdot 0 = Z \cdot x_{SSZ}$$

$$23,44 = Z \cdot x_{SSZ} \quad (2)$$

Análogamente, se realiza un balance de materia en el evaporador:

$$Z = 1250 + L \quad (3)$$

Siendo el balance de componentes (SS):

$$Z \cdot x_{SSZ} = 1250 \cdot 0 + L \cdot x_{SSL} \rightarrow Z \cdot x_{SSZ} = L \cdot x_{SSL} \quad (4)$$

Con estas ecuaciones y con los datos de partida que se tienen, se realizan los cálculos pertinentes para definir cada una de las corrientes del sistema.

Como ya se ha mencionado anteriormente, se tomará un valor de $x_{SSL} = 0,05$ (dado por el fabricante del evaporador). Ahora bien, sustituyendo la expresión (2) en la expresión (4), se puede determinar el caudal de la corriente L:

$$L = \frac{23,44}{0,05} = 468,8 \text{ kg/h}$$

Con este valor de L, se puede obtener Z de la ecuación (3):

$$Z = 1718,8 \text{ kg/h}$$

Análogamente, con el valor obtenido de Z se puede determinar el valor de P, a partir de la ecuación (1):

$$P = 156,3 \text{ kg/h}$$

Finalmente, de la ecuación (2):

$$x_{SSz} = 0,0136$$

Expresado en fracción másica.

Con esto, ya tendríamos definidas las corrientes de proceso más importantes. Ahora bien, para conocer el caudal de la corriente C (entrada de lodo a la caldera) se realiza el siguiente procedimiento.

$$ST = B \cdot x_{ST_B} = 312,5 \cdot 0,25 = 78,13 \left(\frac{\text{kgST}}{\text{h}} \right) \text{ en la corriente B}$$

Si en el secador sólo se evapora agua, los sólidos totales que entran al secador por la corriente B, saldrán por la corriente C.

$$\textit{Entrada al secador} = \textit{Salida del secador}$$

Y, además, teniendo en cuenta el dato de diseño del secador (90% de sólidos totales a la salida):

$$C = \frac{78,13 \left(\frac{kgST}{h} \right)}{0,9 \left(\frac{kgST}{kg \text{ total}} \right)} = 86,81 \text{ kg/h}$$

Por lo tanto, la corriente C tendrá un 10% de agua y un 90% de sólidos totales.

A continuación se abordarán los cálculos en la caldera, para ello se tendrán en cuenta los datos facilitados por el fabricante recogidos en la tabla 11 del presente trabajo.

Para obtener el requerimiento energético en la caldera se llevará a cabo el siguiente procedimiento:

$$\dot{m}_{\text{lodo seco}} = 86,81 \left(\frac{kg \text{ C}}{h} \right) \cdot 0,9 \left(\frac{kg \text{ lodo seco}}{kg \text{ C}} \right) = 78,13 \left(\frac{kg \text{ lodo seco}}{h} \right)$$

Conociéndose como datos:

$$P_{\text{vapor}} = 1 \text{ bar}$$

$$\dot{m}_{\text{vapor}} = 500 \text{ kg/h}$$

$$\eta_{\text{producción de vapor}} = 77\% \text{ (Dato del fabricante de la caldera)}$$

$$h_g(1 \text{ bar}) = 2675 \text{ kJ/kg (Valor tabulado)}$$

$$\dot{m}_{\text{lodo seco}} = 78,13 \text{ kg/h}$$

$$PCI_{\text{lodo seco}} = 17.300 \text{ kJ/kg}$$

Se puede realizar el siguiente cálculo:

$$\begin{aligned} Potencia_{t\acute{e}rmica\ disp.} &= 78,13 \left(\frac{kg\ lodo\ seco}{h} \right) \cdot 17300 \left(\frac{kJ}{kg\ lodo\ seco} \right) \cdot \frac{1}{3600} \left(\frac{h}{seg} \right) \\ &= 375,5\ kW \end{aligned}$$

A continuación, se determina la potencia de combustión necesaria para obtener 500 kg/h de vapor:

$$Potencia_{combustión} = 500 \left(\frac{kg}{h} \right) \cdot 2675 \left(\frac{kJ}{kg} \right) \cdot \frac{1}{3600} \left(\frac{h}{seg} \right) \cdot \frac{1}{0,77} = 482,5\ kW$$

Estos dos resultados obtenidos demuestran que es necesario un combustible auxiliar que asegure un caudal de vapor de 500 kg/h.

$$Potencia_{comb.aux.} = 482,5\ (kW) - 375,5\ (kW) = 107\ kW$$

Es decir, el lodo que se obtiene del secador suministraría el 77,8% de la energía necesaria para obtener el caudal de agua regenerada de diseño (1250 l/h).

El combustible auxiliar podría tratarse de biomasa que, al ser mezclado con el lodo, proporcionaría la energía para obtener el vapor necesario en el evaporador a vacío.

Si se tienen en cuenta los valores del poder calorífico para distintas biomásas (tabla 2), se puede realizar una estimación de la cantidad de biomasa necesaria para alcanzar una potencia de combustión de 482,5 kW.

Para la realización de este cálculo se considerará la siguiente expresión:

$$Potencia_{biomasa} = \frac{\dot{m}_{biomasa} \cdot PCI_{biomasa}}{3600}$$

Despejando $\dot{m}_{biomasa}$:

$$\dot{m}_{biomasa} = \frac{Potencia_{biomasa} \cdot 3600}{PCI_{biomasa}}$$

Considerando:

$$Potencia_{biomasa} = 107 \text{ kW}$$

$$1 \text{ kcal} = 4,184 \text{ kJ}$$

Los resultados obtenidos se recogen en la siguiente tabla:

Biomasa		Restos de corcho	Cáscara de arroz	Poda forestal
Poder calorífico	kcal/kg	5.000	4.500	3.500
Poder calorífico	kJ/kg	20.920	18.828	14.644
$\dot{m}_{biomasa}$	kg/h	18,41	20,46	26,30

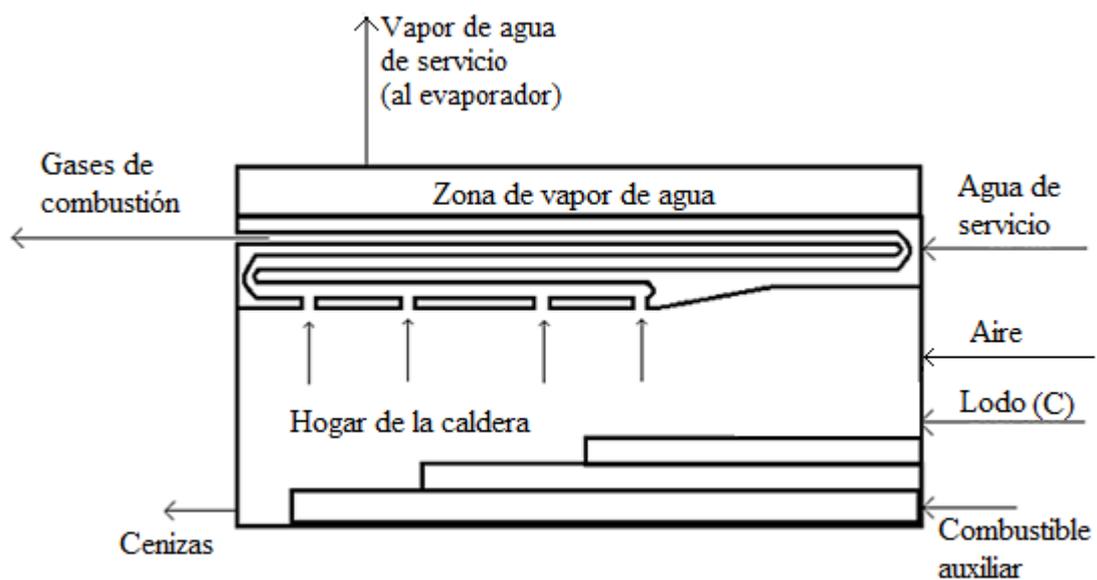
Tabla 12.- Comparación de los caudales máxicos de biomasa necesaria

Con esta tabla comparativa, se pueden visualizar las cantidades aproximadas de biomasa necesarias para producir (junto con el lodo) 500 kg/h de vapor.

De esta manera, si seleccionamos la poda forestal como biomasa, se obtendrá el siguiente caudal másico de combustible en la caldera:

$$\dot{m}_{combustible} = 26,30 \left(\frac{kg\ poda}{h} \right) + 86,81 \left(\frac{kg\ lodo}{h} \right) = 113,11 \left(\frac{kg\ combustible}{h} \right)$$

Para facilitar el entendimiento de los cálculos que se van a realizar a continuación, se añade el siguiente diagrama de la caldera visto en el apartado 5.5. *Caldera de generación de vapor* (fig. 12).



Si se tiene en cuenta el hogar de la caldera en estado estacionario:

$$(Lodo + Comb. auxiliar) + Aire = Cenizas + Gases de combustión$$

Y sabiendo que:

$$\frac{\text{Aire}}{\text{Combustible}} = 7 \left(\frac{\text{kg aire}}{\text{kg combustible}} \right)$$

$$\frac{\text{Cenizas}}{\text{Combustible}} = 0,0616 \left(\frac{\text{kg cenizas}}{\text{kg combustible}} \right)$$

Se puede conocer el caudal de aire necesario para la combustión y la cantidad de cenizas que se generan:

$$\begin{aligned} \text{Aire en la caldera} &= 7 \left(\frac{\text{kg aire}}{\text{kg combustible}} \right) \cdot 113,11 \left(\frac{\text{kg combustible}}{\text{h}} \right) \\ &= 791,77 \left(\frac{\text{kg aire}}{\text{h}} \right) \end{aligned}$$

Análogamente:

$$\text{Cenizas} = 0,0616 \left(\frac{\text{kg cenizas}}{\text{kg combustible}} \right) \cdot 113,11 \left(\frac{\text{kg combustible}}{\text{h}} \right) = 6,97 \left(\frac{\text{kg cenizas}}{\text{h}} \right)$$

Finalmente:

$$\text{Gases de combustión} = \text{Combustible} + \text{Aire} - \text{Cenizas} = 897,91 \left(\frac{\text{kg gas}}{\text{h}} \right)$$

De esta manera quedarían definidas las corrientes de la caldera.

Para finalizar este apartado del anexo de cálculos, es indispensable calcular el caudal de aire necesario en el secador de lodos. Esto se debe a que en el secador de lodos la temperatura máxima de operación es de 130°C y la temperatura de los humos a la salida de la caldera es de 190°C. Por lo tanto, es necesario un caudal de aire determinado (y a una determinada temperatura) para disminuir la temperatura de trabajo desde 190°C a 130°C.

Se tendrán en cuenta las siguientes consideraciones a la hora de realizar los cálculos:

1. $\dot{Q}_{pérdidas} = 0$
2. $T_{ref} = 0^\circ\text{C}$
3. $T_{aire} = 25^\circ\text{C}$

Planteando el balance de energía se obtiene lo siguiente:

$$\dot{m}_{gases} \cdot Cp_{gases} \cdot T_{gases} + \dot{m}_{aire} \cdot Cp_{aire} \cdot T_{aire} = \dot{m}_{mezcla} \cdot Cp_{mezcla} \cdot T_{mezcla}$$

Siendo Cp_{mezcla} :

$$Cp_{mezcla} = \frac{\dot{m}_{gases} \cdot Cp_{gases} + \dot{m}_{aire} \cdot Cp_{aire}}{\dot{m}_{gases} + \dot{m}_{aire}}$$

Sustituyendo el término Cp_{mezcla} en el balance de energía se obtiene la siguiente expresión:

$$\dot{m}_{aire} = \frac{T_{gases} - T_{mezcla}}{T_{mezcla} - T_{aire}} \cdot \frac{Cp_{gases}}{Cp_{aire}} \cdot \dot{m}_{gases}$$

En cuanto a las unidades que se obtendrían, se puede ver como el caudal de gases quedaría multiplicado por un factor adimensional. Por lo tanto, esta expresión resultará en kilogramos por hora.

$$\dot{m}_{aire} = \frac{190 - 130}{130 - 25} \cdot \frac{0,246}{0,239} \cdot 897,91 = 528,12 \left(\frac{kg \text{ aire}}{h} \right)$$

Estando expresado Cp en kcal/kg°C.

Con este caudal de aire en el secador de lodos se consigue rebajar la temperatura de 190°C a 130°C, que es el valor máximo de temperatura admitido en el secador. Con esta temperatura, se podrá obtener un lodo al 90% de sólidos.

Finalmente, se calcula el caudal total de gases dentro del secador (gases de combustión más aire):

$$\dot{m}_{mezcla} = \dot{m}_{aire} + \dot{m}_{gases \text{ combustión}} = 528,12 + 897,91 = 1426,03 \left(\frac{kg \text{ gas}}{h} \right)$$

$$[T = 130^{\circ}C]$$

Para fijar cada concepto, se muestra la siguiente tabla con todos los resultados obtenidos:

Corriente	Caudal (kg/h)
A	1.562,50
Z	1.718,80
P	156,3
F	1.250,00
L	468,8
B	312,5
C	86,81
Combustible auxiliar	26,30
Aire caldera	791,77
Gases caldera	897,91
Cenizas caldera	6,97
Aire secador	528,12
Gases totales secador	1.426,03

Tabla 13.- Valores de los caudales determinados

Cabe destacar que estos valores obtenidos son el resultado de elegir la poda forestal como combustible auxiliar. Para cualquier otro tipo de biomasa, los caudales en la caldera y en el secador de lodos variarán.

