



Universitat Jaume I

**Escola Superior de Tecnologia i Ciències
Experimentals**

Grau en Enginyeria Química

Estudio de mejoras para el tratamiento de aguas residuales en una planta de atomizado.

Trabajo Fin de Grado

Autor/a

Gorka Marco Velasco

Tutor/a

Enrique Javier Sánchez Vilches

Castellón, julio de 2022

Han pasado cinco años desde que entré, nervioso, a mi primera clase en la universidad. No conocía a nadie y tampoco me atrevía a hablar con mis compañeros, pero ha sido esta etapa de mi vida la que me ha permitido conocer a personas que valen la pena, encontrar personas de actitud intachable a las que admirar y conocer otros países, otras culturas y, en definitiva, otra manera de hacer las cosas.

Es por esto por lo que me siento en la obligación de agradecer a esas personas que siempre han velado por mí durante estos años. Gracias a Dani y Amal por una amistad basada en el apoyo mutuo lejos de la toxicidad competitiva de otros grupos. Gracias a Paula, Esther, Marta, Irene y en definitiva a todas las “*Ingenieras en apuros*” por el apoyo durante estos últimos años, por siempre tener una palabra bonita en todo momento y por cada rato que hemos pasado juntas en general.

También quiero expresar mi más sentido amor y admiración por Paula C., mi compañera de confinamiento, mi confidente, el contraste que necesito en mi vida. Y también por Marcos, el alma de toda una clase, la sonrisa por bandera, mi amigo sincero y atento.

Además, quisiera agradecer al IUTC en general y a aquellas personas en particular que han hecho este proyecto posible: el doctor Eugeni Cañas, Adreea Sima y por supuesto mi tutor, Enrique Sánchez, que me han dado el apoyo necesario para poder llevar a cabo el presente documento.

Por último, pero no por ello menos importante, me gustaría aplaudir la labor docente de la mayoría de los profesores del grado en Ingeniería Química de la UJI, como por ejemplo María José Orts, Ana Gozalbo o el propio Enrique Sánchez, que bajo mi punto de vista incentivan a los alumnos a seguir aprendiendo.

1. ÍNDICE GENERAL

El índice general para este proyecto titulado “Estudio de mejoras para el tratamiento de aguas residuales en una planta de atomizado”, consistirá en los siguientes puntos, coincidentes con los documentos básicos que conforman el proyecto:

0. Resumen
1. Índice General
2. Memoria
3. Anexos
4. Planos
5. Pliego de condiciones
6. Presupuesto

2. MEMORIA

Índice de la memoria

1. Objeto.....	1
2. Alcance.....	2
3. Antecedentes.....	3
3.1. Obtención del polvo atomizado.....	4
3.2. Importancia de la eliminación del tratamiento químico.....	6
3.3. Operaciones desarrolladas.....	7
3.3.1. Centrifugación.....	8
3.3.2. Filtración.....	9
4. Normas y referencias.....	12
4.1. Disposiciones legales y normas utilizadas.....	12
4.2. Programas utilizados.....	12
4.3. Bibliografía.....	12
4.4. Otras referencias.....	13
5. Abreviaturas.....	15
6. Requisitos de diseño.....	18
7. Análisis de soluciones.....	24
7.1. Hidrociclones.....	24
7.2. Sedimentación.....	26
7.3. Centrifugación.....	26
8. Resultados finales.....	29
8.1. Viabilidad técnica.....	29
8.2. Viabilidad económica.....	29
9. Planificación.....	33
10. Orden de prioridad entre los documentos básicos.....	34

1. Objeto

El tratamiento fisicoquímico de las aguas residuales hace uso de productos coagulantes y floculantes, que influyen negativamente en el comportamiento reológico de la suspensión a tratar, reduciendo así el rendimiento energético del proceso de atomización, por lo que es conveniente estudiar un proceso que tenga en vista el desarrollo del polvo atomizado.

El objetivo de este proyecto radica en discernir cuál de las alternativas presentadas al tratamiento fisicoquímico de las aguas residuales es la más conveniente para tratar un caudal de 25 m³/h de agua industrial con restos de materiales cerámicos como polvo atomizado, esmalte y otros aditivos en términos de características del producto y de economía. Para ello, se utilizarán como base unos ensayos realizados en el IUTC, donde se estudió una muestra esta agua residual.

Concretamente, se presentan dos procesos de separación en los que se prescinde del tratamiento fisicoquímico:

- Una centrífuga de discos seguida de un filtro prensa.
- Un filtro centrífugo, eliminando la etapa de filtroprensado.

2. Alcance

Se pretenderá en este trabajo conseguir el objetivo definido en el punto anterior mediante revisión bibliográfica de trabajos y equipos basados en los conceptos fundamentales de los que consta el proyecto. El desarrollo de este proyecto se constituirá en los siguientes pasos:

- Selección de los equipos a utilizar en cada línea de proceso.
- Seguimiento de la evolución del producto tras cada etapa.
- Estudio y viabilidad económica de cada proceso.

3. Antecedentes

Uno de los rasgos más característicos de la industria cerámica es el uso de materiales inorgánicos en mayor medida que otros sectores. Siendo los distintos tipos de arcillas las materias primas por excelencia de esta industria en otros tiempos, la evolución de las empresas del sector queda patente ante la amplia variedad de materiales con los que se trabaja hoy en día en este campo.

Sin embargo, una de estas materias primas ha permanecido invariable a lo largo de la larga historia de la cerámica, y esta no es otra que el agua. El agua juega un papel fundamental en lo que respecta a la fabricación de materiales cerámicos: desde la humectación de piezas como paso previo antes de la cocción, hasta su utilización durante procesos implicados en el tratamiento de estos materiales (equipos que funcionan en la denominada como “vía húmeda”), pasando por la limpieza de la gran mayoría de los equipos utilizados en la industria, como se puede observar en el esquema de la figura 1.

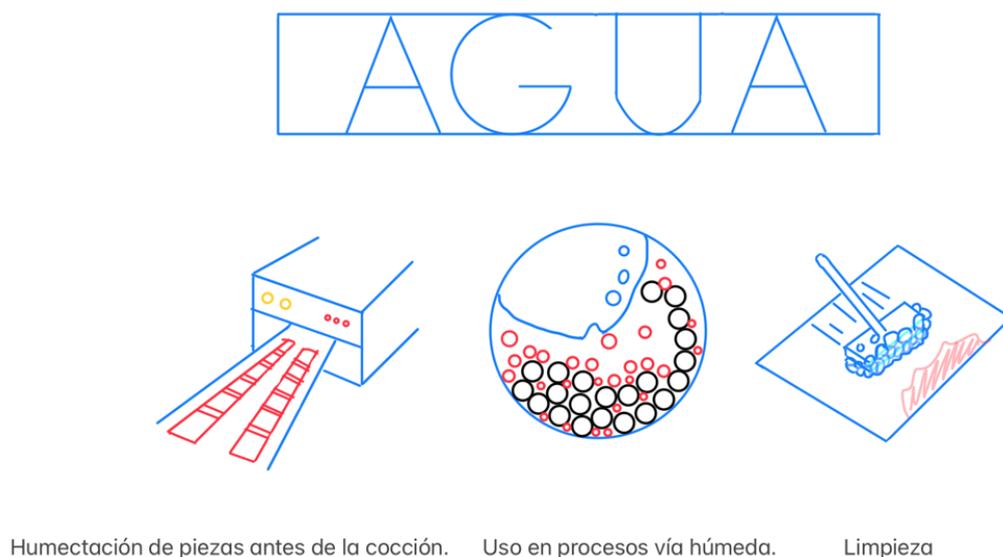


Figura 1. Esquema de utilización del agua en la industria cerámica.

Fuente: Elaboración propia.

Es por estos motivos por los que el tratamiento de las aguas residuales tiene una importancia crítica durante la fase de diseño de cualquier proyecto en el sector cerámico, además del valor que posee en actividades ajenas a las industriales que conciernen a la sociedad en general.

3.1. Obtención del polvo atomizado

La materia prima que va a utilizarse en este trabajo va a ser, como se ha dejado claro en los apartados anteriores, agua residual proveniente de una planta de atomizado, el cual quedará, al final de cada proceso, como producto independiente al agua tratada en la instalación, en forma de torta húmeda o seca.

Este atomizado se elabora, en primera instancia, con una suspensión de material cerámico particulado, homogeneizado previamente por vía seca o húmeda en molinos de bolas, de modo que la función del atomizador (figura 2) es proyectar la suspensión en cuestión mediante la pulverización de ésta en pequeñas gotas (un diámetro entre 20 y 200 μm).



Figura 2. Imagen de un atomizador a nivel industrial.

Fuente: ICF-Welko.it

Una vez realizado este paso, las gotas son propulsadas neumáticamente por un caudal de aire muy caliente —aproximadamente 500°C—, proveniente de quemadores convencionales o, en los últimos tiempos, derivado de los gases de escape de turbinas de cogeneración.

Estos gases calientes dotan al sólido de una forma casi esférica y seca el material por la parte exterior, mientras que sigue conteniendo líquido en su interior debido a la rapidez del secado, resultando en un material pulverulento pero muy fluido. Tras esta etapa, el material sufre un enfriamiento brusco, de modo que mantiene la morfología esférica, tal como puede verse en la figura 3:

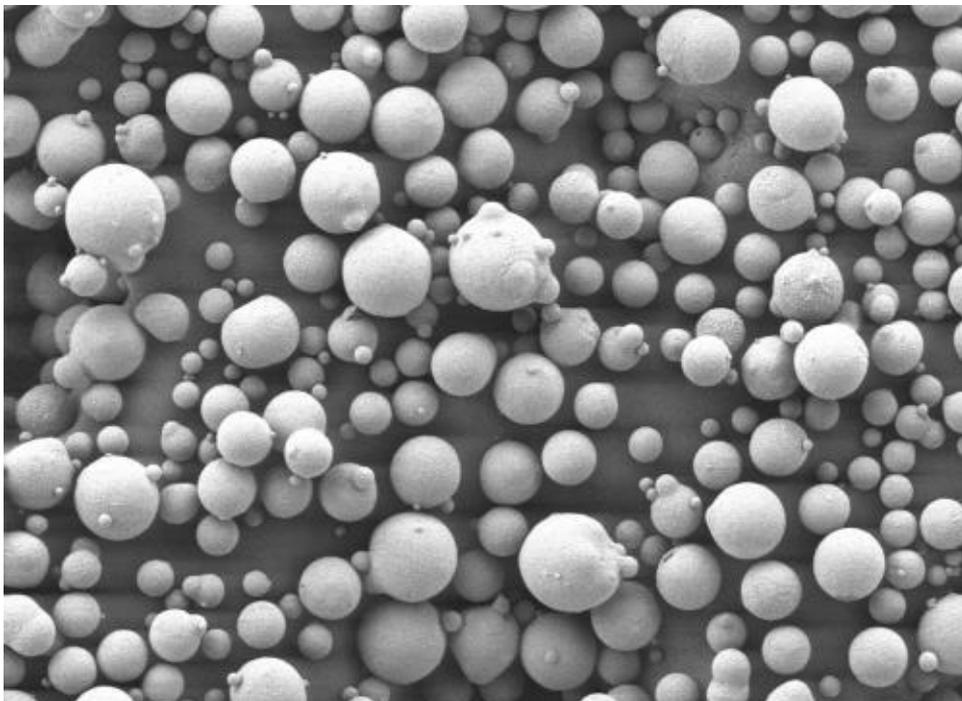


Figura 3. Imagen magnificada de material atomizado.

Fuente: ceramique-technique.com

Esta técnica es bastante habitual en la industria ya que posee múltiples ventajas, ya que la eficiencia energética es aceptable debido a la baja capacidad calorífica de los materiales arcillosos, permite trabajar con suspensiones muy concentradas ($\geq 70\%$ en peso) y, el más importante es que dota al material de una distribución de tamaños bastante homogénea, de igual manera que la geometría de estas partículas.

El principal inconveniente es la posible adhesión de parte del material atomizado a las paredes de la cámara de secado, causando así que parte del material quede atrapado en el equipo.

En cuanto a las aplicaciones de este tipo de materiales, en la industria cerámica el atomizado se usa en procesos que requieran material particulado fino y con un grado de humedad determinado.

3.2. Importancia de la eliminación del tratamiento químico

Las alternativas derivadas de este proyecto se basan en la simple aplicación de principios físicos para la separación de sólidos particulados del agua residual que los contiene, en contraste con los métodos tradicionales de tratamiento de aguas residuales que se llevan a cabo en la industria, que suelen añadir a este tratamiento físico una etapa previa de tratamiento químico, haciendo uso de coagulantes y floculantes entre otros componentes, tal como se observa en la figura 4.

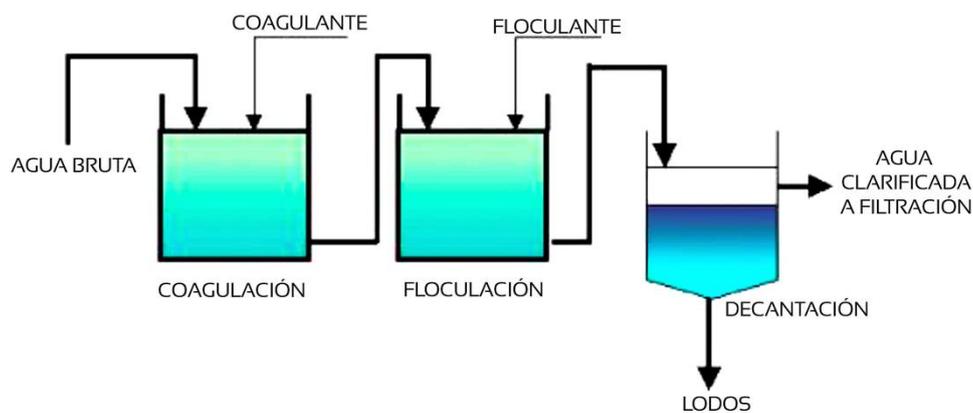


Figura 4. Proceso típico de tratamiento fisicoquímico de aguas residuales.

Fuente: [Sustainable Sanitation and Water Management!](#)

El proceso, tal y como está descrito en la figura anterior y más en detalle en la figura 5, necesita un agente coagulante, que desestabiliza parcialmente la homogénea carga negativa característica de las partículas coloidales usadas en la industria cerámica, de modo que este material particulado ya no se repela electrostáticamente, sino que pase a atraerse y aumente así el tamaño de partícula de los sólidos del sistema.

En el siguiente reactor se agrega el floculante. Este componente consiste de manera frecuente en largas cadenas de polímeros de alto peso molecular, a lo largo de las cuales existen multitud de centros activos a los cuales el material coagulado puede adherirse, agrupándose e incrementando todavía más el tamaño de partícula del material, haciendo de este modo que pueda precipitar con notablemente más celeridad, pasando así a la fase del sedimentador.

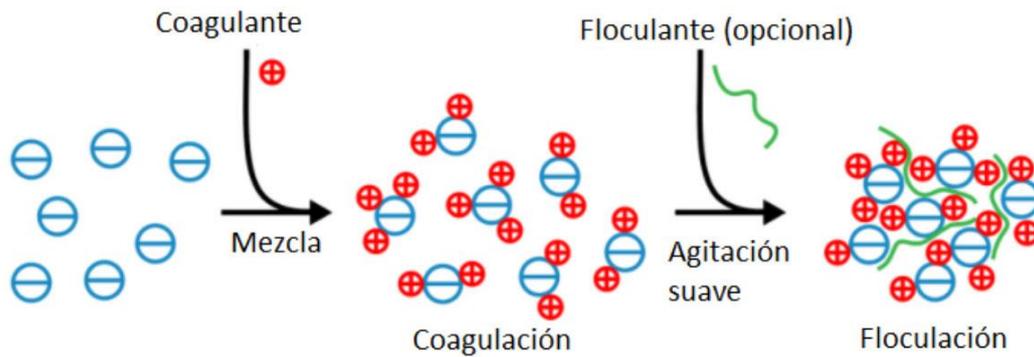


Figura 5. Proceso químico de tratamiento de aguas.

Fuentes: Matelco.es

En ocasiones, estos reactivos se usan de manera independiente al proceso que se esté llevando a cabo sin caer en la cuenta de cómo pueden afectar a algunos procesos de la industria cerámica. Concretamente, para el proceso que se estudia en este proyecto, estos reactivos provocan cambios importantes en la reología del agua residual que se desea tratar y, consecuentemente, en la suspensión que se usa como alimento del atomizador, requiriendo la adición de desfloculante para aumentar la concentración de sólidos y disminuir el tamaño de partícula de éstos.

Sumado a la baja optimización energética, para la operación de tratamiento de agua residual en continuo se requiere un control estricto de la dosis de reactivos —una dosis muy baja deja sólidos en suspensión, aumentando la turbidez, mientras que una cantidad demasiado alta contamina el clarificado— y un mantenimiento regular de los distintos reactores. Lo que se propone en este estudio es una separación más limpia, sin necesidad de aditivos mediante el uso de operaciones de centrifugación y separación sólido- líquido a través de medios filtrantes.

Estos hechos, unidos al gasto que suponen los propios reactivos para el tratamiento de las aguas residuales, pueden implicar un aumento trascendente en los gastos de la planta.

3.3. Operaciones desarrolladas

Teniendo en cuenta todo lo comentado en el punto anterior, la actividad llevada a cabo a lo largo del proyecto va a estar basada en las tecnologías de centrifugación y filtración mediante elementos capaces de cernir el líquido del material atomizado.

3.3.1. Centrifugación

Por lo que respecta a la operación de centrifugación, ésta puede encontrarse en múltiples ámbitos de la industria, y se basa en la aplicación de la fuerza centrífuga al caudal de alimentación que se introduzca al equipo en cuestión. Esta fuerza, mucho más potente que la gravitatoria, se traslada a la suspensión que se debe separar mediante la rotación a altas velocidades del equipo (figura 6).



Figura 6. Centrifuga industrial.

Fuente: maquinaindustrial.com.br

En estos equipos, la capacidad de centrifugación es un valor comparado con la fuerza de la gravedad, de modo que se habla de una centrífuga de 1000 g, por ejemplo, cuando este equipo ejerce una fuerza centrífuga mil veces superior a aquella con la que actúa la gravedad.

Dependiendo de la alternativa del proyecto que se estudie, la centrifugación estará aplicada de manera conjunta con sedimentación (centrífuga de discos, figura 7 a)) o con filtración (centrífuga de rasqueta, figura 7 b)). El funcionamiento de cada uno de los equipos se detallará en apartados posteriores.



Figura 7. Aspecto de la centrífuga a) de discos y b) de rasqueta.

Fuentes: [Centrífuga Alfa Laval](#) y [Krauss-Maffei](#)

Independientemente de la aplicación concreta, existen generalidades aplicables a la totalidad de las centrífugas, así como de las suspensiones que las alimentan, en el caso de la separación sólido-líquido. La eficiencia de la separación depende de diversos factores, dependiendo qué elemento se estudie.

En cuanto a la suspensión, ésta podrá separarse más fácilmente cuanto menor sea el contenido en sólidos que la componen, así como mayor sea la densidad de éstos. Por otro lado, también influyen directamente algunos de los parámetros relativos a la centrífuga, como por ejemplo el diámetro y la altura de la cámara de centrifugación o la velocidad a la que rota el equipo.

La tecnología relativa a la centrifugación es, a día de hoy, prometedora en lo que respecta a la separación sólido-líquido, ya que es capaz de proporcionar una separación eficiente en suspensiones de materiales particulados, sean cerámicos o no, aunque la contraparte a estas ventajas puede radicar en el coste de inversión de estos equipos.

3.3.2. Filtración

La filtración es una operación que consiste en hacer pasar una suspensión —o sólidos contenidos en un medio líquido, en general— a través de un medio permeable y relativamente fino, de manera que los sólidos quedan retenidos por este medio, formando lo que en la

industria se conoce con el nombre de “torta” y dejando pasar el filtrado, que es el líquido sin contenido en sólidos.

Conforme se avanza en el proceso de separación y, en consecuencia, en el proceso de formación de la torta, tanto el medio filtrante como la capa de sólido desarrollados oponen cierta resistencia a la separación entre el sólido y el líquido, por lo que la manera más habitual de operar es aplicando una presión manométrica de un orden de magnitud de varias veces la presión atmosférica.

Debido al fenómeno de formación de la torta en la superficie del medio filtrante, el método de funcionamiento de los equipos de filtración (como el filtro prensa, mostrado en la figura 8) siempre suele ser discontinuo, es decir, se suele operar en ciclos de filtración.



Figura 8. Filtro prensa.

Fuente: hidrometalica.com

En estos ciclos, la primera etapa es la de formación de la torta —bien debido al gradiente de presión aplicado o por el efecto de la aplicación de fuerza centrífuga a la alimentación del filtro—, donde al inicio de la operación la tasa de filtrado será muy alta, en contraste la resistencia del filtro, y el caso inverso según avanza el proceso.

Cuando se procesa un volumen determinado de alimento o en el momento en el que se satura el filtro, se pasa a la fase de limpieza del filtro y lavado de la torta formada, de modo que el filtro queda de nuevo totalmente operativo y listo para el desarrollo de un nuevo ciclo.

Esta operación es preferible frente a otros tipos de proceso como por ejemplo la evaporación o el secado, que requieren un copioso suministro energético.

4. Normas y referencias

4.1. Disposiciones legales y normas aplicadas

A lo largo del desarrollo del proyecto, se han seguido las normas siguientes:

- UNE 157001:2014. Criterios generales para la elaboración formal de los documentos que constituyen un proyecto técnico.
- UNE-EN ISO 5455, Dibujos técnicos. Escalas (ISO 5455:979).
- Ley 31/1995, de 8 de noviembre de Prevención de Riesgos Laborales.
- REAL DECRETO 486/1997, Por el que se establecen disposiciones mínimas de Seguridad y Salud en los lugares de trabajo.
- Norma UNE- EN 13480-3, Diseño de conducciones.
- UNE 1032, Dibujos técnicos. Principios generales de representación.
- Norma UNE- EN 13480-3, Diseño de conducciones.

4.2. Programas de cálculo

Los programas utilizados para elaborar la parte técnica del proyecto han sido:

- Microsoft Excel 2016
- Microsoft Word 2016
- Autocad 2022
- Arquímedes
- Project Professional
- Adobe Acrobat Reader

4.3. Bibliografía

- A. Nuntiya and S. Prasanphan. The Rheological Behavior of Kaolin Suspensions. Chiang Mai J. Sci. 2006; 33(3).

- M. O. Bustamante-Rua, N. R. Rojas-Reyes, G. R. Quitian-Chila. Fine material effect on kaolin suspensions rheology. DYNA 83 (195), pp. 105-111. February 2016.
- A. Cambiella, J. M. Benito, C. Pazos, J. Coca. Centrifugal Separation Efficiency in the Treatment of Waste Emulsified Oils. Trans IChemE, Part A, Chemical Engineering Research and Design, 2006, 84(A1): 69–76.
- R. Lander, C. Daniels, F. Meacle. Efficient, Scalable Clarification of Diverse Bioprocess Streams. BioProcess International. November 2005.
- L. Svarovski. Solid-Liquid Separation. Ed. Butterworth-Heinemann, 4a Edición, 2000.
- J. M. Coulson, J. H. Harker, J. R. Backhurst. Chemical Engineering Vol. 2, Ed. Butterworth-Heinemann, 5a Edición, 2002.
- J. L. Quintela Cortes. Atomizado de arcillas: tarifas eléctricas, menos competitividad y aumento de gases de efecto invernadero. Congreso Nacional de Medio Ambiente, 2014.
- Anónimo. Secado de primeras materias cerámicas por atomización. Ceramic Age, Vol. 61, núm. 5. mayo 1956, pág. 20.
- R. Mondragón, J. E. Julia, A. Barba, J. C. Jarque. El proceso de secado por atomización: formación de gránulos y cinética de secado de gotas. Bol. Soc. Esp. Ceram. Vidr. Vol. 52. 4, 159-168, Julio-Agosto 2013.
- E. Cañas. Sustitución del proceso de floculación en una planta de obtención de polvo atomizado. Octubre 2021.
- A. del Villar, APROXIMACIÓN A LOS COSTES DE PRODUCCIÓN Y VALORACIÓN DEL AGUA REGENERADA, 15 de diciembre de 2016.
- B. FERRARI, R. MORENO, F.F. LANGE. Comportamiento coloidal de un caolín deshidratado, Boletín de la Sociedad Española de Cerámica y Vidrio, 39 [2] 229-235 (2000).

4.4.Otras referencias

- https://www.alibaba.com/product-detail/Industrial-filterpress-plate-and-frame-filter_1600180541524.html
- https://www.alibaba.com/product-detail/Peeler-Centrifuge-Centrifuge-Peeler-Centrifuge-Horizontal_1600234390045.html?spm=a2700.7724857.normal_offer.d_title.971cd8e63UL4FI&s=p

- http://hdcentrifuge.com/upload/2794/download/1/pdf/16_3_siphon_peeler_centrifuges_en.pdf
- <https://prtr-es.es/Data/images//Resumen%20ejecutivo%20BREF.%20Fabricaci%C3%B3n%20de%20Cer%C3%A1mica-1536928980A476FE.pdf>
- <https://ceramique-technique.com/en/processes/powder-atomisation>
- <https://sswm.info/es/gass-perspective-es/tecnologias-de-agua-y-saneamiento/tecnologias-de-abastecimiento-de-agua/coagulaci%C3%B3n-floculaci%C3%B3n-y-separaci%C3%B3n>
- [ad990b26a57fed33d94d2ce379787232000060.pdf \(ccoo.es\)](#)
- [Calculadora de TIR | Cómo calcular la Tasa Interna de Retorno | Numdea](#)
- [COAGULACIÓN Y FLOCULACIÓN DEL AGUA \(usal.es\)](#)
- [Eurostat - Data Explorer \(europa.eu\)](#)

5. Abreviaturas y variables utilizadas

Con el objetivo de evitar repeticiones y que el texto del presente documento sea lo más conciso posible, se presenta en el siguiente apartado una serie de abreviaturas que pueden ser de interés conocer previamente al apartado técnico del proyecto.

E: Corriente de entrada al sedimentador centrífugo (centrífuga de discos).

S: Corriente de salida de sólidos concentrados de la centrífuga de discos y de entrada al filtro prensa.

C: Corriente de líquido clarificado saliente de la centrífuga de discos.

Q: Caudal volumétrico de una corriente ($m^3/día$, normalmente).

CS: Contenido en sólidos de una corriente (kg sólido/kg totales).

ρ : Densidad de una corriente (kg/m^3).

x: Tamaño de partícula determinado (m).

$x_{máx}$: Tamaño máximo de partícula para una operación (m).

x_{50} : Tamaño de la partícula que marca el percentil 50 de la distribución de tamaños (m).

ω : Velocidad angular de la centrífuga de discos y del filtro centrífugo (rad/s).

μ : Viscosidad del líquido filtrado (Pa·s).

n: Número de discos de los que consta el sedimentador centrífugo.

y: Altura de sedimentación de sólidos en cada disco de la centrífuga (m).

a: Espaciado entre discos del sedimentador (m)

Z: Eje con dirección paralela a la de los discos.

r_2 : Radio desde el centro de la centrífuga hasta el borde exterior del disco (m).

r_1 : Radio desde el centro de la centrífuga hasta el borde interior del disco (m).

θ : Ángulo que forman los discos con la vertical (radianes).

G(x): Función de rendimiento para la centrífuga de discos.

Σ : Coeficiente de capacidad teórica de la centrífuga de discos (m^2).

v_g : Velocidad de sedimentación de las partículas (m/s).

N_{agujeros} : Número de agujeros de salida del sedimentador centrífugo.

A: Súperficie (m^2).

D: Diámetro (m).

F: Corriente de volumen de filtrado a la salida del filtro prensa.

T: Corriente de torta formada durante la filtración.

ϵ : Porosidad de la torta desarrollada.

l: Espesor de la torta formada (m).

L: Resistencia del medio filtrante en espesor de torta equivalente (m).

ΔP : Presión manométrica ejercida para llevar a cabo la filtración (Pa).

S_0 : Superficie específica de las partículas sólidas (m^{-1}).

R_T : Resistencia que ofrece la torta durante el filtrado (m^{-1}).

R_F : Resistencia del medio filtrante a lo largo del proceso (m^{-1}).

α : Resistencia específica de la torta formada (m/kg).

w: Masa de torta formada por unidad de superficie filtrante (kg/m^2).

c_s : Concentración de sólidos ($kg \text{ sólido}/m^3 \text{ filtrado}$).

V: Volumen (m^3).

W: Producción de volumen de filtrado por unidad de tiempo (m^3/s).

t' : tiempo de acondicionamiento del filtro prensa (s).

N_{ciclos} : Número de ciclos que se llevan a cabo en el filtro prensa.

H: Altura del equipo estudiado (m).

R: Distancia desde el centro del filtro centrífugo hasta el medio filtrante (m).

r' : Distancia desde el centro del filtro centrífugo hasta la interfase torta-agua (m).

r_0 : Distancia desde el centro del filtro centrífugo hasta la superficie del agua (m).

v : volumen de torta desarrollada por volumen de líquido filtrado (m^3 torta/ m^3 de filtrado).

z = Altura del punto escogido en el balance de energía mecánica (BEM) (m).

ΔF = Pérdida de carga debida a tramos rectos y accidentes (J/kg).

\dot{W} = Potencia específica teórica de la bomba (J/kg).

W = Potencia real de la bomba (kW).

f = Coeficiente de frotamiento.

Re = Número de Reynolds para medir el tipo de flujo en conducciones.

η = Rendimiento de la bomba.

NPSH = Carga de succión neta disponible (m).

C_p = Calor específico (J/kg·K).

L_v = Calor de vaporización (J/kg).

PR = Periodo de retorno (años).

VAN = Valor actual neto (€).

TIR = Tasa interna de retorno (%).

6. Requisitos de diseño

El proyecto aquí presente se basa, tal y como se ha comentado en apartados anteriores, en la sustitución del proceso fisicoquímico de las aguas residuales producidas en una fábrica de atomizado, es decir, pasar del esquema de la figura 9 al que aparece en la figura 9 o derivados del mismo:

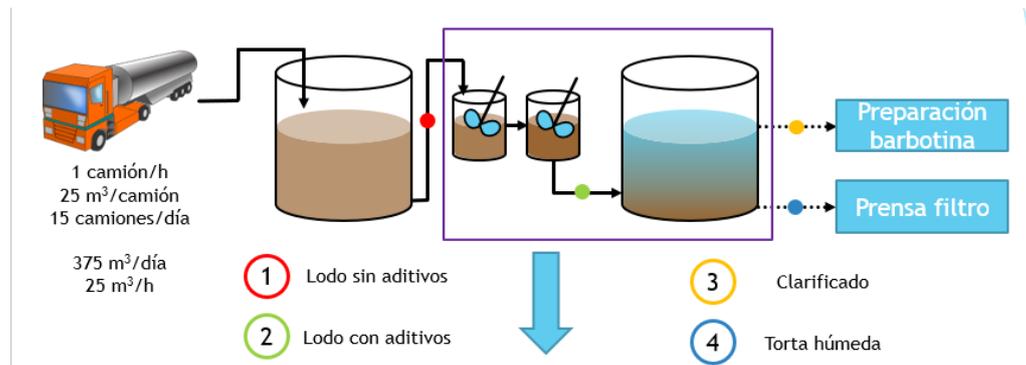


Figura 9. Proceso de depuración anterior.

Para ello, se han realizado una serie de ensayos a pequeña escala en las que se han medido variables características que proporcionan información valiosa sobre las consecuencias de cada proceso en el material tratado.

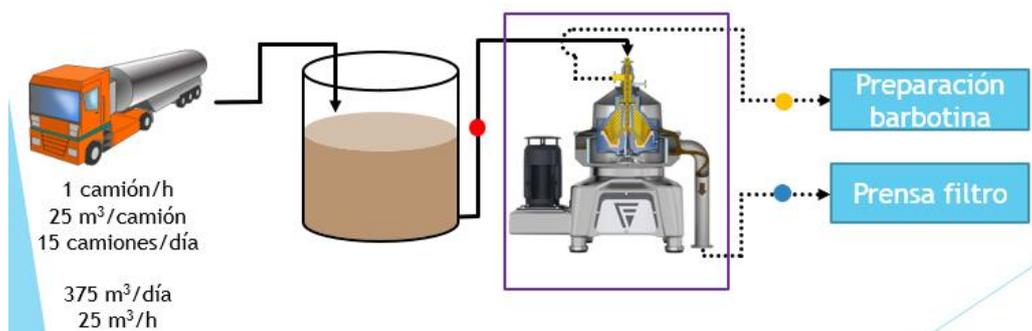


Figura 10. Proceso de separación sugerido.

Estos parámetros son, concretamente, viscosidad, turbidez y tamaño de partícula. Dichas variables se muestran en las siguientes figuras, diferenciando entre proceso con aditivos químicos y el que carece de ellos. En la figura 11 aparece la diferencia entre las viscosidades de ambos tratamientos.

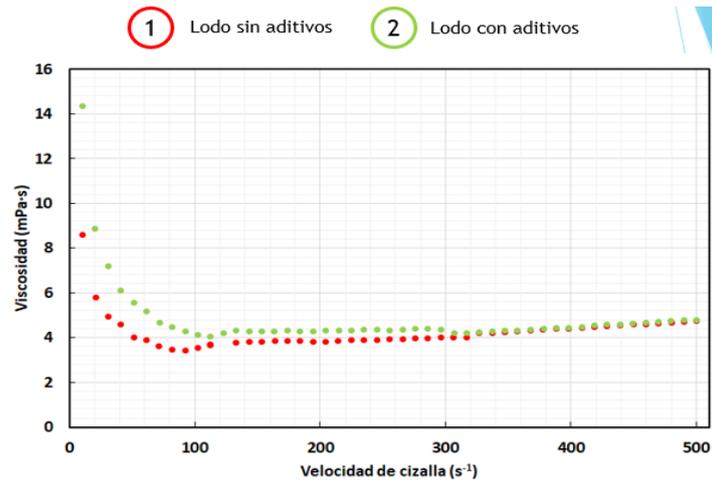


Figura 11. Viscosidades de ambos procesos.

En la gráfica que se muestra en la parte superior se observa cómo, antes de cualquier procesado, las suspensiones de lodos de naturaleza cerámica a las cuales no se les ha añadido aditivos poseen una menor viscosidad (alrededor de un 25% menos) cuando se encuentran sometidas a fuerzas de cizalla muy bajas, mientras que esta diferencia se reduce conforme se aumenta la velocidad de la cizalla, hasta estabilizarse al alcanzar una cizalla aproximada de 300 s^{-1} .

En cuanto a las distribuciones de tamaño de las partículas, estas también poseen diferencias apreciables, tal y como se observa en la figura 12:

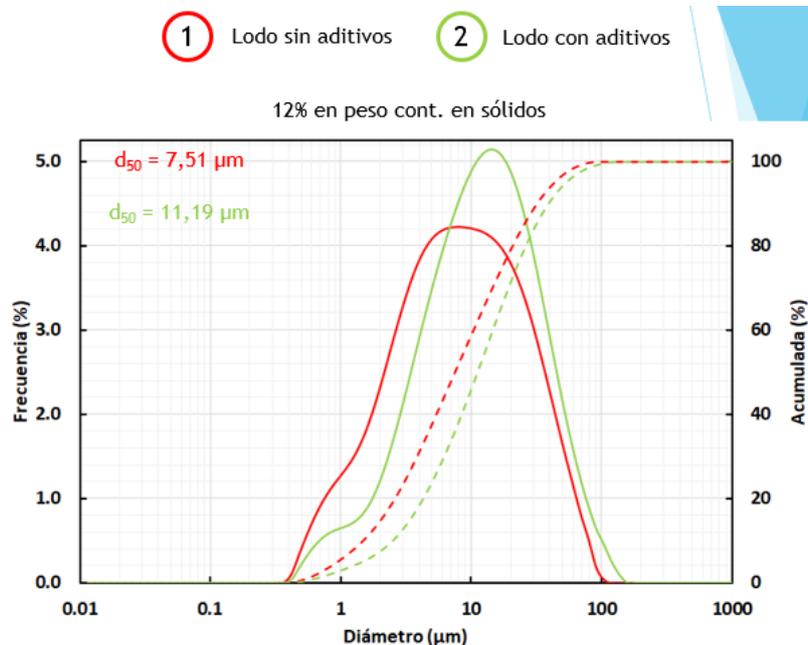


Figura 12. Distribución de tamaños con y sin presencia de aditivos químicos.

En cuanto a las distribuciones que se reflejan en la representación anterior, se observa claramente, tanto en la frecuencia individual, como en la acumulada e incluso en el valor del parámetro d_{50} , como los valores de tamaño de partícula son superiores a los que caracterizan la distribución sin aditivos.

Este fenómeno es el habitual en los procesos fisicoquímicos, precisamente para favorecer la sedimentación de las partículas coaguladas y floculadas, formadas por la agrupación de partículas de, en este caso, esmaltes, arcillas y aditivos cerámicos. Ambas distribuciones se sitúan generalmente entre los 0,5 y los 100 μm .

La mayor diferencia se localiza en las frecuencias individuales donde, en el caso de la suspensión con aditivos, existe una mayor frecuencia entre los 8 y los 20 μm de diámetro de partícula, mientras que la distribución sin compuestos químicos se encuentra más repartida en cuanto a diámetros de partícula.

En cuanto a la turbidez es un parámetro muy utilizado en el estudio y caracterización de aguas, por lo que resulta conveniente para el análisis del sobrenadante que queda tras la centrifugación de la suspensión. Los resultados del estudio previo respecto a esta variable son los que se muestran en la figura 13:

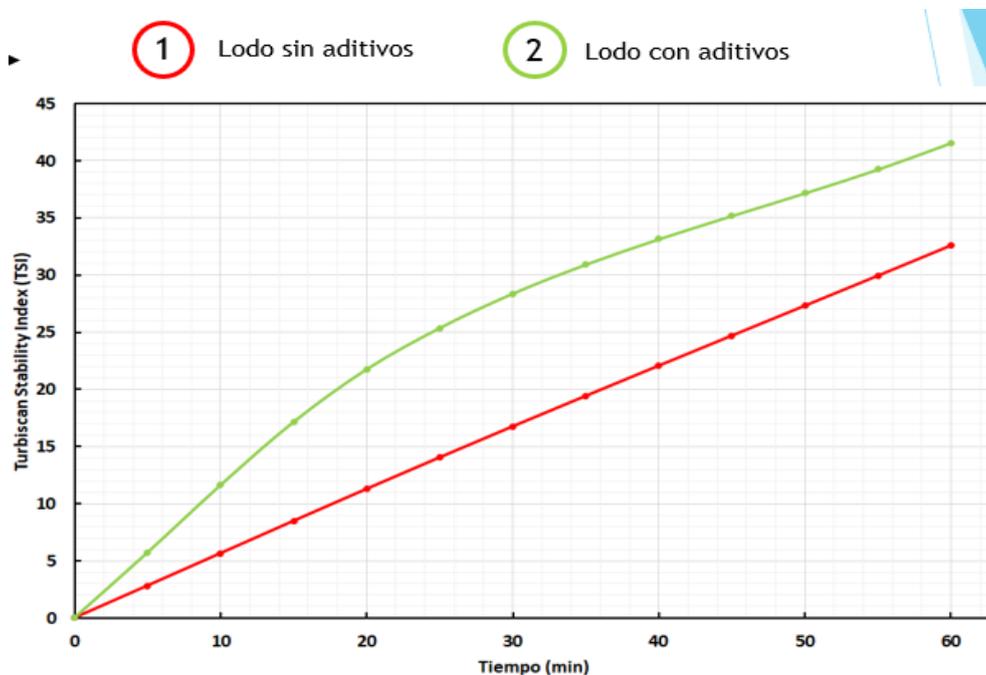


Figura 13. Turbidez de los procesos estudiados.

Esta variable es la que marca la mayor diferencia entre ambos tipos de separación, que hasta ahora resultaban bastante parejos. En esta gráfica se observa en primer lugar cómo el tratamiento tradicional de aguas residuales, el que contiene aditivos químicos, posee un mayor nivel de turbidez que el proceso sugerido en este proyecto (sin aditivos).

Además, también cabe reseñar el comportamiento de la turbidez respecto el tiempo de operación en ambos procesos. En el caso de la separación mediante la centrífuga, la turbidez evoluciona de manera prácticamente lineal con el tiempo, resultando muy sencilla de modelizar, mientras que el tratamiento fisicoquímico muestra un desarrollo más complejo, definitivamente no lineal y de difícil modelización.

Por todos estos motivos, se presentan las dos alternativas al tratamiento fisicoquímico que se han ido mencionando a lo largo del documento. Estos dos procesos se denominarán durante el documento como “Alternativa 1” (el proceso consistente en el sedimentador centrífugo y el filtro prensa) y “Alternativa 2” (en el caso de los filtros centrífugos). Ambas líneas de proceso pueden observarse en las figuras 14 y 15:

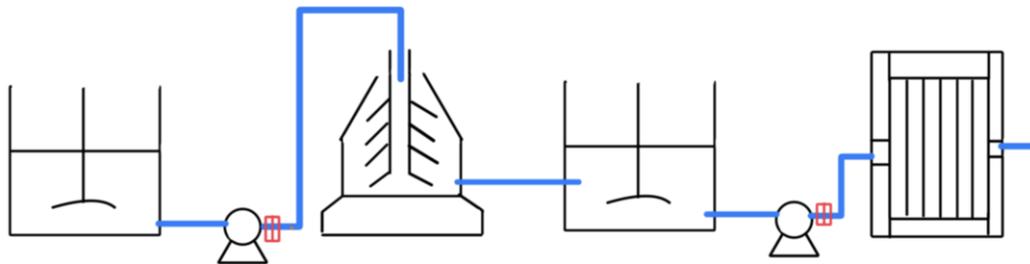


Figura 14. Línea de proceso de la alternativa 1.

Tal y como se ha mencionado en el párrafo anterior, esta alternativa consiste en la implementación de una centrífuga de discos, que hará las veces de sedimentador si se compara con un proceso de tratamiento de agua residual convencional. Dos corrientes distintas abandonarán este equipo, una de clarificado con un mínimo contenido en sólidos y otra de una suspensión más concentrada que la inicial (en torno al 50% en peso de sólidos frente al 12% inicial). Esta última será la que permanezca en la línea de proceso, donde seguirá la separación de los componentes.

A esta centrífuga se le ha dispuesto previamente de un depósito donde se almacenará el agua residual a tratar, que se irá suministrando de manera continua a la línea de proceso.

La siguiente operación de calado en esta alternativa 1 es la filtración mediante un filtro prensa de la suspensión concentrada de sólidos obtenida en la centrífuga. En este caso, al haber un medio filtrante, este equipo será incapaz de operar en continuo, al contrario que el sedimentador centrífugo, por lo que también será útil la instalación de un segundo depósito, donde se acumulará la suspensión espesada por la centrífuga de discos y se irá dosificando para cada ciclo de trabajo del filtro prensa.

Al final de la etapa de filtrado, se obtiene un sólido en forma de torta, adherida en primera instancia al medio filtrante hasta que se realiza la limpieza del equipo como preparación para el siguiente ciclo. Este tiempo de descarga total entre ciclos suele durar unos 15 minutos y hay en total cinco ciclos de filtración, para dar un total de casi cuatro toneladas de torta húmeda cada hora.

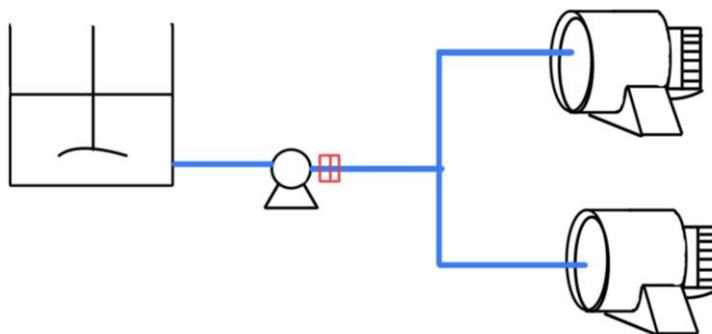


Figura 15. Línea de proceso de la alternativa 2.

Esta segunda alternativa, mucho más sencilla en cuanto a su planteamiento, tal y como puede observarse en la propia figura 15, resulta ser una propuesta mucho más revolucionaria especialmente si se compara con el tratamiento fisicoquímico de las aguas residuales.

Esta alternativa se basa en aunar las dos tecnologías que se han mostrado en la anterior alternativa, centrifugación y filtrado, en un solo equipo y, por tanto, en una sola fase del proceso.

En este caso, el proceso también se inicia con un depósito con objeto de administrar el volumen de suspensión suministrado a los filtros, ya que estos no funcionan en continuo. De manera análoga al filtro prensa descrito en la anterior línea de proceso, estos equipos filtrantes también funcionan por ciclos.

Cuando estos filtros reciben un volumen determinado de agua residual (tienen una capacidad nominal de 1,9 m³), los tambores cilíndricos de los que consisten inician la centrifugación, provocando la acumulación del sólido en la superficie interna del equipo, formándose así la torta. Una vez formada la torta de sólidos y evacuada el agua sobrante, una rasqueta en el interior del filtro se encarga de extraer el sólido separado y llevarlo al exterior del equipo mediante un tornillo sin fin.

Una vez finalizada la descripción de ambas alternativas, cabe recalcar que se estudiarán las viabilidades técnica y económica, especificadas en el documento de Anexos. Además, algo que tienen en común ambas alternativas, es que el material cerámico separado del agua será destinado a consumo interno, es decir, no reportará beneficio económico directo, pero sí un ahorro en la ejecución del proceso de atomización, tal como se puede observar, una vez más, en los anexos, y de forma resumida en los resultados finales de esta memoria.

Concretamente, sea cual sea la alternativa que finalmente se adopte, los sólidos separados irán derechos a una etapa de secado en acopio y, posteriormente, una fase de molienda como preparación para la operación de atomizado.

7. Análisis de soluciones

Además de las alternativas propuestas, existen otras tecnologías que también podrían ser de utilidad en la separación de los sólidos del agua residual que entra en la planta.

7.1. Hidrociclones

En cuanto a los hidrociclones, éstos pueden ser utilizados en multitud de aplicaciones, además de la separación sólido-líquido que atañe a este proyecto: depuración de gases, clasificación de partículas e incluso separación líquido-líquido entre líquidos inmiscibles.

Estos equipos también basan su funcionamiento en la operación de centrifugación, sin embargo, los hidrociclones no disponen de partes móviles, la centrifugación se origina mediante el flujo radial del fluido en el interior del equipo, tal y como se aprecia en el siguiente esquema, mostrado en la figura 16:

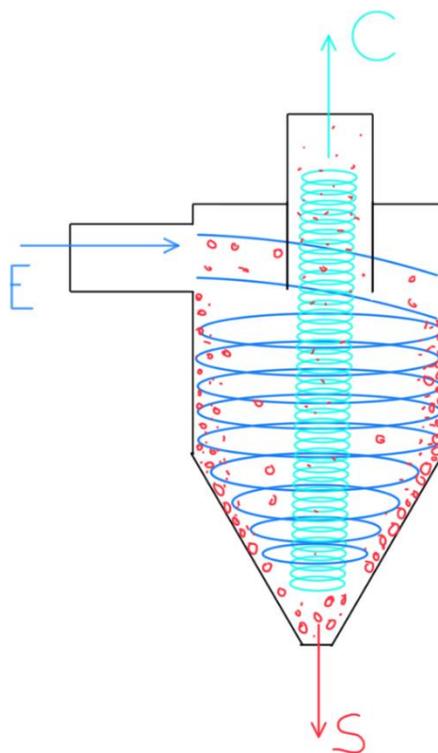


Figura 16. Esquema de funcionamiento de un hidrociclón.

En los hidrociclones la suspensión que se alimenta entra por la parte superior. Al final de la operación, las partículas sólidas caen al fondo del equipo, saliendo por la parte inferior del separador (corriente azul oscuro), mientras que las partículas más finas ascienden (en la corriente azul celeste) arrastradas por el agua que sale del equipo por la parte superior.

Las ventajas más notables que suponen este tipo de equipos son:

- Su versatilidad a la hora de realizar multitud de operaciones relacionadas con líquidos.
- Son simples a la hora de instalar y poner en marcha, además de que no suelen necesitar de estructuras complejas de apoyo.
- Tienen un coste relativamente reducido.
- Son muy compactos, realizan la separación con un rendimiento suficiente con volúmenes bastante pequeños.

No obstante, los hidrociclones también poseen características que resultan inconvenientes para el desarrollo de la separación:

- Este tipo de equipos suelen mostrarse poco flexibles ante los posibles cambios en las características de operación o de la propia suspensión de alimentación, afectando sensiblemente al rendimiento de la separación.
- La simplicidad del equipo también provoca que resulten relativamente limitados en el rendimiento de la separación, que habitualmente requiere de etapas consecutivas de hidrociclones cada vez con diámetro de corte más pequeño.
- Debido a su funcionamiento, los hidrociclones sufren una inherente abrasión a causa de la circulación de los sólidos por las paredes del equipo. Este fenómeno provoca que los hidrociclones deban someterse a más mantenimiento o, en el peor de los casos, reponerse de modo más habitual que otros separadores.

Más allá de la simplicidad del equipo y de su bajo coste, para aumentar la concentración de los sólidos contenidos en la suspensión sería necesario instalar una gran cantidad de hidrociclones de muy pequeño volumen, de modo que cada vez disminuyera más el diámetro de corte de las partículas sólidas.

Aun así, si se llevara a cabo dicha instalación el tamaño mínimo de partícula que se lograría separar apenas llegaría a los 2 μm , lo que dejaría a más del 10% de las partículas (las más finas) aún en el agua, dejándola con trazas de materiales cerámicos.

Además del contenido excesivo de sólidos en la corriente depurada, un proceso con una velocidad espacial, que se define como el cociente entre caudal y volumen del equipo, tan

elevada es muy susceptible de dañar al equipo por abrasión, por lo que, aunque el coste de los hidrociclones sea bajo, estos exigen mucho mantenimiento.

7.2. Sedimentación

Los sedimentadores, o incluso en las cámaras de sedimentación, que realizan exclusivamente esa operación básica son, en términos generales muy ineficientes a la hora de sedimentar partículas coloidales de la industria cerámica. Precisamente por ello se suele combinar con los compuestos químicos para aumentar este rendimiento, y formar así el tratamiento fisicoquímico que tan popular es en la industria cerámica.

En este caso, como se ha expuesto en los apartados anteriores, no es viable la aplicación de compuestos químicos para la separación de los sólidos. Por este motivo, los sedimentadores, sean del tipo que sean (sedimentadores de lamela, elutriadores, etc), no son capaces de producir una separación de las partícula medias y finas, por lo que no puede llevarse a cabo en tiempos de trabajo de la industria, ya que estas partículas tienen una velocidad terminal muy baja.

7.3. Centrifugación

Para poder ofrecer una comparativa realista, se presentan también los resultados de separación de unos ensayos realizados previamente en el Instituto Universitario de Tecnología Cerámica (IUTC) por centrifugación. Estos resultados se expresarán en función del contenido en sólidos de la suspensión concentrada y de la turbidez del clarificado, tal y como aparece en las figuras 16 y 17:

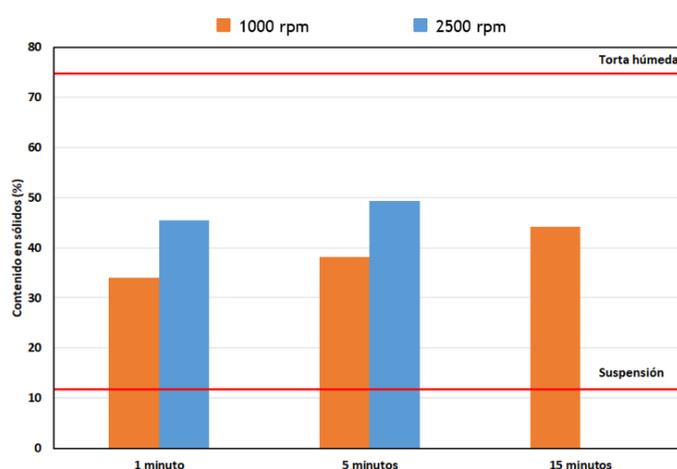


Figura 16. Contenido en sólidos de la corriente concentrada.

En esta figura se aprecia como claramente el contenido en sólidos aumenta conforme se incrementa el tiempo de residencia de la suspensión en el equipo de centrifugación. Partiendo de una suspensión con un contenido medio del 12% en peso de materiales cerámicos es posible, mediante esta tecnología, espesarla hasta aproximadamente el 50% en peso. Este espesamiento depende, tal y como puede observarse, de la velocidad de giro de la centrífuga de manera directa, mejorando la separación conforme aumenta el valor de esta variable.

En cuanto al tamaño de corte de partícula, este equipo de centrifugación es capaz de separar teóricamente partículas de 0,5 μm aproximadamente.

Aun así, para llegar a una torta compacta de sólidos se requerirá de una etapa de filtración, tal y como se ha explicado en apartados anteriores. En cuanto a la turbidez de la corriente clarificada:

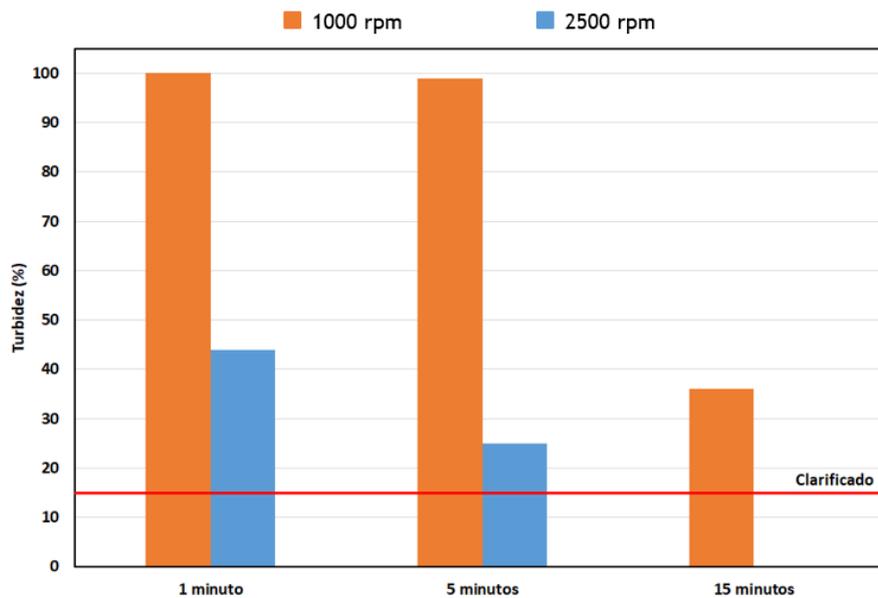


Figura 17. Turbidez del clarificado resultante.

En cuanto a la turbidez, la velocidad de giro en el interior del equipo resulta crucial para el resultado de este parámetro. Cuando se aplica la velocidad más baja estudiada (1000 rpm) las partículas más finas (las que necesitan más tiempo para sedimentar) son apenas separadas junto con las partículas más gruesas, aumentando la turbidez de la suspensión tratada.

Sin embargo, a 2500 rpm, la turbidez final se reduce en todos los tiempos a menos de la mitad, proporcionando un clarificado mucho más susceptible de ser reutilizado directamente en las prácticas industriales habituales.

A modo de resumen, la tabla 1 recoge los principales problemas de las operaciones alternativas ofrecidas en este apartado:

Tabla 1. Inconvenientes de cada proceso alternativo.

Operación	Comentario
Hidrociclones	El diámetro de corte de los hidrociclones es su principal problema a la hora de adoptarlos como proceso principal en este proyecto, ya que, aun añadiendo hidrociclones en serie, no se conseguiría bajar de 2 μm , lo que dejaría una corriente de clarificado con un contenido en sólidos excesivo, lejos de ser aceptable.
Sedimentadores	Sería la alternativa más barata y sencilla, además de ser la que peor rendimiento ofrece. Las partículas coloidales de naturaleza cerámica tienen una velocidad terminal muy baja y no suelen ser susceptibles de sedimentar únicamente mediante fuerzas gravitatorias, por lo que este tipo de equipos no ofrece un grado de mejora suficiente respecto al agua residual original.

8. Resultados finales

Finalmente, y tal y como se puede encontrar en su apartado correspondiente del documento de anexos, la alternativa escogida como sustitutiva del tratamiento fisicoquímico del agua residual ha sido la alternativa 1, aquella constituida por la centrífuga de discos y el filtro prensa.

8.1. Viabilidad técnica

Así, el estudio de viabilidad técnica de esta alternativa ha resultado ser lo suficientemente satisfactorio, ya que, hablando exclusivamente en términos de separación sólido-líquido, la centrífuga de discos ofrece una separación muy eficiente, ofreciendo (aparte de la corriente concentrada) una corriente de clarificado prácticamente sin sólidos.

Esto se explica bajo el argumento de que, según los cálculos realizados, el tamaño de partícula máximo teórico que escapa hasta el clarificado es de:

$$x_{m\acute{a}x} = 5,13 \mu m$$

Puesto que, según la distribución de tamaños mostrada en el apartado de “Requisitos de diseño”, el tamaño de partícula más bajo está entorno a las 5 μm , el rendimiento de la centrífuga está en:

$$G\%(x) = \frac{x^2}{x_{max}^2} \cdot 100 = \left(\frac{5}{5,13}\right)^2 \cdot 100 = 95\%$$

Por último, en cuanto al filtro prensa, éste ofrece desarrollo de torta para toda la suspensión concentrada durante la etapa de la centrífuga, tal como aparece pormenorizado en los anexos.

8.2. Viabilidad económica

En lo que respecta a la parte económica del proceso, no se ha contado con una venta directa del agua limpia o del propio sólido, sino que se ha comparado el ahorro inherente a las alternativas 1 y 2, en términos de ahorro en defloculante y aumento de contenido en sólidos como consecuencia de no añadir compuestos químicos a la suspensión, medidas que se hacen patentes en una futura etapa de atomización.

Dicho ahorro puede observarse en la tabla 2, según la casuística escogida para los ahorros específicos:

Tabla 2. Dinero total ahorrado anualmente durante la operación en un atomizador.

	-0% defloculante	-5% defloculante	-10% defloculante
+0% CS	-	-	-
+0,5% CS	147.000 €	208.000 €	268.000 €
+1% CS	292.000 €	352.000 €	412.000 €

En este caso se ha escogido un término medio de ahorro, considerando un aumento de contenido en sólidos del 1%, debido a la eliminación del coagulante y el floculante, y se mantiene la cantidad de defloculante también como consecuencia de este aumento de concentración de sólidos, a pesar de no usar estos compuestos químicos, por lo que el ahorro anual es de 292.000€.

Explicado el funcionamiento del planteamiento económico, se pretende calcular la viabilidad económica de cada alternativa de la manera explicada en los Anexos. En las tablas 3 y 5 se muestra la viabilidad económica en un horizonte de 10 años de cada línea de proceso diseñada:

Tabla 3. Viabilidad económica de la alternativa 1.

Año	Gastos	Ingresos	Amortización	Ben. Bruto	Ben. Neto	FC	$\frac{FC}{(1 + i_r)^n}$
1	91.720,44 €	278.947,56 €	6465	180.762,12 €	135.571,59 €	142.036,59 €	139.319,85 €
2	93.554,85 €	284.526,51 €	6465	184.506,66 €	138.380,00 €	144.845,00 €	139.357,08 €
3	95.425,95 €	290.217,04 €	6465	188.326,10 €	141.244,57 €	147.709,57 €	139.394,92 €
4	97.334,46 €	296.021,38 €	6465	192.221,92 €	144.166,44 €	150.631,44 €	139.433,36 €
5	99.281,15 €	301.941,81 €	6465	196.195,66 €	147.146,74 €	153.611,74 €	139.472,40 €
6	101.266,78 €	307.980,65 €	6465	200.248,87 €	150.186,65 €	156.651,65 €	139.512,01 €
7	103.292,11 €	314.140,26 €	6465	204.383,15 €	153.287,36 €	159.752,36 €	139.552,19 €
8	105.357,95 €	320.423,06 €	6465	208.600,11 €	156.450,08 €	162.915,08 €	139.592,94 €
9	107.465,11 €	326.831,53 €	6465	212.901,41 €	159.676,06 €	166.141,06 €	139.634,23 €
10	109.614,42 €	333.368,16 €	6465	217.288,74 €	162.966,55 €	169.431,55 €	139.676,07 €
						155.372,60 €	1.394.945,06 €
						FC medio	$\sum \frac{FC}{(1 + i_r)^n}$

Junto a estos datos de ahorro anual, se muestran los indicadores económicos más comunes, que se muestran en la tabla 4, como son el valor actual neto (VAN), el periodo de retorno (PR) y la tasa interna de retorno (TIR).

Tabla 4. Parámetros económicos de interés en la alternativa 1.

VAN (€)	PR (años)	TIR (%)
1.330.295,06	0,416	221,68

Tabla 5. Viabilidad económica de la alternativa 2.

Año	Gastos	Ingresos	Amortización	Ben. Bruto	Ben. Neto	FC	$\frac{FC}{(1+i_r)^n}$
1	179.887,20 €	190.780,80 €	5140,000	5.753,60 €	5.753,60 €	10.893,600 €	10.893,600 €
2	183.484,94 €	194.596,42 €	5140,000	5.971,47 €	5.971,47 €	11.111,472 €	10.898,943 €
3	187.154,64 €	198.488,34 €	5140,000	6.193,70 €	6.193,70 €	11.333,701 €	10.904,288 €
4	190.897,74 €	202.458,11 €	5140,000	6.420,38 €	6.420,38 €	11.560,375 €	10.909,636 €
5	194.715,69 €	206.507,27 €	5140,000	6.651,58 €	6.651,58 €	11.791,583 €	10.914,986 €
6	198.610,00 €	210.637,42 €	5140,000	6.887,41 €	6.887,41 €	12.027,415 €	10.920,339 €
7	202.582,20 €	214.850,17 €	5140,000	7.127,96 €	7.127,96 €	12.267,963 €	10.925,695 €
8	206.633,85 €	219.147,17 €	5140,000	7.373,32 €	7.373,32 €	12.513,322 €	10.931,053 €
9	210.766,53 €	223.530,11 €	5140,000	7.623,59 €	7.623,59 €	12.763,589 €	10.936,414 €
10	214.981,86 €	228.000,72 €	5140,000	7.878,86 €	7.878,86 €	13.018,860 €	10.941,778 €
						11.928,188 €	109.176,733 €
						FC medio	$\sum \frac{FC}{(1+i_r)^n}$

Junto a estos datos de ahorro, de nuevo, se presentan las variables económicas de interés, que se muestran en la tabla 6.

Tabla 6. Parámetros económicos de interés en la alternativa 2.

VAN (€)	PR (años)	TIR (%)
57.776,73	4,309	18,44

Con lo visto en las tablas anteriores, se observa claramente como la línea de proceso que resulta más viable en términos económicos (dado que en aspectos técnicos podrían ser equivalentes) es la alternativa 1, consistente en la centrífuga de discos y el filtro prensa.

9. Planificación

En cuanto a la planificación para la puesta en marcha de la línea de proceso consistente en la mencionada alternativa 1, se propone esta lista de tareas que aparece en la tabla 7:

Tabla 7. Planificación para la instalación del proyecto.

Tarea	Duración (días)	Inicio	Finalización
Entrega y aceptación del proyecto	14 días	07/07/2022	26/07/2022
Preparación de la zona de instalación	7 días	27/07/2022	04/08/2022
Instalación de equipos	10 días	05/08/2022	18/08/2022
Instalación de conducciones y accesorios	7 días	19/08/2022	29/08/2022
Instalación de los sistemas de bombeo	7 días	30/08/2022	07/09/2022
Automatización de sistemas	10 días	08/09/2022	21/09/2022
Pruebas y puesta en marcha	15 días	22/09/2022	12/10/2022

Además, también se presenta esta serie de tareas a realizar plasmada en un diagrama de Gantt, mostrado en la figura 18, donde se aprecia como cada actividad se inicia tras acabar la anterior, no pueden realizarse tareas simultáneamente para este proyecto.

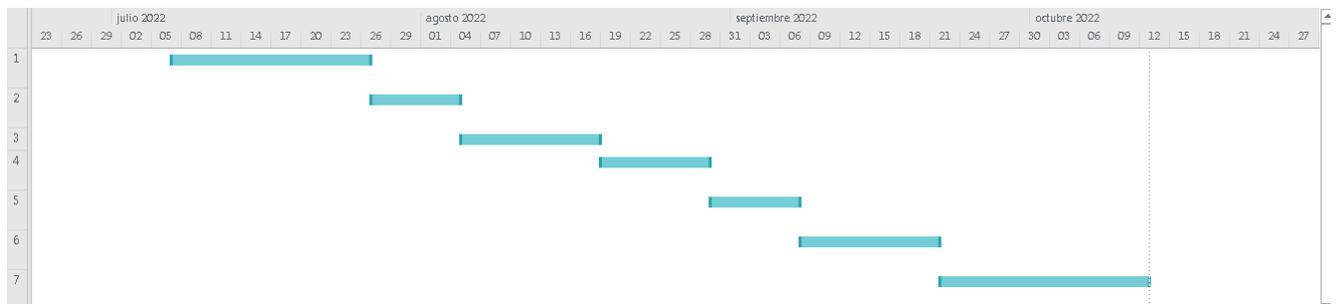


Figura 18. Diagrama de Gantt para la puesta en marcha del proceso.

10. Orden de prioridad entre los documentos básicos

De acuerdo con la normativa aplicable para la elaboración de los proyectos (UNE 157001:2014), se presenta el orden de prioridad entre todos los documentos que conforman este proyecto. Dicho orden se ha considerado de la siguiente manera:

1. Índice general
2. Memoria
3. Anexos
4. Planos
5. Pliego
6. Presupuesto

3. ANEXOS

Índice de los anexos

1. Anexo I. Cálculos detallados.....	2
1.1. Sedimentador centrífugo.....	2
1.1.1. Balances de materia.....	2
1.1.2. Diseño del equipo.....	6
1.2. Filtro prensa.....	15
1.2.1. Balances de materia.....	15
1.2.2. Diseño del equipo.....	19
1.3. Filtro centrífugo.....	28
1.3.1. Balances de materia.....	28
1.3.2. Diseño del equipo.....	30
1.4. Bombeo y conducciones.....	37
2. Anexo II. Viabilidad económica.....	46
3. Anexo III. Estudio de seguridad y salud.....	62
4. Anexo IV. Catálogos de los equipos instalados.....	68

1. Anexo I. Cálculos detallados

En este apartado se presentarán en detalle los cálculos relativos a los procesos descritos con anterioridad, introduciendo tanto fórmulas características de cada proceso y equipo como parámetros de funcionamiento de la planta.

1.1. Sedimentador centrífugo

1.1.1. Balances de materia

Para el caso del sedimentador centrífugo, cuyo esquema de funcionamiento puede observarse en la figura 1, se conocen todos los parámetros de partida de la corriente de entrada (caudal E) a este equipo, caudal y contenido en sólidos, además de un contenido en sólidos concretado arbitrariamente para el caudal con alta concentración en sólidos (caudal S), desconociendo de este modo, el dato de caudal del líquido clarificado (caudal C).

Los datos experimentales registrados indican un tamaño de corte en el equipo de $0,5 \mu\text{m}$ para las partículas coloidales de naturaleza cerámica que forman la suspensión y, consecuentemente gracias a la distribución de tamaños del material, un contenido en sólidos concreto para el caudal de líquido clarificado. Los parámetros de estos caudales se encuentran resumidos en la Tabla 1.

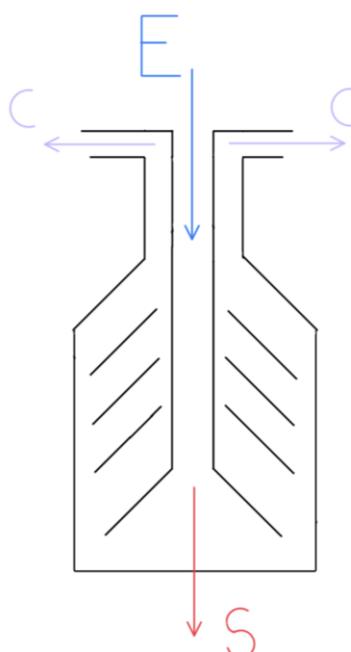


Figura 1. Esquema de las corrientes del sedimentador centrífugo

Tabla 1. Parámetros conocidos de cada una de las corrientes del sistema.

	E	S	C
Caudal (m ³ /h)	25	-	-
Concentración de sólidos (kg sólido/kg totales)	0,12	0,5	0.001

Para hallar los valores de caudal de la corriente de sólidos concentrados y de líquido clarificado, así como la composición de esta última corriente, se deben realizar dos balances de materia, uno de todo el sistema y otro teniendo en cuenta el contenido en sólidos (CS_x) de cada corriente.

La definición de balance de materia es tal como se expresa en la ecuación (1):

$$\text{Entrada} - \text{Salida} + \text{Generación} = \text{Acumulación} \quad (1)$$

O lo que es lo mismo:

$$E - S + G = A$$

Donde:

Entrada = Caudal de alimentación (E)

Salida = Caudales de sólidos y clarificado (S + C)

Generación = 0, puesto que no existe reacción química

Acumulación = 0, dado que se asume un estado estacionario

Por tanto, el balance de materia total (ecuación 2) queda de la siguiente manera:

$$E = S + C \quad (2)$$

Si se realiza el balance de materia sobre el sólido en suspensión mostrado en la expresión 3, puesto que se manejan caudales volumétricos pero los contenidos en sólidos se muestran como fracciones másicas, se deberá añadir la variable de densidad de cada caudal (masa/volumen), para que las unidades de este balance resulten consistentes:

$$E \cdot \rho_E \cdot CS_E = C \cdot \rho_C \cdot CS_C + S \cdot \rho_S \cdot CS_S \quad (3)$$

Donde:

ρ = densidad de cada corriente (kg/m^3)

CS = contenido en sólidos de cada corriente (kg sól/kg tot)

Las densidades de todos los caudales presentes en el equipo pueden calcularse según la expresión (4), dependiente únicamente de las densidades de los compuestos puros y los contenidos en sólidos.

$$\rho_x = \frac{1}{\frac{CS_x}{\rho_{\text{sólido}}} + \frac{(1-CS_x)}{\rho_{\text{agua}}}} \quad (4)$$

Donde $\rho_{\text{sólido}} = 2600 \text{ kg/m}^3$ y $\rho_{\text{agua}} = 997 \text{ kg/m}^3$.

$$\rho_A = \frac{1}{\frac{0.12}{2600} + \frac{0.88}{997}} = 1076,656 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3}$$

$$\rho_C = \frac{1}{\frac{0,001}{2600} + \frac{0,999}{997}} = 997,615 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3}$$

$$\rho_S = \frac{1}{\frac{0.5}{2600} + \frac{0.5}{997}} = 1441,312 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3}$$

La ecuación 2 puede expresarse de la siguiente manera para sustituirse posteriormente en el balance mostrado en la ecuación 3:

$$S = E - C$$

De este modo, se obtiene una sola ecuación con una única incógnita, C:

$$E \cdot \rho_E \cdot CS_E = C \cdot \rho_C \cdot CS_C + (E - C) \cdot \rho_S \cdot CS_S$$

$$E \cdot \rho_E \cdot CS_E = C \cdot \rho_C \cdot CS_C + E \cdot \rho_S \cdot CS_S - C \cdot \rho_S \cdot CS_S$$

$$E \cdot \rho_S \cdot CS_S - E \cdot \rho_E \cdot CS_E = C \cdot \rho_S \cdot CS_S - C \cdot \rho_C \cdot CS_C$$

$$E \cdot (\rho_S \cdot CS_S - \rho_E \cdot CS_E) = C \cdot (\rho_S \cdot CS_S - \rho_C \cdot CS_C)$$

$$C = E \cdot \left(\frac{\rho_S \cdot CS_S - \rho_E \cdot CS_E}{\rho_S \cdot CS_S - \rho_C \cdot CS_C} \right)$$

$$C = 25 \cdot \frac{1441,312 \cdot 0,5 - 1076,656 \cdot 0,12}{1441,312 \cdot 0,5 - 997,615 \cdot 0,001} = 20,543 \frac{m^3}{h}$$

De este modo, mediante el balance total de materia, puede obtenerse el caudal S:

$$S = E - C = 25 - 20,546 = 4,454 \frac{m^3}{h}$$

Así, ya se han obtenido los parámetros que caracterizan las corrientes tanto a la entrada como a la salida del sedimentador centrífugo, todas las variables vistas hasta el momento se recogen en la Tabla 2:

Tabla 2. Variables de las corrientes del sedimentador centrífugo.

	E	S	C
Q (m ³ /h)	25,000	4,454	20,546
ρ (kg/m ³)	1076,656	1441,312	997,615
CS (kg sól/kg tot)	0,120	0,500	0,001

1.1.2. Diseño del sedimentador centrífugo

Una vez caracterizados los caudales, la siguiente fase es la del diseño de los parámetros del propio sedimentador centrífugo. Tal como se ha descrito durante la memoria, el dispositivo utilizado para el tratamiento de la suspensión en este primer proceso es la centrífuga de discos. Además de las variables ya vistas, existen otras que son características del equipo, entre ellas, las que aparecen en la figura 2:

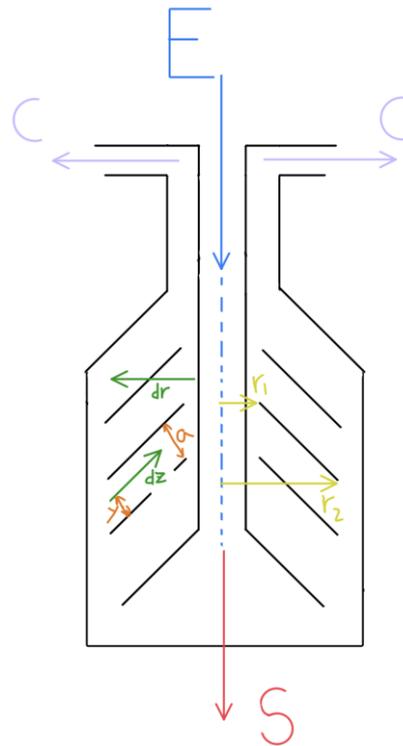


Figura 2. Esquema del sedimentador centrífugo con ejes y parámetros de interés.

Para modelizar el comportamiento de un sólido en el seno de una sustancia líquida, al menos en sistemas de centrifugación, suele asumirse la ecuación de Stokes (ecuación 5), puesto que número de Reynolds de las partículas que componen el sistema suele ser bajo debido a su reducido tamaño. Este comportamiento será la base de cálculo para este proyecto.

En otros sistemas con distribuciones de tamaños más heterogéneas, el movimiento de las partículas puede llegar a describirse como en transición al comportamiento newtoniano o verse modelizado completamente por este último.

$$\frac{dr}{dt} = \frac{(\rho_{sól} - \rho_{líq}) x^2 r \omega^2}{18\mu} = K x^2 r \quad (5)$$

Donde:

ω = Velocidad de giro de la centrífuga (rad/s)

μ = Viscosidad de la suspensión (Pa·s)

x = Tamaño de partícula determinado (m)

r = Radio de la centrífuga (m)

$$K = \frac{\Delta\rho \omega^2}{18\mu}$$

Si se quiere estudiar la evolución de la velocidad de la suspensión en el eje z, es decir, cuando el alimento circula por los espacios que existen entre los discos, se puede modelizar según la ecuación 6:

$$\frac{dz}{dt} = \frac{Q/n}{2\pi r a} \quad (6)$$

Donde:

z = Distancia en el eje longitudinal a la dirección de los discos en la centrífuga (m)

n = Número de discos de la centrífuga

a = Espaciado entre discos en la centrífuga (m)

Así, también se tiene que la variable y depende del radio según la ecuación 7:

$$\frac{dy}{dt} = \frac{dr}{dt} \cdot \cos\theta \quad (7)$$

Donde y es la altura de sólidos que sedimentan sobre el borde exterior del disco en metros, y θ es el ángulo que forma el disco con la vertical. Si se divide la ecuación 7 entre la 6, puede obtenerse la relación entre y y z, en la ecuación 8:

$$\frac{dy}{dz} = \frac{2\pi n a K x^2 r^2}{Q} \cdot \cos\theta \quad (8)$$

Donde:

y = Altura proporcional al espaciado entre discos que ocupan las partículas que sedimentan en los discos (m)

θ = Ángulo de los discos de la centrífuga con la vertical (°)

De manera similar a la expresión 7, el eje z también se relaciona con el eje del radio de manera trigonométrica:

$$\frac{dr}{dt} = -\frac{dz}{dt} \cdot \sin\theta \quad (9)$$

$$dz = -\frac{dr}{\sin\theta}$$

De este modo, sustituyendo la ecuación 9 en la 8, puede obtenerse finalmente la relación entre y y r , en la ecuación 10:

$$\frac{dy}{dr} = -\frac{2\pi naKx^2r^2}{Q} \cdot \cot\theta \quad (10)$$

Esta ecuación puede integrarse entre los límites de $y = y_1$ cuando $r = r_2$ (altura sólidos sedimentados en el borde exterior del disco) e $y = a$ cuando $r = r_1$ (ecuación 11).

$$\int_{y_1}^a dy = \int_{r_2}^{r_1} -\frac{2\pi naKx^2r^2}{Q} \cdot \cot\theta \cdot dr \quad (11)$$

$$a - y_1 = \frac{2\pi naKx^2 \cdot \cot\theta}{3Q} \cdot (r_2^3 - r_1^3)$$

O, como se usará mayoritariamente en este proyecto:

$$\frac{a - y_1}{a} = \frac{2\pi nKx^2 \cdot \cot\theta}{3Q} \cdot (r_2^3 - r_1^3)$$

De esta manera, el primer término indica la proporción de espacio libre que queda entre discos tras desarrollar la operación deseada.

La ecuación 11 también puede integrarse entre unas condiciones de contorno para hallar el tamaño máximo de partícula que puede separarse teniendo en cuenta las variables mostradas en la ecuación, de manera que cuando $y = 0$, $r = r_2$ y cuando $y = a$, $r = r_1$, como puede observarse en la ecuación 12:

$$\int_0^a dy = \int_{r_2}^{r_1} -\frac{2\pi naKx_{\text{máx}}^2r^2}{Q} \cdot \cot\theta \cdot dr \quad (12)$$

$$a = \frac{2\pi naKx_{\text{máx}}^2 \cdot \cot\theta}{3Q} \cdot (r_2^3 - r_1^3)$$

La variable a , que es el espaciado entre discos, tiene un valor (según bibliografía) entre 2 y 3 mm, aunque matemáticamente no va a ser necesario este parámetro. Simplificando:

$$x_{m\acute{a}x}^2 = \frac{3Q}{2\pi n K \cot\theta} \cdot \frac{1}{(r_2^3 - r_1^3)} \quad (13)$$

En primer lugar, se puede obtener el tamaño máximo de partícula que sedimentará teóricamente sobre los discos mediante la ecuación 13:

$$x_{m\acute{a}x}^2 = \frac{3 \cdot 6,944 \cdot 10^{-3}}{2\pi \cdot 100 \cdot 1,563 \cdot 10^{10} \cdot \cot 60} \cdot \frac{1}{(0,241^3 - 0,031^3)} = 5,13 \cdot 10^{-7} \text{ m} = 0,513 \text{ }\mu\text{m}$$

Donde:

$$Q = 25 \frac{\text{m}^3}{\text{h}} \cdot \frac{1 \text{ h}}{3600 \text{ s}} = 6,944 \cdot 10^{-3} \frac{\text{m}^3}{\text{s}}$$

$$K = \frac{\Delta\rho \omega^2}{18\mu} = \frac{(2600 - 997) 418,88^2}{18 \cdot 10^{-3}} = 1,563 \cdot 10^{10} \text{ m}^{-2} \cdot \text{s}^{-1}$$

Aunque puede apreciarse en las ecuaciones anteriores, existe una relación entre el número de discos y el tamaño máximo de partícula que sedimenta sobre ellos, tal como se puede observar en la figura 3:

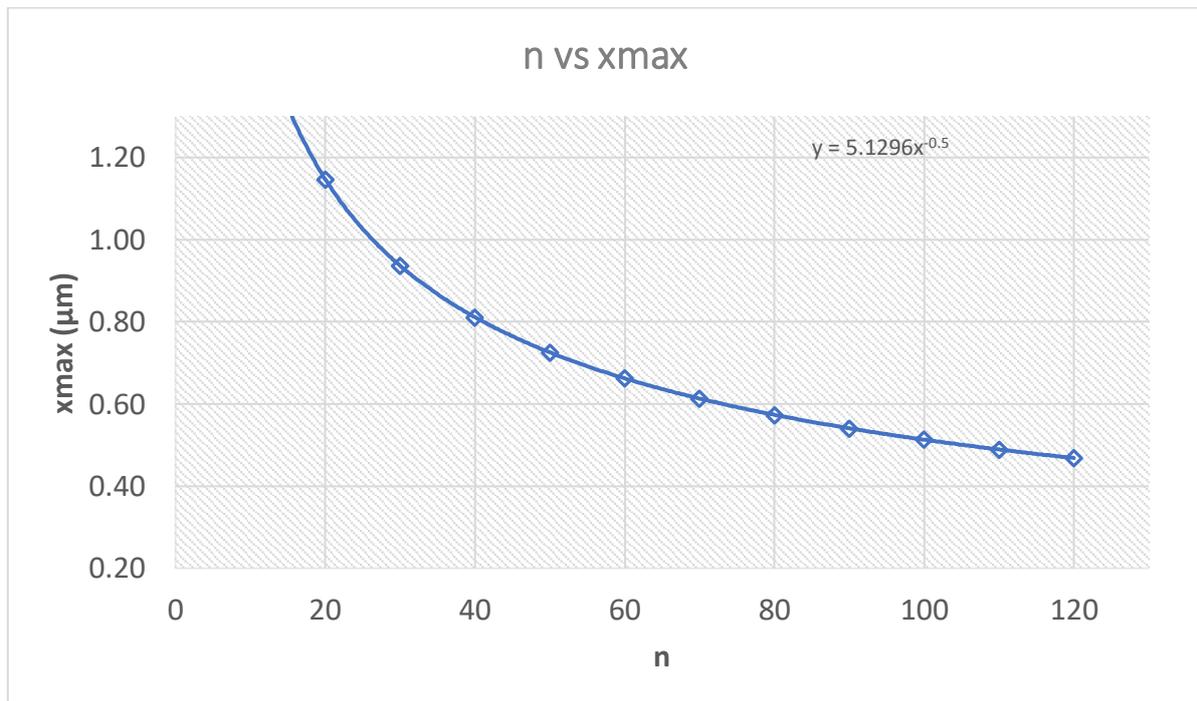


Figura 3. Evolución del tamaño de partícula máximo que sedimenta en los discos en función del número de discos instalados en la centrífuga.

Fijando el tamaño de partícula que se desea separar (x) en 0,5 μm, se puede utilizar la ecuación 11, de modo que pueda obtenerse el espacio entre platos que ocupa el sólido sedimentado:

$$\frac{a - y_1}{a} = \frac{2\pi n K x^2 \cdot \cot\theta}{3Q} \cdot (r_2^3 - r_1^3)$$

$$\frac{a - y_1}{a} = \frac{2\pi \cdot 50 \cdot 1,563 \cdot 10^{10} \cdot (5 \cdot 10^{-7})^2 \cdot \cot 60}{3 \cdot 6,944 \cdot 10^{-3}} \cdot (0,241^3 - 0,031^3)$$

$$\frac{a - y_1}{a} = 0,9501$$

Es decir, existe un 95% de espacio libre, por donde podrá circular la suspensión, donde no existen sólidos sedimentados.

Otra función interesante para este tipo de operaciones es la eficiencia del sistema, $G(x)$, que queda definida en la ecuación 14:

$$G(x) = \frac{a-y}{a} = \frac{x^2}{x_{m\acute{a}x}^2} \quad (14)$$

La ecuación 14 consiste simplemente en el cociente entre las ecuaciones 11 y 12, de modo que se compara un tamaño de partícula cualquiera con el máximo que sedimenta en los discos del equipo, ambos términos al cuadrado. De este modo se obtiene que:

$$G(x) = \frac{a - y}{a} = 0,9501 = 95,01\%$$

Es posible decir que, con este montaje y las mencionadas condiciones de operación, el proceso tendría un rendimiento teórico del 95%. Conforme se pretenda disminuir el diámetro de corte, también disminuirá la eficiencia del sistema, tal como aparece en la figura 4:

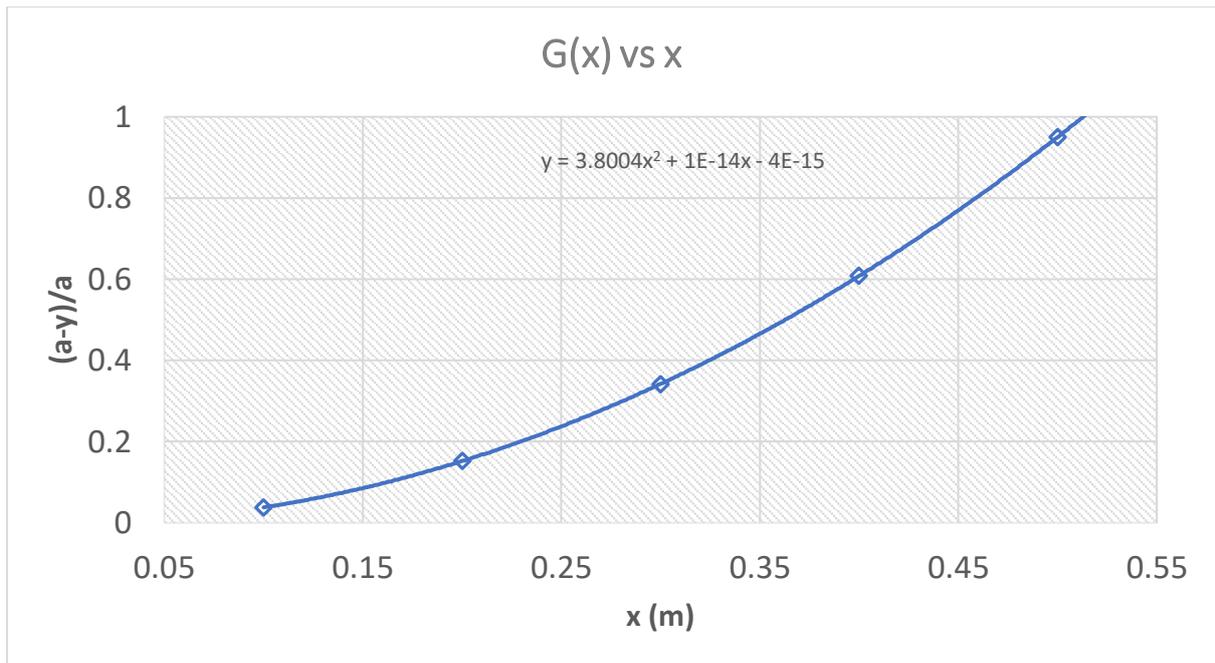


Figura 4. Evaluación del rendimiento de la centrífuga de discos frente al diámetro de partícula que se quiere separar.

Del mismo modo, el rendimiento en la separación sólido-líquido aumenta de manera lineal a los discos en el interior de la centrífuga, como puede observarse en la figura 5:

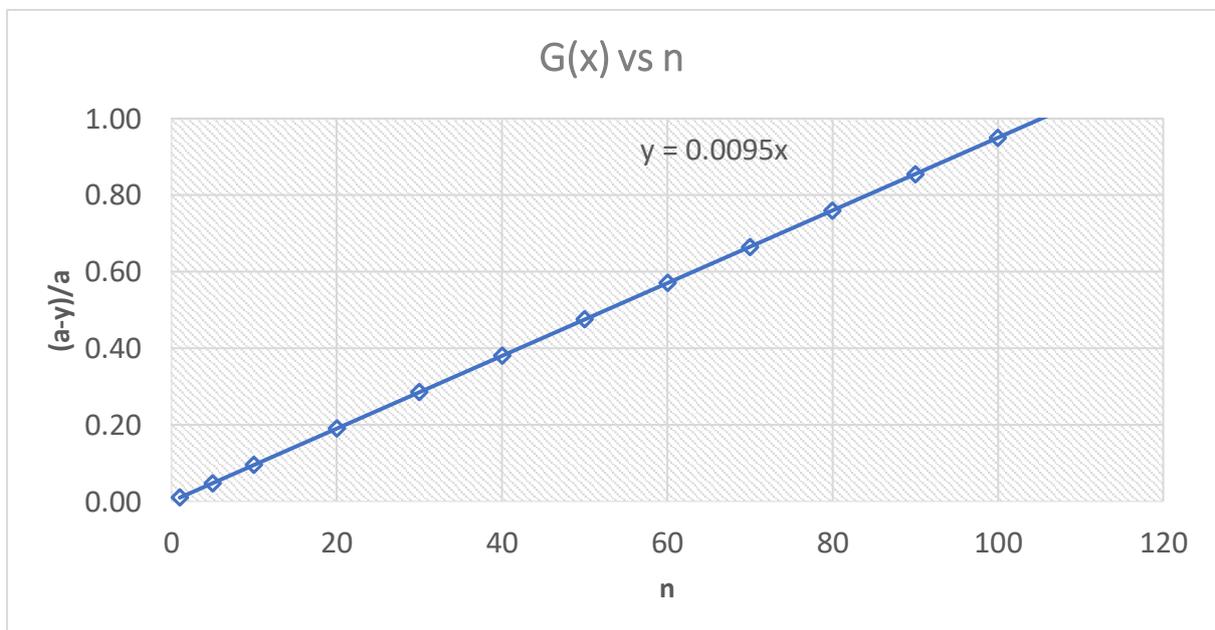


Figura 5. Relación de la función de rendimiento con el número de discos de la centrífuga.

Otro parámetro de diseño utilizado en el ámbito de la centrifugación es el denominado factor sigma (Σ). Este factor es muy utilizado especialmente en centrífugas de laboratorio o de plantas

piloto, e incluso para comparar operaciones de equipos de centrifugación similares geométrica e hidrodinámicamente, siempre que operen con materiales cuyas características sean comparables.

Esta variable también recibe el nombre de coeficiente de capacidad teórica. Como se muestra en la ecuación 15, tiene unidades de m^2 , ya que se define como:

$$\Sigma = \frac{Q}{2v_g} \quad (15)$$

Donde:

Q = caudal de suspensión alimentado en m^3/s

V_g = velocidad de sedimentación de las partículas en m/s

A su vez, la velocidad de sedimentación puede hallarse para cada tipo de operación mediante la ecuación 17, que depende de x_{50} , se denomina así al tamaño de partícula medio de la distribución de tamaños de partícula que caracteriza al alimento. Se define tal y como aparece en la ecuación 16:

$$x_{50} = \sqrt{\frac{x_{m\acute{a}x}^2}{2}}$$

$$x_{50} = \frac{x_{m\acute{a}x}}{\sqrt{2}}$$

$$x_{50} = 0,707 \cdot x_{m\acute{a}x} \quad (16)$$

La ecuación 17 hace uso de este parámetro además de aquellos característicos de la ley de Stokes, definidos al inicio del apartado:

$$v_g = \frac{x_{50}^2 \Delta \rho g}{18\mu} = K x_{50}^2 \frac{g}{\omega^2} \quad (17)$$

Donde g es la fuerza de la gravedad (m/s^2).

$$v_g = \frac{(0,707 \cdot 5,13 \cdot 10^{-7})^2 \cdot (2600 - 997) \cdot 9,81}{18 \cdot 10^{-3}} = 1,149 \cdot 10^{-7} m/s$$

Alternativamente a la ecuación 15, sustituyendo las expresiones 12 (integrada) y 16 en dicha ecuación, queda el coeficiente Σ en términos propios del equipo de centrifugación, según la ecuación 18:

$$\Sigma = \frac{Q}{2v_g} = \frac{(12)}{(16)} = \frac{k(2x_{50}^2) \frac{2\pi n}{3} \cot\theta (r_2^3 - r_1^3)}{k 2x_{50}^2 \frac{g}{\omega^2}} = \frac{2\pi n \omega^2}{3g} \cot\theta (r_2^3 - r_1^3) \quad (18)$$

La capacidad teórica ya puede ser calculada según se ha avanzado en la ecuación 15 o bien mediante la expresión 18, en este caso se utilizará de manera arbitraria la 15, de modo que resulta:

$$\Sigma = \frac{Q}{2v_g} = \frac{6,944 \cdot 10^{-3}}{1,149 \cdot 10^{-7}} = 30217,83 \text{ m}^2$$

Por último, existen mayoritariamente tres tipos de centrífugas de discos disponibles comercialmente: discontinuas, de descarga continua o de eyección de sólidos (semicontinua), tal como se ha explicado en el apartado correspondiente de la memoria.

En este caso se ha seleccionado la centrífuga de descarga continua, que aparece de nuevo en la figura 6:

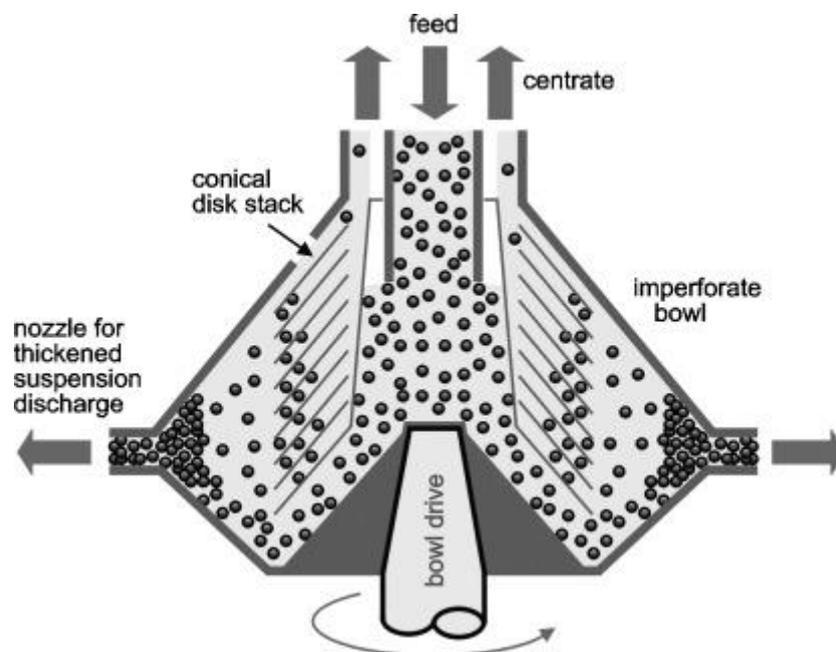


Figura 6. Sedimentador centrífugo en sección durante la operación de separación.

Fuente: [ScienceDirect.com](https://www.sciencedirect.com)

Tal como se ha calculado en el apartado de balances de materia, el caudal concentrado de atomizado que sale de la centrifuga debe ser de:

$$Q_s = 4,454 \frac{m^3}{h} = 1,237 \cdot 10^{-3} \frac{m^3}{s}$$

Además, este caudal tiene un contenido en sólidos relativamente alto, de aproximadamente el 50% en peso. Asumiendo también que la centrífuga trabaja durante un turno entero de ocho horas cada día, se suponen dos parámetros.

El primero es el número de orificios por los que se realiza la descarga del caudal concentrado en sólidos. Este parámetro oscila, según la bibliografía, entre 15 y 30, por lo que se asumirá el máximo posible.

Además, se debe suponer una velocidad de circulación de este caudal a través de los orificios de salida. Al ser una suspensión tan concentrada, se asumirá una velocidad alrededor de 0,5 m/s.

Así:

$$N_{agujeros} = 30$$

$$v = 0,5 \text{ m/s}$$

De modo que, siendo el caudal de salida total el indicado al principio del apartado, el caudal que atraviesa cada orificio es de:

$$Q_{orif} = \frac{Q_s}{N_{agujeros}} = \frac{1,546 \cdot 10^{-4}}{30} = 4,124 \cdot 10^{-5} \frac{m^3}{s}$$

Por tanto, la superficie de cada uno de los orificios de los que consta el equipo puede obtenerse mediante:

$$v = \frac{Q_{orif}}{S}$$

$$A = \frac{Q_{orif}}{v} = \frac{4,124 \cdot 10^{-5}}{0,5} = 8,248 \cdot 10^{-5} m^2$$

Asumiendo también que estos agujeros de salida poseen una sección circular, es posible calcular su diámetro de la siguiente manera:

$$A = \pi r^2 = \frac{\pi}{4} D^2$$

$$D = \sqrt{\frac{4S}{\pi}} = \sqrt{\frac{4 \cdot 8,248 \cdot 10^{-5}}{\pi}} = 0,01025 \text{ m} = 10,25 \text{ mm}$$

1.2. Filtro prensa

Este proceso es el inmediatamente posterior a la sedimentación centrífuga vista en el apartado anterior, de modo que el caudal de entrada a este equipo se considerará idéntico al salido de la centrífuga de discos (caudal S), tal como puede verse en la figura 7.

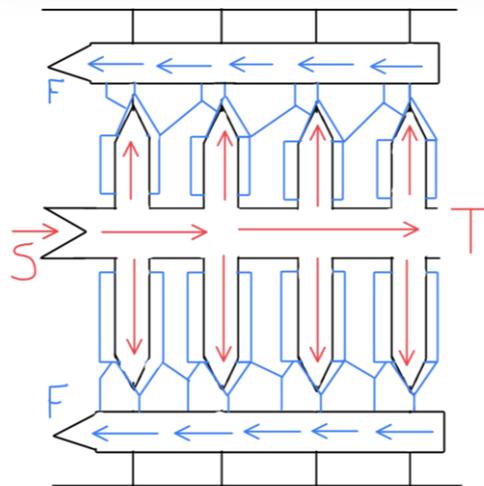


Figura 7. Esquema del filtro prensa.

1.2.1. Balances de materia del proceso

Como se muestra en la figura anterior, existen tres corrientes en esta parte del proceso: la corriente de salida de la centrífuga de discos (corriente S), que se convertirá en la corriente alimento del filtro prensa, la corriente de filtrado (corriente F), consistente en el agua eliminada del alimento debido a la acción del filtro, y la corriente del sólido filtrado, que ya puede pasar a denominarse torta (corriente T).

De manera análoga al proceso anterior, se conocen distintas variables de cada una de las corrientes definidas en el párrafo anterior. Estos valores de caudal y contenido en sólidos pueden observarse en la tabla 3:

Tabla 3. Parámetros conocidos de cada una de las corrientes del sistema.

	S	F	T
Caudal (m ³ /h)	4,454	-	-
Concentración de sólidos (kg sólido/kg totales)	0,500	-	≈ 0,000

Cabe anotar que, al contrario que la sedimentación centrífuga, este proceso no opera de manera continua, sino que funciona por ciclos de operación, tal como se explicará más adelante, aunque se tomen los valores totales a la hora de realizar los cálculos.

No se conoce directamente la fracción másica de sólidos en la corriente de torta. Sin embargo, sí que se conoce que su porosidad (fracción en volumen) es del 25%, de este modo puede realizarse un cálculo rápido del contenido en sólidos en peso de esta corriente, como se muestra en la ecuación 19:

$$\varepsilon \cdot \frac{\rho_{H_2O}}{\rho_T} = 1 - CS_T \quad (19)$$

Donde:

ε = porosidad de la torta ($\frac{m^3 \text{ poro}}{m^3 \text{ total}}$, o al estar los poros llenos de agua, $\frac{m^3 \text{ agua}}{m^3 \text{ total}}$)

Por tanto, en ambos miembros de la ecuación 19 se tendrán unidades de $\frac{kg \text{ agua}}{kg \text{ total}}$, de donde se podrá despejar la fracción másica de sólidos en las unidades correspondientes.

ρ_T = densidad de la corriente T, calculada según la ecuación 4:

$$\rho_T = \frac{1}{\frac{CS_T}{2600} + \frac{1 - CS_T}{997}}$$

Al no tener el dato de contenido en sólidos, no queda más remedio que resolver un sistema de ecuaciones: dos ecuaciones (4 y 19) y dos incógnitas (ρ_T y CS_T), por lo que puede resolverse directamente:

$$CS_T = 1 - \varepsilon \cdot \frac{\rho_{H_2O}}{\rho_T} = 1 - 0,25 \cdot \frac{997}{\frac{CS_T}{2600} + \frac{1 - CS_T}{997}}$$

$$CS_T = 1 - 0,25 \cdot 997 \cdot \left(\frac{CS_T}{2600} + \frac{1 - CS_T}{997} \right)$$

$$1 = CS_T + 0,096 \cdot CS_T + 0,25 - 0,25 \cdot CS_T$$

$$0,75 = 0,846 \cdot CS_T$$

$$CS_T = \frac{0,75}{0,846} = 0,887$$

Y en lo que respecta a la densidad de la corriente sólida de salida del filtro:

$$\rho_T = \frac{1}{\frac{CS_T}{2600} + \frac{1 - CS_T}{997}} = \frac{1}{\frac{0,887}{2600} + \frac{0,113}{997}} = 2201,897 \frac{kg}{m^3}$$

Del mismo modo, pueden calcularse las densidades de las corrientes restantes, según la misma ecuación 4, aunque en este caso no es estrictamente necesario realizar los cálculos, ya que la densidad de la corriente S se obtuvo en el apartado anterior y la corriente F se considera íntegramente formada por agua. Tomando estas consideraciones, las densidades de las corrientes S y F quedan:

$$\rho_S = \frac{1}{\frac{0,5}{2600} + \frac{1 - 0,5}{997}} = 1441,312 \frac{kg}{m^3}$$

$$\rho_F = \frac{1}{\frac{0}{2600} + \frac{1 - 0}{997}} = 997,000 \frac{kg}{m^3}$$

Una vez obtenidas las densidades de cada corriente, así como la conversión de unidades del contenido en sólidos de la corriente T, ya es posible realizar los balances de materia correspondientes al proceso. Para ello, se actúa de manera análoga al anterior proceso:

$$E - S + G = A$$

Donde:

Entrada = Caudal de alimentación (S)

Salida = Caudales de sólidos y clarificado (F + T)

Generación = 0, puesto que no existe reacción química

Acumulación = 0, dado que se asume un estado estacionario

De este modo, el balance de materia total (ecuación 2) queda de la siguiente manera:

$$S = F + T$$

Además, si se realiza el balance de componente (con relación al sólido), se obtiene:

$$S \cdot \rho_S \cdot CS_S = F \cdot \rho_F \cdot CS_F + T \cdot \rho_T \cdot CS_T$$

Dado que, para esta operación, se ha establecido que el contenido en sólidos del líquido filtrado sea nulo ($CS_F \approx 0$), el balance de materia de componente queda:

$$S \cdot \rho_S \cdot CS_S = T \cdot \rho_T \cdot CS_T$$

Por lo que puede despejarse directamente la cantidad de torta formada en $m^3/\text{día}$ (T):

$$T = \frac{S \cdot \rho_S \cdot CS_S}{\rho_T \cdot CS_T}$$

$$T = \frac{4,454 \cdot 1441,312 \cdot 0,5}{2201,897 \cdot 0,887}$$

$$T = 1,643 \frac{m^3}{h}$$

Si se necesita en unidades de caudal másico, únicamente se tiene que multiplicar por su densidad (ρ_T).

$$T = 1,643 \frac{m^3}{h} \cdot 2201,897 \frac{kg}{m^3} = 3618,717 \frac{kg}{h}$$

A continuación, para obtener el caudal de la corriente de filtrado, basta con sustituir en el balance total de materia:

$$S = F + T$$

$$4,454 = F + 1,643$$

$$F = 2,811 \frac{m^3}{h}$$

Por último, puede calcularse la concentración de sólidos depositada en la torta en relación con el volumen de líquido que se filtra en el proceso, ya que se utilizará para el diseño del equipo:

$$C_s = \frac{T \left(\frac{kg}{h} \right)}{F} = \frac{3618,717}{2,811} = 1143,113 \frac{kg \text{ sól.}}{m^3 \text{ filtr}}$$

De este modo, ya se tienen todos los parámetros de interés de cada corriente para el diseño del equipo de filtrado, presentados a modo de resumen en la tabla 4, por lo que ya se puede pasar al siguiente apartado.

Tabla 4. Resumen de parámetros calculados en las corrientes del filtro prensa.

	S	F	T
Q (m ³ /h)	4,454	2,811	1,643
ρ (kg/m ³)	1441,312	997	2201,897
CS (kg sólido/kg tot)	0,5	0	0,887

1.2.2. Diseño del filtro prensa

De nuevo, una vez conocidos todos los valores característicos de cada una de las corrientes que participan en el proceso de filtración, es momento de diseñar el equipo en cuestión, de modo que se adecue lo máximo posible al proceso que se quiere llevar a cabo.

En términos matemáticos, existe una expresión que se conoce con el nombre de ecuación general de filtrado, que está basada en la Ley de Darcy, aunque también en este proyecto se hará uso de la ecuación de Kozeny.

La ley de Darcy simplemente relaciona el caudal de filtrado en un lecho poroso con la presión ejercida durante el proceso de filtración, como aparece en la ecuación 20:

$$\frac{Q}{A} = \frac{\Delta P}{L} \cdot \frac{K_P}{\mu} \quad (20)$$

$$\Delta P = \frac{Q}{A} \cdot \frac{\mu L}{K_P}$$

Donde:

A = Superficie del lecho poroso (m²)

ΔP = Incremento de presión en el lecho (Pa)

L = Longitud del lecho (m)

K_p = Coeficiente de permeabilidad del lecho (m^2)

Por otro lado, la de Kozeny vincula el mismo incremento de presión aplicado al lecho poroso con las variables específicas que afectan la estructura de este lecho, tales como la viscosidad, la porosidad o la permeabilidad. Dicho esto, la ecuación que se utilizará en este proyecto será la ecuación de Kozeny.

Esta expresión empieza, en su forma más básica, tal como se muestra en la ecuación 21:

$$\frac{\Delta P}{L} = k\mu v \cdot \frac{S_0^2 \cdot (1-\varepsilon)^2}{\varepsilon^3} \quad (21)$$

Donde:

k = constante característica del lecho poroso

v = velocidad de circulación a través del lecho (m/s)

S_0 = Superficie específica del lecho (m^{-1})

ε = Porosidad del lecho

Las variables propias del sólido pueden agruparse en una nueva constante, K_p , como se aprecia en la ecuación 22:

$$K_p = \frac{1}{k} \cdot \frac{\varepsilon^3}{S_0^2 \cdot (1-\varepsilon)^2} \quad (22)$$

De este modo, sustituyendo la ecuación 22 en la 21, se obtiene la expresión 23:

$$\Delta P = \frac{\mu v L}{K_p} \quad (23)$$

Como se puede observar en la ecuación 23, ésta se formula de manera idéntica a la ley de Darcy descrita en la expresión 20, ya que $\frac{Q}{A} = v$. Volviendo a la forma desarrollada, la ecuación 21, la superficie específica (S_0) puede quedar definida en función de únicamente el diámetro de partícula (D_p , en m), siempre y cuando se asuma que estas partículas poseen una morfología esférica, ya que la superficie específica se define como:

$$S_0 = \frac{A}{V}$$

Que en una esfera se definen de la siguiente manera:

$$S_0 = \frac{4 \pi r^2}{\frac{4}{3} \pi r^3} = \frac{\pi D_p^2}{\frac{1}{6} \pi D_p^3} = \frac{6}{D_p}$$

$$S_0^2 = \frac{36}{D_p^2} \quad (24)$$

Así, se modifica la ecuación 21 con la expresión obtenida en 24, por lo que resulta:

$$\frac{\Delta P}{L} = 36k\mu v \cdot \frac{(1 - \varepsilon)^2}{D_p^2 \cdot \varepsilon^3} = k^K \mu v \cdot \frac{(1 - \varepsilon)^2}{D_p^2 \cdot \varepsilon^3}$$

Donde $K \approx 3,227$, ya que Karman obtuvo un valor para esta constante de proporcionalidad (k^K) de 180 en condiciones habituales de operación.

Para operaciones como las que se tratan en este proceso, separación con tela filtrante y formación de torta, se puede considerar que estos dos elementos (tela y torta) son dos resistencias en serie que se oponen a una fuerza impulsora, que es la presión aplicada. Este fenómeno se puede ver claramente en la ecuación 25:

$$v = \frac{1}{A} \cdot \frac{dV}{dt} = \frac{\Delta P_F}{\mu \cdot R_F} = \frac{\Delta P_T}{\mu \cdot R_T} = \frac{\Delta P}{\mu \cdot (R_F + R_T)} \quad (25)$$

Donde R_T y R_F son la resistencia que opone la torta y el filtro, respectivamente con unidades de m^{-1} . La resistencia de la torta, a su vez, puede descomponerse en varios factores, como se muestra en la expresión 26:

$$R_T = \alpha \cdot w = \alpha \cdot c_s \cdot \frac{V}{A} \quad (26)$$

Donde α es la resistencia específica de la torta formada en m/kg , w es la cantidad de torta depositada en kg/m^2 y c_s es la concentración en peso de sólidos en relación con el volumen de filtrado.

Sustituyendo la ecuación 26 en la 25 se obtiene en la expresión 27:

$$\frac{1}{A} \cdot \frac{dV}{dt} = \frac{\Delta P}{\mu \cdot (R_F + \alpha \cdot c_s \cdot \frac{V}{A})} \quad (27)$$

$$\frac{1}{A} \cdot \frac{dV}{dt} = \frac{\Delta P}{\mu R_F + \mu \alpha c_s \frac{V}{A}}$$

Reordenando términos:

$$dt = \frac{\mu R_F + \mu \alpha c_s \frac{V}{A}}{\Delta P A} \cdot dV$$

$$dt = \frac{\mu \alpha c_s \frac{V}{A}}{\Delta P A} dV + \frac{\mu R_F}{\Delta P A} dV$$

Aplicando integrales:

$$\int_0^t dt = \int_0^V \frac{\mu \alpha c_s V}{\Delta P A^2} dV + \int_0^V \frac{\mu R_F}{\Delta P A} dV$$

$$t = \frac{\mu \alpha c_s}{\Delta P A^2} \cdot \frac{V^2}{2} + \frac{\mu R_F}{\Delta P A} \cdot V \quad (28)$$

Esta última ecuación 28 es la que recibe el nombre de ecuación general de filtración. Esta expresión puede modificarse formalmente, como se mostrará a continuación, para poder ser linealizada. Esta linealización puede llevarse a cabo de dos maneras, evidenciadas en las ecuaciones 29 y 30:

$$\frac{t}{V} = \frac{\mu \alpha c_s}{\Delta P A^2} \cdot \frac{V}{2} + \frac{\mu R_F}{\Delta P A} \quad (29)$$

$$\frac{t}{V} = C_1 \cdot V + C_2$$

Donde:

$$C_1 = \frac{\mu \alpha c_s}{2 \Delta P A^2} \left(\frac{s}{m^6} \right) \quad \text{y} \quad C_2 = \frac{\mu R_F}{\Delta P A} \left(\frac{s}{m^3} \right)$$

De manera similar, en la ecuación 30:

$$\frac{t}{V/A} = \frac{\mu \alpha c_s}{2 \Delta P} \cdot \frac{V}{A} + \frac{\mu R_F}{\Delta P} \quad (30)$$

$$\frac{t}{V/A} = C_1^* \cdot \frac{V}{A} + C_2^*$$

Donde:

$$C_1^* = \frac{\mu\alpha c_s}{2\Delta P} \left(\frac{s}{m^2}\right) \quad \text{y} \quad C_2^* = \frac{\mu R_F}{\Delta P} \left(\frac{s}{m}\right)$$

En el caso de este proyecto, se usará la ecuación 29, ya que se desconoce por el momento el área necesitada para llevar a cabo la filtración. Además, se probarán distintos valores de presión (de 1 a 5 bares) con los que pueda trabajar el filtro prensa usado en esta operación.

El resultado de representar la ecuación linealizada puede observarse en la figura 8:

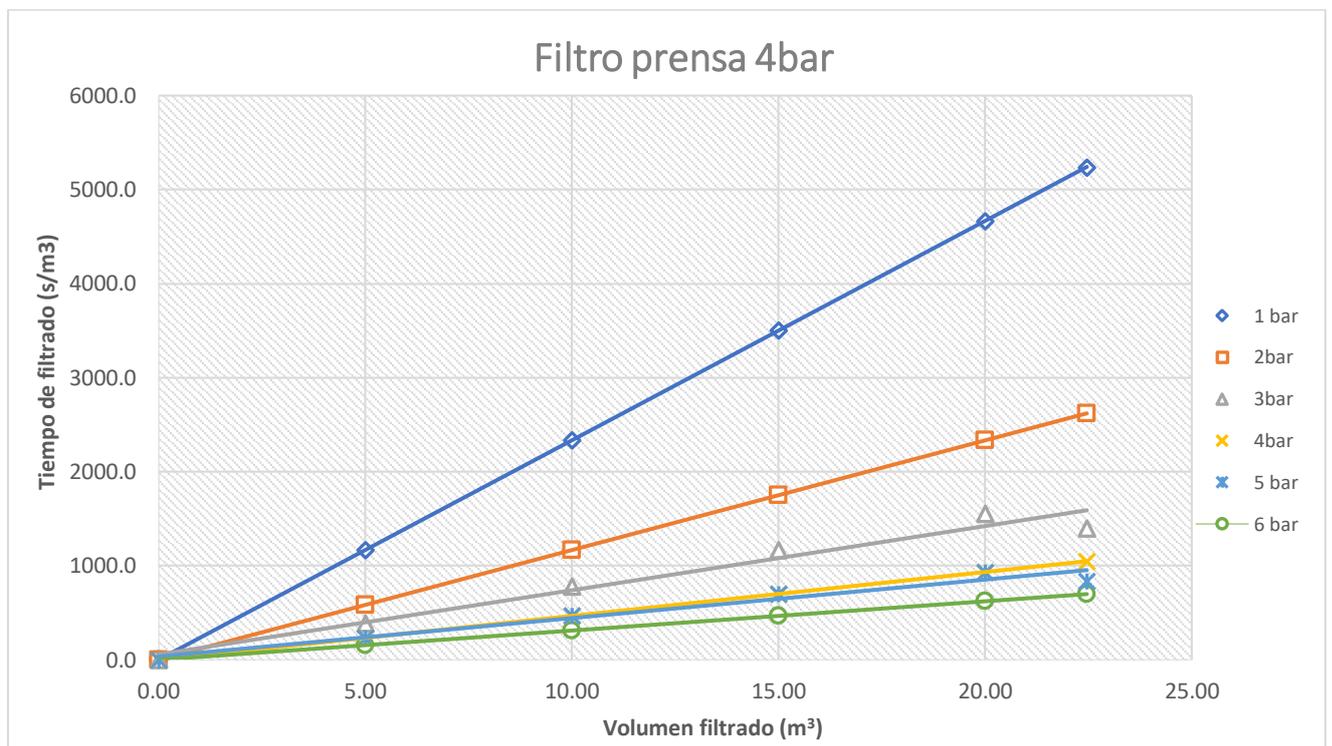


Figura 8. Ecuación general de filtración linealizada para distintos valores de presión.

Los valores de tiempo teóricos para obtener el volumen de filtrado total son los que se recogen en la tabla 5:

Tabla 5. Valores de tiempo teóricos de la operación de filtración.

ΔP (bar)	t/V (s/m ³)	t/V (h/m ³)	V_{filtrado} (m ³)	t (h)
1	5239,95	1,46	22,461	33,51
2	2619,98	0,73		16,75
3	1398,21	0,39		8,95
4	1048,42	0,29		6,66
5	838,39	0,23		5,28
6	698,95	0,19		4,36

En este proyecto se contemplan jornadas de trabajo de ocho horas y, además, los equipos de filtración funcionan en ciclos, entre los que se retira la torta formada, por lo que existirán tiempos muertos entre ciclos (cálculo abordado más adelante).

Por estos motivos, se ha considerado trabajar con una presión de 4 bar en el proceso de filtración, cuya ecuación general de filtración linealizada se muestra ampliada en la figura 9 y sin linealizar en la figura 10:

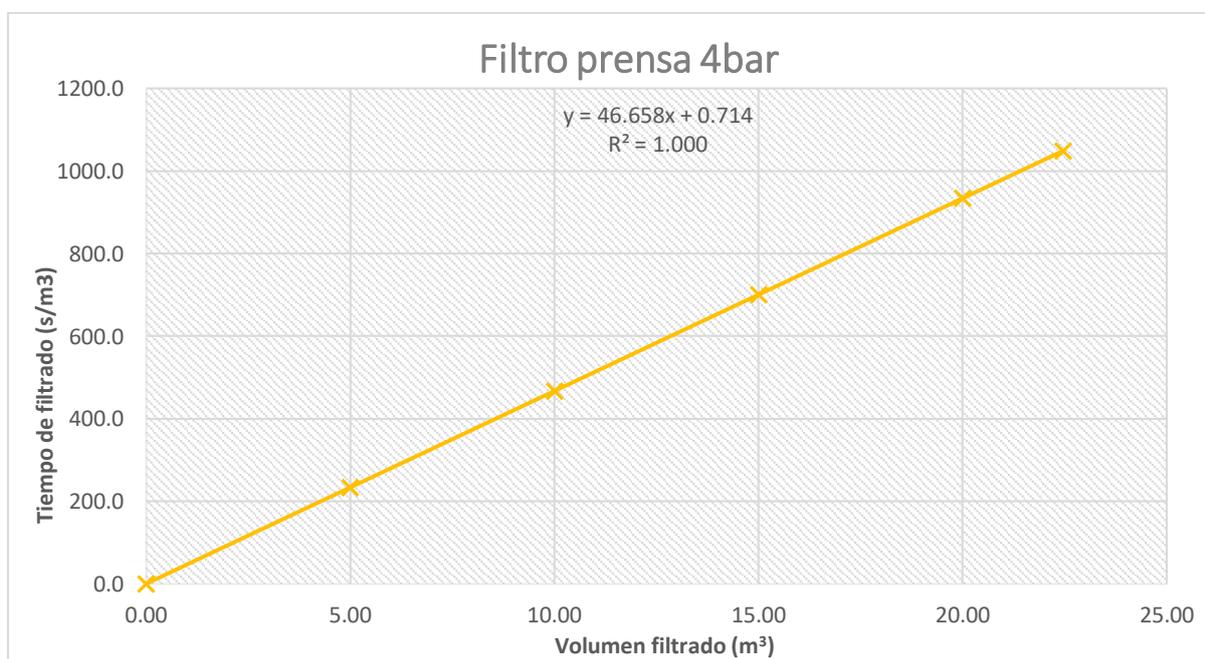


Figura 9. Ecuación general de filtración linealizada a una presión de 4 bar.

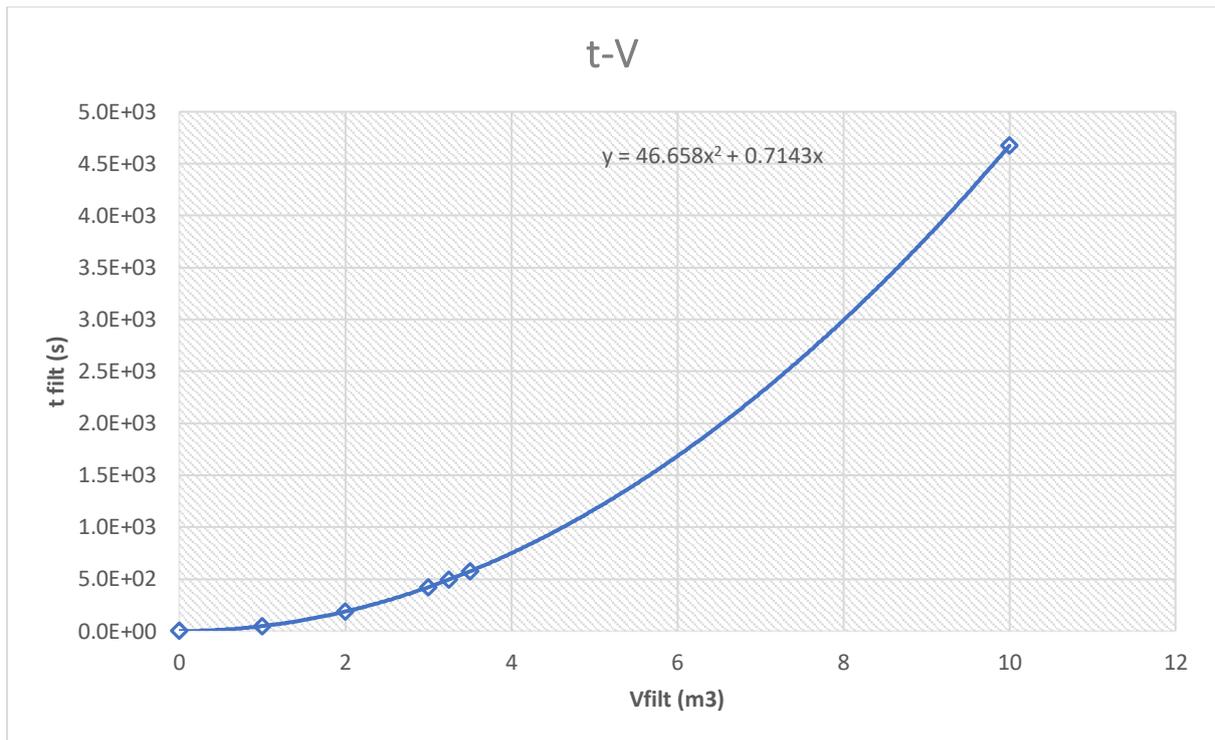


Figura 10. Ecuación general de filtración en el filtro prensa ($\Delta P=4\text{bar}$).

Los puntos utilizados para elaborar este gráfico son los que aparecen en la tabla 6:

Tabla 6. Datos usados en la elaboración de la figura 9:

Volumen de filtrado (m ³)	t/V (s/m ³) a $\Delta P = 4 \text{ bar}$
0,000	0,71
5,000	234,00
10,000	467,29
15,000	700,58
20,000	933,87
22,461	1048,70

La ecuación mostrada en esta figura 9 se corresponde con la que aparece en la ecuación 29, de modo que:

$$\frac{t}{V} = 46,66 \cdot V + 0,71$$

Donde, como también se ha mencionado:

$$C_1 = \frac{\mu \alpha c_s}{2 \Delta P A^2} = 46,66$$

$$C_2 = \frac{\mu R_F}{\Delta P A} = 0,71$$

Es posible obtener el área teórica necesaria para realizar la separación mediante la ecuación que acaba de describirse. Para obtener esta variable, se han tomado valores de la bibliografía para el resto de los parámetros, de manera que:

$$\mu = 10^{-3} \text{ Pa}\cdot\text{s}$$

$$\alpha = 1 \cdot 10^{12} \text{ m/kg}$$

$C_s = 1143,113 \text{ kg/m}^3$, tal como se ha calculado en el subapartado anterior.

$$\Delta P = 4 \cdot 10^5 \text{ Pa}$$

$$R_F = 5 \cdot 10^{10} \text{ m}^{-1}$$

El valor de α y de R_F que aparecen en los datos se han obtenido de bibliografía de experimentos similares al presentado en este apartado. El valor más crítico para el diseño del filtro prensa es el área de filtración, de modo que esta se puede obtener tanto de C_1 como de C_2 . Resolviendo:

$$C_1 = \frac{\mu \alpha c_s}{2 \Delta P A^2} = 46,66 \rightarrow A = \sqrt{\frac{\mu \alpha c_s}{2 \Delta P C_1}} = \sqrt{\frac{10^{-3} \cdot 1 \cdot 10^{12} \cdot 1143,113}{2 \cdot 4 \cdot 10^5 \cdot 46,66}} = 174,99 \text{ m}^2$$

$$C_2 = \frac{\mu R_F}{\Delta P A} = 0,71 \rightarrow A = \frac{\mu R_F C_2}{\Delta P} = \frac{10^{-3} \cdot 5 \cdot 10^{10}}{4 \cdot 10^5 \cdot 0,71} = 175,07 \text{ m}^2$$

Haciendo un promedio de ambos valores, se obtiene:

$$\bar{A} = \frac{175,07 + 174,99}{2} = 175,03 \text{ m}^2 \approx 175 \text{ m}^2$$

Con este valor termina la caracterización del equipo de filtrado, únicamente debe tenerse en cuenta el número de platos que serán necesarios para alcanzar la superficie de filtración obtenida. Según la bibliografía, los tamaños más comunes son de un m^2 (o mayores) por cada plato, por lo que para este estudio se tomarán 140 platos de $1,25 \text{ m}^2$ instalados en el filtro prensa.

Una vez terminado el diseño del equipo, puede pasarse al diseño del proceso que, como se ha comentado anteriormente, funciona por ciclos. Un parámetro importante para obtener un

primer acercamiento al número de ciclos que proporcione mayor eficiencia del proceso, así como el volumen óptimo de cada ciclo, es el tiempo de dismantelamiento y limpieza del filtro, t' .

Esta variable puede obtenerse definiendo una variable de producción, W en unidades de (m^3/s), que queda descrita en la ecuación 31:

$$W = \frac{V}{C_1 \cdot V^2 + C_2 \cdot V + t'} \quad (31)$$

La producción es máxima cuando $dW/dV = 0$, de modo que:

$$\frac{dW}{dV} = \frac{C_1 \cdot V^2 + C_2 \cdot V + t' - V \cdot (2C_1V + C_2)}{C_1 \cdot V^2 + C_2 \cdot V + t'} = 0$$

$$\frac{-C_1 \cdot V^2 + t'}{C_1 \cdot V^2 + C_2 \cdot V + t'} = 0$$

$$-C_1 \cdot V^2 + t' = 0$$

$$V_{opt} = \sqrt{\frac{t'}{C_1}}$$

Si se toma un tiempo de limpieza de $t'=15$ minutos, valor que no es raro a nivel industrial, se obtiene un volumen óptimo de:

$$V_{opt} = \sqrt{\frac{15 \cdot 60}{46,66}} = 4,392 \text{ m}^3$$

De esta manera, se puede obtener el número de ciclos con una simple operación:

$$N_{ciclos} = \frac{V_{filtr}}{V_{opt}} = \frac{22,461}{4,392} = 5,11 \approx 5 \text{ ciclos}$$

El tiempo total de la operación será la suma de la propia operación de filtración más el tiempo muerto que existe entre ciclos. Este tiempo total se obtiene de manera simple mediante:

$$t_{tot} = t_{filtr} + N_{ciclos} \cdot t' = 6,54 + 5 \cdot \frac{15}{60} = 7,8 \text{ h}$$

Así, se obtiene un tiempo final para la operación llevada a cabo en el filtro prensa que, como se puede observar, es ligeramente inferior a la duración de una jornada laboral completa.

1.3. Filtro centrífugo

Una vez terminado el diseño del filtro prensa, también termina el de la primera alternativa ofrecida en este proyecto. El segundo proceso es el consistente únicamente en el filtro centrífugo, que aúna las operaciones llevadas a cabo en el primer proceso (centrifugación y filtración), como el propio nombre indica.

Como en los anteriores apartados, para el diseño de este equipo se realizará, además de los balances de materia para caracterizar las corrientes que participan en la operación, una serie de cálculos inherentes a la naturaleza de la operación y a las ecuaciones relativas a la misma, que se expondrán más adelante.

El equipo que se diseñará en este apartado se muestra en forma de esquema en la figura 11:

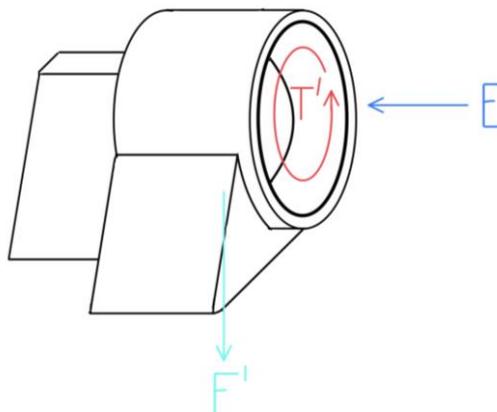


Figura 11. Corrientes presentes en el filtro centrífugo.

Donde las corrientes E' , T' y F' tienen significados idénticos a las corrientes E , T y F descritas con anterioridad, lo cual no quiere decir que posean las mismas características estudiadas en otras operaciones. Definidas las variables con las que se va a trabajar, a continuación, se estudiarán los balances de materia del sistema.

1.3.1. Balances de materia

Como viene siendo habitual, el primer paso es observar las variables con las que se parte y conocer cuáles son los parámetros de caudal y/o contenido en sólidos que faltan. Para ello, puede examinar la tabla 7, presentada a continuación:

Tabla 7. Datos de partida de las corrientes participantes en el filtro centrífugo.

	E	T'	F'
Q (m ³ /h)	25	-	-
CS (kg sól/kg tot)	0,120	0,887	0
ρ (kg/m ³)	1076,656	997	2201,897

En la torta, el contenido en sólidos y la densidad es análogo al que fue calculado en el apartado del filtro prensa, ya que se asume que la porosidad es la misma operando con cualquiera de los dos equipos. Lo mismo ocurre con las características de la corriente de filtrado.

De este modo, pueden plantearse los balances de materia total y de componente, que quedan:

$$E = T' + F'$$

$$E \cdot CS_E \cdot \rho_E = T' \cdot CS_{T'} \cdot \rho_{T'} + F' \cdot CS_{F'} \cdot \rho_{F'}$$

Así, sustituyendo los datos disponibles en el balance relativo al sólido:

$$25 \cdot 0,12 \cdot 1076,656 = T' \cdot 0,887 \cdot 2201,897 + F' \cdot 0 \cdot 997$$

$$T' = \frac{25 \cdot 0,12 \cdot 1076,656}{0,887 \cdot 2201,897}$$

$$T' = 1,654 \frac{m^3}{h}$$

$$T' \left(\frac{kg}{h} \right) = 1,654 \cdot 2201,897 = 3641,938 \frac{kg}{h}$$

Por último, para hallar el caudal de F', simplemente se debe resolver el balance de materia total, de modo que:

$$E = T' + F'$$

$$F' = 25 - 1,654 = 23,346 \frac{m^3}{h}$$

De este modo, ya se tienen todos los parámetros necesarios para establecer una producción teórica, que son los que se muestran recogidos en la tabla 8:

Tabla 8. Datos de cada corriente presente en el filtro centrífugo.

	E	T'	F'
Q (m ³ /h)	25	1,654	23,346
CS (kg sól/kg tot)	0,120	0,887	0
ρ (kg/m ³)	1076,656	997	2201,897

1.3.2. Diseño del filtro centrífugo

Una vez resueltos los balances de materia correspondientes, es momento de deducir las ecuaciones correspondientes que fundamentarán el funcionamiento teórico del filtro centrífugo. Para ello se seguirán las variables descritas en el esquema que aparece en la figura 12:

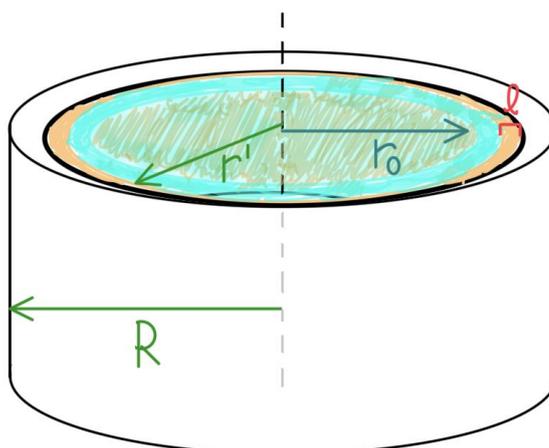


Figura 12. Esquema de filtro centrífugo donde aparecen variables de interés.

Este equipo se basa en la ecuación general de filtración presentada en la ecuación 25, con alguna pequeña variación, como se muestra en la expresión 32:

$$v = \frac{1}{A} \cdot \frac{dV}{dt} = \frac{1}{\alpha\mu} \cdot \frac{(-dP_T)}{dl} = \frac{1}{\alpha\mu L} \cdot (-\Delta P_F) \quad (32)$$

Donde ΔP_T y ΔP_F son la variación de presión experimentada (en Pa) en el sistema debido a la resistencia ofrecida por la torta y el filtro, respectivamente.

Dado que la fuerza centrífuga es mucho más notable que aquella que ejerce la gravedad, se supone que la suspensión que se alimenta al equipo descrito en este apartado fluye en el eje radial del filtro.

Analizando el incremento de presión provocado por la formación de la torta y tomando el supuesto anterior, puede modificarse la ecuación 32 según:

$$\frac{1}{A} \cdot \frac{dV}{dt} = \frac{1}{\alpha\mu} \cdot \frac{(-dP_T)}{dl}$$

$$\frac{1}{2\pi r'H} \cdot \frac{dV}{dt} = \frac{1}{\alpha\mu} \cdot \frac{(-dP_T)}{dl}$$

$$\int_0^l \frac{\alpha\mu \cdot dl}{2\pi r'H} \cdot \frac{dV}{dt} = \int -dP_T$$

$$-\Delta P_T = \frac{\alpha\mu}{2\pi H} \cdot \frac{dV}{dt} \int_0^l \frac{dl}{r'} = \frac{\alpha\mu}{2\pi H} \cdot \frac{dV}{dt} \int_{r'}^R \frac{dr'}{r'}$$

Donde:

H = altura del filtro centrífugo (m)

En este paso se integra únicamente el espesor de la torta que, a su vez, se relaciona con la pérdida de carga que provoca. También se observa un cambio de variable en el último paso, en este caso es indiferente considerar el espesor de la torta empezando desde cero y hasta su espesor total (\int_0^l), que cuantificarlo desde la interfase agua-torta hasta el medio filtrante ($\int_{r'}^R$).

$$-\Delta P_T = \frac{\alpha\mu}{2\pi H} \cdot \frac{dV}{dt} \cdot \ln\left(\frac{R}{r'}\right) \quad (33)$$

Pasando ahora a realizar una operación homóloga para el filtro, se modifica la ecuación 32, de modo que resulta:

$$\frac{1}{A} \cdot \frac{dV}{dt} = \frac{1}{\alpha\mu L} \cdot (-\Delta P_F)$$

$$\frac{1}{2\pi RH} \cdot \frac{dV}{dt} = \frac{1}{\alpha\mu L} \cdot (-\Delta P_F)$$

$$-\Delta P_F = \frac{\alpha\mu L}{2\pi RH} \cdot \frac{dV}{dt} = \frac{\alpha\mu}{2\pi H} \cdot \frac{L}{R} \cdot \frac{dV}{dt} \quad (34)$$

Al no haber una variación en la resistencia que ofrece el filtro, al contrario de como ocurre en el caso de la torta, la disminución de la presión ejercida es constante, de modo que se usa un espesor equivalente de torta (L , en m) para cuantificar la resistencia que opone el filtro.

Así, una vez definidas las pérdidas de carga tanto de la torta como del filtro, el incremento total de presión se obtiene como la suma de ambas variables, según la ecuación 35:

$$-\Delta P_{tot} = -\Delta P_T + (-\Delta P_F) \quad (35)$$

En esta ecuación 35 pueden sustituirse las expresiones anteriormente descritas, 33 y 34, de modo que resulta la ecuación 36:

$$\begin{aligned} -\Delta P_{tot} &= \frac{\alpha\mu}{2\pi H} \cdot \frac{dV}{dt} \cdot \ln\left(\frac{r'}{R}\right) + \frac{\alpha\mu}{2\pi H} \cdot \frac{L}{R} \cdot \frac{dV}{dt} \\ -\Delta P_{tot} &= \frac{\alpha\mu}{2\pi H} \cdot \frac{dV}{dt} \cdot \left[\ln\left(\frac{R}{r'}\right) + \frac{L}{R} \right] \end{aligned} \quad (36)$$

Como paso previo a la integración de la ecuación 36, debe establecerse una relación entre la distancia r' y el volumen de torta. Esto puede obtenerse según la ecuación 37 gracias al parámetro v , que expresa el cociente entre el volumen de torta y el volumen de líquido filtrado.

$$v \cdot dV = -2\pi r' H \cdot dr' \quad (37)$$

$$v \cdot \frac{dV}{dt} = -2\pi r' H \cdot \frac{dr'}{dt}$$

$$\frac{dV}{dt} = -\frac{2\pi r' H}{v} \cdot \frac{dr'}{dt}$$

De este modo, sustituyendo la expresión 37 en la ecuación 36 es posible conseguir una expresión para la obtención de un tiempo de formación de torta teórico en el interior del filtro centrífugo. Así, se obtiene la ecuación 38:

$$-\Delta P_{tot} = -\frac{\alpha\mu}{2\pi H} \cdot \frac{2\pi r' H}{v} \cdot \frac{dr'}{dt} \cdot \left[\ln\left(\frac{R}{r'}\right) + \frac{L}{R} \right]$$

$$-\Delta P_{tot} = \frac{\alpha\mu}{v} \cdot r' \cdot \frac{dr'}{dt} \cdot \left[\ln\left(\frac{r'}{R}\right) - \frac{L}{R} \right]$$

$$\frac{v(-\Delta P_{tot})}{\alpha\mu} dt = \left[\ln\left(\frac{r'}{R}\right) - \frac{L}{R} \right] \cdot r' \cdot dr'$$

$$\int_0^t \frac{v(-\Delta P_{tot})}{\alpha\mu} dt = \int_R^{r'} \left[\ln\left(\frac{r'}{R}\right) - \frac{L}{R} \right] \cdot r' \cdot dr'$$

$$\frac{v(-\Delta P_{tot})}{\alpha\mu} t = \frac{1}{4}(R^2 - r'^2) + \frac{L}{2R}(R^2 - r'^2) + \frac{1}{2}r'^2 \ln\left(\frac{r'}{R}\right)$$

$$t = \frac{\left[\frac{1}{4}(R^2 - r'^2) + \frac{L}{2R}(R^2 - r'^2) + \frac{1}{2}r'^2 \ln\left(\frac{r'}{R}\right) \right] \alpha\mu}{v(-\Delta P_{tot})}$$

$$t = \frac{\left[(R^2 - r'^2) + \frac{2L}{R}(R^2 - r'^2) + 2r'^2 \ln\left(\frac{r'}{R}\right) \right] \alpha\mu}{4v(-\Delta P_{tot})} \quad (38)$$

También puede sustituirse en este momento el término de incremento de presión, integrado de la siguiente expresión:

$$\frac{dP}{dr} = \rho\omega^2 r$$

Este término diferencial es la expresión que indica la presión ejercida por un líquido durante cualquier operación de centrifugado en las paredes del equipo. Al integrarla, como se muestra en la ecuación 39, se obtiene:

$$\int dP = \int_{r_0}^R \rho\omega^2 r dr$$

$$\Delta P = \frac{1}{2}\rho\omega^2(R^2 - r_0^2) \quad (39)$$

Esta última expresión es la que se sustituirá en la ecuación 38, de modo que resulta:

$$t = \frac{\left[(R^2 - r'^2) + \frac{2L}{R}(R^2 - r'^2) + 2r'^2 \ln\left(\frac{r'}{R}\right) \right] \alpha\mu}{2v\rho\omega^2(R^2 - r_0^2)} \quad (40)$$

La ecuación 40 será la que se utilizará para obtener los tiempos teóricos de formación de torta, teniendo en cuenta los parámetros del filtro centrífugo que aparecen en esta expresión.

Con esto termina lo relativo al diseño teórico de la operación. Sin embargo, deben llevarse a cabo cálculos del diseño de los equipos instalados, de modo que resulte viable realizar la operación en una jornada laboral convencional.

Para ello, se contará en un primer principio con dos filtros centrífugos de una capacidad de 1,9 m³, un diámetro de 2 m y una altura de 1,4 m, así como un área de filtración de 9 m².

Para empezar, se calcularán las distancias descritas en la figura 12: R, r', r₀ y l. Para ello, se deben calcular masas y volúmenes de torta y de filtrado, de modo que puedan obtenerse sus respectivos espesores en el interior del equipo.

Así pues, se conoce de partida que la suspensión de entrada posee un 12% en peso de contenido en sólidos, de la cual se introducen 1,9 m³ por ciclo, obteniéndose finalmente una torta con un 25% en porosidad (m³ de poro/m³ torta). También se conocen los siguientes datos de cada componente:

$$\rho_{\text{Agua}} = 997 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3}$$

$$\rho_{\text{Sólido}} = 2600 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3}$$

$$\rho_E = 1076,656 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3}$$

$$\rho_T = 2201,897 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3}$$

El factor principal es hallar qué cantidad de agua se encuentra en los poros de la torta y cuánta en el volumen que logra filtrarse, es decir:

$$V_{\text{liq}} = V_{\text{poro}} + V_{\text{filtr}} \quad (41)$$

Para conocer el agua que se encuentra confinada en los poros de la torta (suponiendo que todos se encuentran anegados) se deben realizar los siguientes pasos:

Calcular la masa de suspensión que se alimenta:

$$m_E = \rho_E \cdot V_{\text{Filtro}} = 1076,656 \cdot 1,9 = 2045,646 \text{ kg susp}$$

De ahí, la masa de sólido:

$$m_{\text{sól}} = CS_E \cdot m_E = 0,12 \cdot 2045,646 = 245,478 \text{ kg sól}$$

Y el volumen del sólido:

$$V_{\text{sól}} = \frac{m_{\text{sól}}}{\rho_{\text{sól}}} = \frac{245,478}{2600} = 0,095 \text{ m}^3 \text{ sól}$$

Ahora es posible sustraer el volumen de sólido del total de cada ciclo:

$$V_{líq} = V_{Filtro} - V_{sól} = 1,9 - 0,095 = 1,805 \text{ m}^3 \text{ líq}$$

Con el valor del volumen de sólido también puede averiguarse el volumen de agua en el interior de la torta:

$$V_{poro} = V_{sól} \cdot \frac{\varepsilon}{1 - \varepsilon} = 0,031 \text{ m}^3 \text{ líq}$$

De este modo, con la ecuación 41, ya es posible conseguir el volumen de filtrado que se obtiene al final de cada ciclo:

$$V_{líq} = V_{poro} + V_{filtr}$$

$$1,805 = 0,031 + V_{filtr}$$

$$V_{filtr} = 1,805 - 0,031 = 1,774 \text{ m}^3 \text{ líq}$$

También puede obtenerse el volumen total de la torta que se desarrolla en el filtro:

$$V_{torta} = V_{sól} + V_{poro} = 0,095 + 0,031 = 0,126 \text{ m}^3 \text{ líq}$$

Para conocer el espesor de agua y torta en el interior del equipo, únicamente se debe dividir el volumen de cada componente entre el área de filtración:

$$e_{líq} = \frac{V_{filtr}}{A} = \frac{1,774}{9} = 0,197 \text{ m} = 19,712 \text{ cm}$$

$$e_{torta} = \frac{V_{torta}}{A} = \frac{0,126}{9} = 0,014 \text{ m} = 13,987 \text{ mm}$$

De este modo, se obtiene que:

$$R = \frac{D}{2} = \frac{2}{2} = 1 \text{ m}$$

$$l = e_{torta} = 0,014 \text{ m}$$

$$r' = R - \frac{e_{torta}}{2} = 1 - 0,007 = 0,993 \text{ m}$$

$$r_0 = R - \frac{e_{torta}}{2} - \frac{e_{líq}}{2} = 1 - 0,007 - 0,0985 = 0,8945 \text{ m}$$

Además de estos valores de radios en el interior de la centrífuga, también es necesario definir L , la resistencia del filtro en espesor de torta equivalente. En bibliografía puede encontrarse comúnmente un valor de este parámetro de alrededor de 5 mm, luego:

$$L = 0,005 \text{ m}$$

Por último, debe calcularse el volumen de torta por unidad de volumen filtrado, v :

$$v = \frac{V_{torta}}{V_{filtr}} = \frac{0.126}{1.774} = 0,071 \frac{m^3 \text{ torta}}{m^3 \text{ filtrado}}$$

En este punto ya se conocen todos los elementos necesarios para obtener un valor de tiempo teórico de desarrollo de torta. Así, modificando la ecuación 40, se obtiene:

$$t = \frac{\left[(R^2 - r'^2) + \frac{2L}{R} (R^2 - r'^2) + 2r'^2 \ln\left(\frac{r'}{R}\right) \right] \alpha' \mu}{2\nu\rho\omega^2(R^2 - r_0^2)}$$

$$t = \frac{\left[(1^2 - 0,993^2) + \frac{2 \cdot 0,005}{1} (1^2 - 0,993^2) + 2 \cdot 0,986^2 \ln\left(\frac{0,993}{1}\right) \right] 1,95 \cdot 10^{15} \cdot 10^{-3}}{2 \cdot 0,071 \cdot 1076,656 \cdot 20,944^2 (1^2 - 0,8945^2)}$$

Donde:

$$\alpha' = \alpha \cdot \rho_p \cdot (1 - \varepsilon) = 1 \cdot 10^{12} \cdot 2600 \cdot 0,75 = 1,95 \cdot 10^{15} \text{ m}^{-2}$$

$$\mu = 10^{-3} \text{ Pa}\cdot\text{s}$$

$$\omega = 200 \text{ rpm} = 20,94 \text{ rad/s}$$

El tiempo de formación de torta en el filtro centrífugo con estos parámetros para un ciclo resulta ser de:

$$t = 1014,224 \text{ s} = 16,904 \text{ min} = 0,282 \text{ h}$$

Además del periodo de formación de la torta, este equipo ofrece también la opción de implementar otra etapa, consistente en la extracción del sólido separado, cuya duración se considera tal y como aparece en la tabla 9:

Tabla 9. Duración de las etapas del filtro centrífugo.

Etapa	Duración (min)
Formación de torta	16,9
Extracción del sólido	1
Total (por ciclo)	17,9

Como se ha dicho al principio del apartado, se dispondrán dos de estos equipos para la ejecución de esta alternativa al tratamiento fisicoquímico, tratando cada una la mitad del caudal total, es decir, 12,5 m³/h o un total de 100 m³/día en una jornada de ocho horas laborales.

De este modo, el número de ciclos que cada filtro deberá realizar cada día se obtiene con una sencilla división:

$$N_{ciclos} = \frac{V_{tot}}{V_{Filtro}} = \frac{100}{1,9} = 52,632 \approx 53$$

De manera que el tiempo invertido por cada filtro en una jornada habitual sería de:

$$t_{Tot} = N_{ciclos} \cdot t_{ciclo} = 53 \cdot 17,9 = 948,7 \text{ min} = 15,812 \text{ h}$$

El valor obtenido no resulta viable para su compatibilidad con una jornada de trabajo, por lo que en esta alternativa se deberá considerar el establecimiento de dos jornadas laborales diarias, lo que implicaría la contratación de 2 operarios en esta línea de proceso.

1.4. Bombeo y conducciones

Con objeto de conocer la potencia necesaria para las bombas centrífugas que impulsarán el agua residual a través del sistema, se realizarán distintos balances de energía mecánica a lo largo de cada una de las alternativas presentadas. Por lo que, empezando por la alternativa 1 (sedimentador centrífugo y filtro prensa), se tiene un diagrama de flujo como el que aparece en la figura 13:

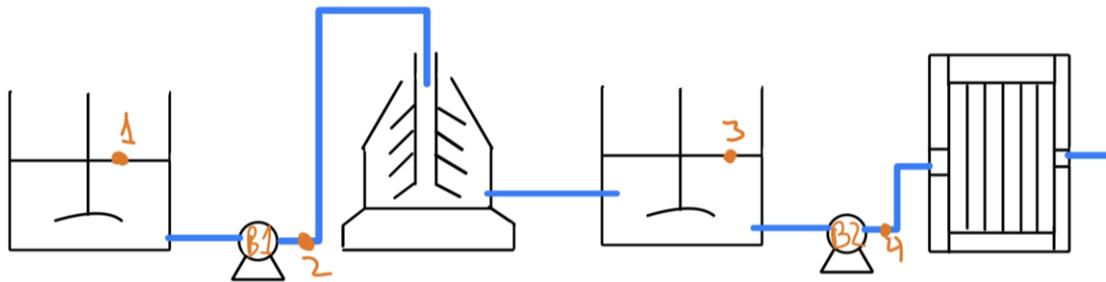


Figura 13. Proceso de la alternativa 1.

En cuanto a la descripción de la figura, se puede observar cómo serían necesarias dos bombas para impulsar el agua residual a lo largo de toda la línea, puesto que existe un depósito tras el sedimentador centrífugo. Este depósito se ha instalado debido a que la centrífuga de discos funciona de manera continua, mientras que el filtro prensa funciona por ciclos, por lo que la suspensión concentrada puede almacenarse mientras se realiza el filtrado.

La expresión del balance de energía mecánica (BEM) es la que aparece en la ecuación 42:

$$g(z_2 - z_1) + \left(\frac{v_2^2}{2} - \frac{v_1^2}{2} \right) + \frac{P_2 - P_1}{\rho} + \Delta F = \dot{W} \quad (42)$$

Donde, para el balance:

z = Altura del punto en cuestión (m)

ΔF = Pérdida de carga por tramos rectos y accidentes (J/kg)

\dot{W} = Potencia específica teórica de la bomba (J/kg)

Para la primera bomba (B1) se realizará un BEM entre los puntos 1 y 2 indicados en la figura 13. Este balance se puede expresar de manera análoga a la ecuación 42:

$$g(z_2 - z_1) + \left(\frac{v_2^2}{2} - \frac{v_1^2}{2} \right) + \frac{P_2 - P_1}{\rho} + \Delta F = \dot{W}$$

En este caso, ocurre que el punto 1 se sitúa a 3 m sobre el nivel del suelo, mientras que el punto 2 está a nivel del suelo.

En cuanto a la energía cinética, la velocidad del punto 1 puede considerarse prácticamente nula, mientras que v_2 viene dada por las características de la conducción:

$$v_2 = \frac{Q}{A} = \frac{25}{\frac{\pi}{4} D^2} = \frac{25}{\frac{\pi}{4} 0,1^2} = 0,884 \frac{m}{s}$$

En cuanto a la presión, la que caracteriza al punto 1 es la presión atmosférica, ya que está expuesta al entorno, mientras que la presión en el punto 2, es la de funcionamiento de la centrífuga de discos, que corresponde a 3 bares ($3 \cdot 10^5$ Pa).

Por último, está la pérdida de carga total entre ambos puntos, que consiste en la suma de las pérdidas de carga debida a los tramos rectos y debida a los accidentes entre dichos puntos. En cuanto a la pérdida de carga en tramos rectos, se define según:

$$\Delta F_r = \frac{2fv^2L}{D}$$

La variable f recibe el nombre de coeficiente de frotamiento y puede obtenerse gráficamente mediante el llamado gráfico de Moody, adjunto en la figura 14:

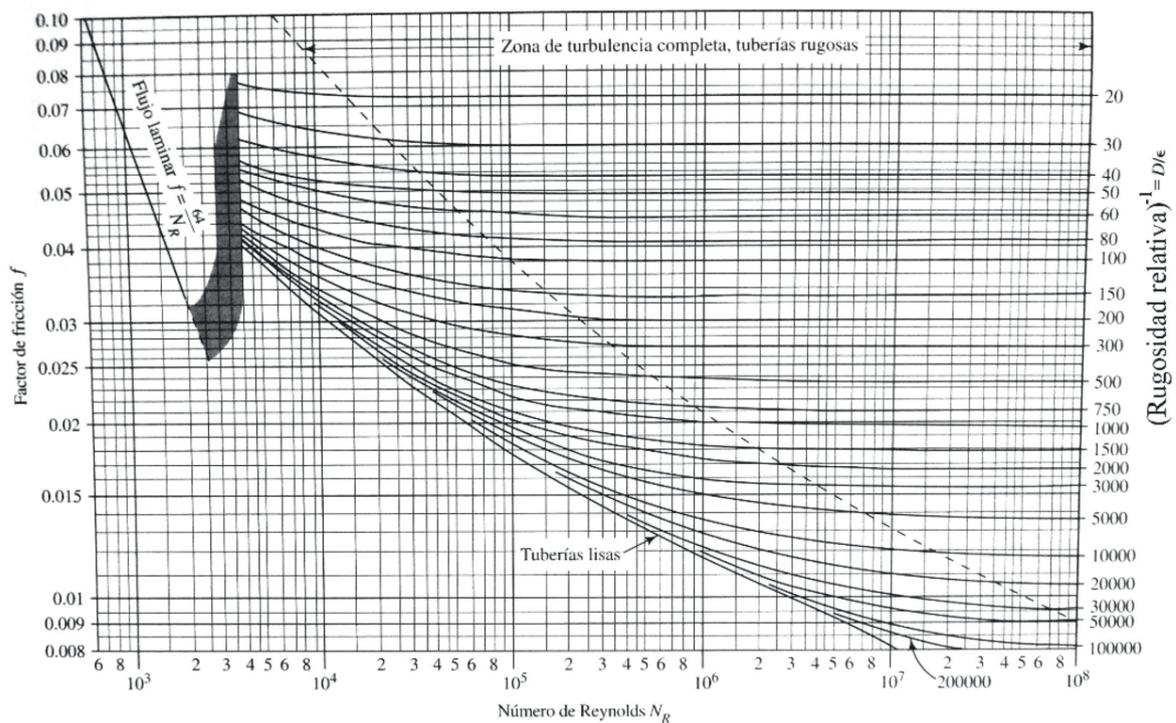


Diagrama de Moody. (Fuente: Pao, R. H. F. 1961. *Fluid Mechanics*. Nueva York: John Wiley e hijos, p. 284.)

Figura 14. Gráfico de Moody.

Para obtener este valor se necesita el valor del número de Reynolds (Re), que se define según la expresión siguiente:

$$Re = \frac{\rho \pi D}{\mu} = \frac{1076,656 \cdot 3,142 \cdot 0,1}{0,001} = 338.241,46$$

En este caso el coeficiente de frotamiento (f) en la gráfica de Moody, resulta ser (para una rugosidad de $5 \cdot 10^{-4}$) de:

$$f = 0,017$$

De este modo, la pérdida de carga en tramos rectos (suponiendo una longitud de 15 m) resulta:

$$\Delta F_r = \frac{2 \cdot 0,017 \cdot 0,88^2 \cdot 15}{0,1} = 3,985 \frac{J}{kg}$$

Pasando a la pérdida de carga relativa a los accidentes entre los puntos 1 y 2, ésta se define mediante:

$$\Delta F_a = \frac{K v^2}{2}$$

Donde K es la suma de los coeficientes característicos de pérdida de carga de cada accidente.

De este modo, las K de cada accidente se recoge en la tabla 2:

Tabla 2. Accidentes presentes en el primer tramo.

Accidente	Cantidad	K
Codo de 90° estándar	3	0,75
Válvula de compuerta abierta	1	0,17
Entrada de cantos vivos	1	0,5
Estrechamiento	1	0,9025
TOTAL	6	3,8225

En total, la pérdida de carga relativa a los accidentes queda:

$$\Delta F_a = \frac{3,8225 \cdot 0,884^2}{2} = 1,493 \frac{J}{kg}$$

De modo que la pérdida de carga total resulta ser de:

$$\Delta F = \Delta F_r + \Delta F_a = 3,985 + 1,493 = 5,478 \frac{J}{kg}$$

Así, ya es posible determinar el valor de la potencia teórica de la bomba instalada (B1):

$$\dot{W} = g(z_2 - z_1) + \left(\frac{v_2^2}{2} - \frac{v_1^2}{2} \right) + \frac{P_2 - P_1}{\rho} + \Delta F$$

$$\dot{W} = 9,81(0 - 3) + \left(\frac{0,884^2}{2} \right) + \frac{3 \cdot 10^5 - 10^5}{1076,656} + 5,478 = 162,199 \frac{J}{kg}$$

Si se supone un rendimiento energético de aproximadamente el 50%, la potencia mínima necesaria para la bomba debe ser de:

$$W = \frac{\dot{W} \cdot m}{\eta} = \frac{\dot{W} \cdot \rho \cdot Q}{\eta} = \frac{162,199 \cdot 1076,656 \cdot \frac{25}{3600}}{0,5} = 2,425 \text{ kW}$$

Donde:

m = Caudal másico de la suspensión (kg/h)

η = Rendimiento de la bomba

Para asegurar un correcto funcionamiento de la bomba, debe calcularse la carga de succión neta disponible (NPSH disponible, por sus siglas en inglés), para evitar la cavitación de la bomba. Esto puede llevarse a cabo mediante la siguiente expresión:

$$NPSH_{disp} = (z_1 - z_2) + \frac{1}{g} \left(\frac{P_1 - P_v}{\rho} - \frac{v_2^2}{2} - \Delta F \right)$$

$$NPSH_{disp} = (3 - 0) + \frac{1}{9,81} \left(\frac{10^5 - 2338}{1076,656} - \frac{0,884^2}{2} - 5,478 \right) = 11,648m$$

Este valor de $NPSH_{disp}$ es suficiente dado que el valor de NPSH requerido ($NPSH_{req}$) proporcionado por el proveedor es de:

$$NPSH_{req} = 2 \text{ m}$$

Para la segunda bomba (B2) se realizará un BEM entre los puntos 3 y 4 indicados en la figura 13. Este balance se puede expresar de manera análoga a la ecuación 42:

$$g(z_4 - z_3) + \left(\frac{v_4^2}{2} - \frac{v_3^2}{2} \right) + \frac{P_4 - P_3}{\rho} + \Delta F = \dot{W}$$

Aquí también se da el caso de que el punto 3 se sitúa a 3 m sobre el nivel del suelo, mientras que el punto 4, tras la bomba, está a nivel del suelo.

En cuanto a la energía cinética, la velocidad del punto 3 también puede considerarse nula, al tratarse de la superficie de un líquido en un depósito, mientras que v_4 viene dada por las características de la conducción:

$$v_4 = \frac{Q}{A} = \frac{4,454}{\frac{\pi}{4} D^2} = \frac{4,454}{\frac{\pi}{4} 0,1^2} = 0,157 \frac{m}{s}$$

En cuanto a la presión, la que caracteriza al punto 3 es, de nuevo, la presión atmosférica, ya que está expuesta al entorno, mientras que la presión en el punto 4, es la de funcionamiento del filtro prensa, que corresponde a 4 bares ($4 \cdot 10^5$ Pa).

Por último, está la pérdida de carga total entre ambos puntos, que se llevará a cabo de manera análoga a la bomba 1. En cuanto a la pérdida de carga en tramos rectos:

$$\Delta F_r = \frac{2fv^2L}{D}$$

$$Re = \frac{\rho \pi D}{\mu} = \frac{1441,31 \cdot 3,142 \cdot 0,1}{0,01} = 45.280,09$$

Desde el gráfico de Moody de la figura 14, con la misma rugosidad relativa de $5 \cdot 10^{-4}$:

$$f = 0,023$$

Asumiendo un tramo recto de 10 m:

$$\Delta F_r = \frac{2 \cdot 0,023 \cdot 0,157^2 \cdot 10}{0,1} = 0,113 \frac{J}{kg}$$

En cuanto a la pérdida de carga debida a accidentes:

$$\Delta F_a = \frac{Kv^2}{2}$$

Las K de cada accidente se recoge en la tabla 3:

Tabla 3. Accidentes presentes en el segundo tramo.

Accidente	Cantidad	K
Codo de 90° estándar	2	0,75
Válvula de compuerta abierta	1	0,17
Entrada de cantos vivos	1	0,5
Estrechamiento	1	0,9025
TOTAL	5	3,0725

$$\Delta F_a = \frac{3,0725 \cdot 0,157^2}{2} = 0,038 \frac{J}{kg}$$

De modo que la pérdida de carga total resulta ser de:

$$\Delta F = \Delta F_r + \Delta F_a = 0,113 + 0,038 = 0,151 \frac{J}{kg}$$

Así, ya es posible determinar el valor de la potencia teórica de la bomba instalada (B2):

$$\dot{W} = g(z_4 - z_3) + \left(\frac{v_4^2}{2} - \frac{v_3^2}{2} \right) + \frac{P_4 - P_3}{\rho} + \Delta F$$

$$\dot{W} = 9,81(0 - 3) + \left(\frac{0,157^2}{2} \right) + \frac{4 \cdot 10^5 - 10^5}{1441,312} + 0,151 = 178,877 \frac{J}{kg}$$

Si se supone un rendimiento energético de aproximadamente el 50%, la potencia mínima necesaria para la bomba debe ser de:

$$W = \frac{\dot{W} \cdot m}{\eta} = \frac{\dot{W} \cdot \rho \cdot Q}{\eta} = \frac{178,877 \cdot 1441,312 \cdot \frac{4,454}{3600}}{0,5} = 0,638 \text{ kW}$$

Para asegurar un correcto funcionamiento de la bomba, debe calcularse la carga de succión neta disponible (NPSH disponible, por sus siglas en inglés), para evitar la cavitación de la bomba. Esto puede llevarse a cabo mediante la siguiente expresión:

$$NPSH_{disp} = (z_3 - z_4) + \frac{1}{g} \left(\frac{P_3 - P_v}{\rho} - \frac{v_4^2}{2} - \Delta F \right)$$

$$NPSH_{disp} = (3 - 0) + \frac{1}{9,81} \left(\frac{10^5 - 2338}{1441,312} - \frac{0,157^2}{2} - 0,145 \right) = 9,891 \text{ m}$$

Este valor de $NPSH_{disp}$ es suficiente dado que el valor de NPSH requerido ($NPSH_{req}$) proporcionado por el proveedor es de:

$$NPSH_{req} = 2 \text{ m}$$

Pasando ya a la segunda alternativa, la de los filtros centrífugos, esta aparece descrita en la figura 15. Este proceso resulta relativamente más sencillo de calcular en el sentido de que solo resulta necesaria una bomba centrífuga y, por tanto, un solo balance de energía mecánica.

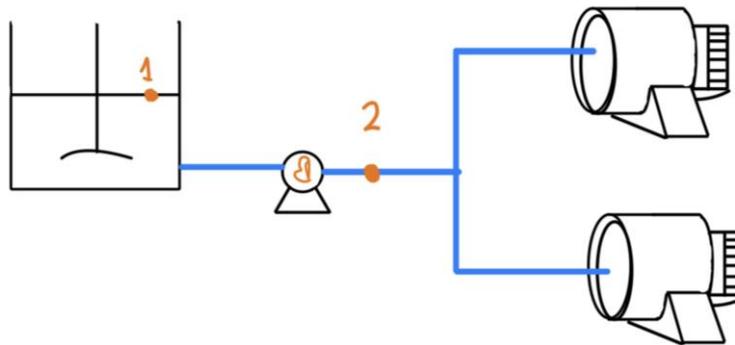


Figura 15. Proceso de la alternativa 2.

Para los cálculos relativos a esta bomba (B) se realizará un BEM entre los puntos 1 y 2 indicados en la figura 15. Este balance se puede expresar de manera análoga a la ecuación 42:

$$g(z_2 - z_1) + \left(\frac{v_2^2}{2} - \frac{v_1^2}{2} \right) + \frac{P_2 - P_1}{\rho} + \Delta F = \dot{W}$$

En este caso, el punto 1 se sitúa a 3 m sobre el nivel del suelo, mientras que el punto 2, tras la bomba, está a nivel del suelo.

En cuanto a la energía cinética, la velocidad del punto 1 también puede considerarse nula, al tratarse de la superficie de un líquido en un depósito, mientras que v_2 viene dada por las características de la conducción:

$$v_4 = \frac{Q}{A} = \frac{4,454}{\frac{\pi}{4} D^2} = \frac{25}{\frac{\pi}{4} 0,1^2} = 0,884 \frac{m}{s}$$

En cuanto a la presión, la que caracteriza al punto 3 es, de nuevo, la presión atmosférica, ya que está expuesta al entorno, mientras que la presión en el punto 4, es la de funcionamiento del filtro prensa, que corresponde a 2 bares ($2 \cdot 10^5$ Pa).

Por último, está la pérdida de carga total entre ambos puntos, que se llevará a cabo de manera análoga al cálculo realizado en la línea de proceso anterior. En cuanto a la pérdida de carga en tramos rectos:

$$\Delta F_r = \frac{2fv^2L}{D}$$

$$Re = \frac{\rho\pi D}{\mu} = \frac{1076,656 \cdot 3,142 \cdot 0,1}{0,001} = 338.241,46$$

Desde el gráfico de Moody de la figura 14, con la misma rugosidad relativa de $5 \cdot 10^{-4}$:

$$f = 0,018$$

Asumiendo un tramo recto de 20 m:

$$\Delta F_r = \frac{2 \cdot 0,018 \cdot 0,884^2 \cdot 20}{0,1} = 5,626 \frac{J}{kg}$$

En cuanto a la pérdida de carga debida a accidentes:

$$\Delta F_a = \frac{Kv^2}{2}$$

Las K de cada accidente se recoge en la tabla 4:

Tabla 4. Accidentes presentes en la línea de filtros centrífugos.

Accidente	Cantidad	K
Codo de 90° estándar	2	0,75
Entrada de cantos vivos	1	0,5
Válvula de compuerta abierta	1	0,17
Estrechamiento	1	0,9025
Bifurcación	1	1
TOTAL	6	4,0725

$$\Delta F_a = \frac{4,0725 \cdot 0,884^2}{2} = 1,591 \frac{J}{kg}$$

De modo que la pérdida de carga total resulta ser de:

$$\Delta F = \Delta F_r + \Delta F_a = 5,626 + 1,591 = 7,217 \frac{J}{kg}$$

Así, ya es posible determinar el valor de la potencia teórica de la bomba instalada (B):

$$\dot{W} = g(z_2 - z_1) + \left(\frac{v_2^2}{2} - \frac{v_1^2}{2} \right) + \frac{P_2 - P_1}{\rho} + \Delta F$$

$$\dot{W} = 9,81(0 - 3) + \left(\frac{0,884^2}{2} \right) + \frac{2 \cdot 10^5 - 10^5}{1076,656} + 7,217 = 71,449 \frac{J}{kg}$$

Si se supone un rendimiento energético de aproximadamente el 50%, la potencia mínima necesaria para la bomba debe ser de:

$$W = \frac{\dot{W} \cdot m}{\eta} = \frac{\dot{W} \cdot \rho \cdot Q}{\eta} = \frac{71,449 \cdot 1076,656 \cdot \frac{25}{3600}}{0,5} = 1,068 \text{ kW}$$

Para asegurar un correcto funcionamiento de la bomba, debe calcularse la carga de succión neta disponible (NPSH disponible, por sus siglas en inglés), para evitar la cavitación de la bomba. Esto puede llevarse a cabo mediante la siguiente expresión:

$$NPSH_{disp} = (z_3 - z_4) + \frac{1}{g} \left(\frac{P_3 - P_v}{\rho} - \frac{v_4^2}{2} - \Delta F \right)$$

$$NPSH_{disp} = (3 - 0) + \frac{1}{9,81} \left(\frac{10^5 - 2338}{1076,656} - \frac{0,884^2}{2} - 7,217 \right) = 11,471 \text{ m}$$

Este valor de $NPSH_{disp}$ es suficiente dado que el valor de NPSH requerido ($NPSH_{req}$) proporcionado por el proveedor es de:

$$NPSH_{req} = 2 \text{ m}$$

2. Anexo II. Viabilidad económica

En cuanto a la viabilidad económica del proyecto, en este caso el estudio que se desarrolla en este proyecto no tiene por objeto la venta de un producto concreto, sino que el sólido separado

durante las alternativas descritas anteriormente en este mismo documento se destinará al proceso de atomización que se lleva a cabo en esta misma planta.

El beneficio vendrá dado, entonces, por el ahorro que supone la optimización del proceso de separación. Más que de manera directa debido al proceso en sí, el tratamiento físico alternativo del agua residual que se presenta en estos documentos muestra un beneficio económico en la fase posterior de atomización del material cerámico separado.

Explicada la perspectiva del estudio económico, se presentan a continuación en las tablas 5 y 6, los cálculos de coste de cada proceso descrito. En este caso, no será necesario realizar inversiones de obra civil, contratación de suministro, etc., ya que las líneas de proceso presentadas se llevarán a cabo en las instalaciones de la planta de atomización, por lo que la inversión inicial corresponderá únicamente al coste de la maquinaria.

Tabla 5. Inversión en maquinaria del proceso de sedimentador y filtro prensa.

Equipo	Cantidad	Precio (€)	Coste total (€)
Centrífuga de discos	1	20.000	20.000
Filtro Prensa	1	18.000	18.000
Bomba Centrífuga	2	3.300	9.900
Depósito	2	8.000	16.000
Conducciones	25	30	750
TOTAL			64.650

Tabla 6. Inversión en maquinaria del proceso de filtros centrífugos.

Equipo	Cantidad	Precio (€)	Coste total (€)
Filtro Centrífugo	2	20.000	40.000
Bomba Centrífuga	1	3.300	3.300
Depósito	1	7.500	7.500
Conducciones	20	30	600
TOTAL			51.400

La amortización de estos equipos se supondrá de 10 años por lo que, en cada caso y tal y como aparece en la tabla 7, se obtiene un gasto anual en cada línea de proceso de:

Tabla 7. Coste de amortización de cada proceso presentado.

	Discos y Filtro prensa	Filtros centrífugos
Amortización (€/año)	6.465	5.140

En cuanto al consumo eléctrico de los procesos descritos, éstos aparecen reflejados en las tablas 8 y 9:

Tabla 8. Coste de consumo eléctrico de la alternativa 1.

Equipo	Consumo (kW)	Consumo Tot (kW)	h/día	kWh/día	kWh/año	€/kWh	€/año
Centrífuga	36	36	8	288	100.800	0,09	9.072
Filtro	100	100		800	280.000		25.200
Bomba	45	135		1.080	378.000		34.020
Depósito	0	0		0	0		0
Conducciones	0	0		0	0		0
TOTAL		271		2.168	758.800		68.292

Tabla 9. Coste de consumo eléctrico de la alternativa 2.

Equipo	Consumo (kW)	Consumo Tot (kW)	h/día	kWh/día	kWh/año	€/kWh	€/año
Filtro centrífugo	125	250	16	4.000	1.400.000	0,09	126.000
Bomba	45	45		720	252.000		22.680
Depósito	0	0		0	0		0
Conducciones	0	0		0	0		0
TOTAL		295		4.720	1.652.000		148.680

Para llevar a cabo cualquiera de los dos procesos, es necesario contar con operarios que puedan hacer funcionar la planta y asegurar el correcto funcionamiento de la misma. En la tabla 10 se recoge el número de operarios necesarios en cada proceso, así como su salario y el coste que supone anualmente. En este caso, los operarios en cuestión solo llevarán a cabo labores de supervisión, ya que el proceso está automatizado, pudiendo así realizar otros trabajos en la planta de atomización, adyacente a esta línea de proceso:

Tabla 10. Coste anual de los operarios de la planta.

	Operarios	Salario bruto (€/mes)	Coste anual (€/año)
Centrífuga y filtro prensa	0,5	1.450	8.700
Filtros centrífugos	1 (0,5+0,5)		17.400

Estos valores de 0,5 operarios implican que el operario designado para la supervisión de la línea de proceso solo pasará la mitad de su jornada de trabajo en labores de supervisión de la línea de tratamiento de aguas, mientras que durante el resto de la jornada trabajará en otras tareas relacionadas con la planta de atomización.

Por último, respecto al coste de mantenimiento, éste se suele considerar entorno a un 10% del valor del coste de la maquinaria de la que consiste el proceso. Por tanto, según la tabla 11 este gasto resulta ser de:

Tabla 11. Gasto de mantenimiento del equipo.

	Inversión de equipo (€)	Gasto de mantenimiento (€/año)
Centrífuga y filtro prensa	64.650	6.465
Filtros centrífugos	51.400	5.140

Así, ya es posible llevar a cabo la suma de gastos totales de cada uno de los procesos, tal y como se recoge en la tabla 12:

Tabla 12. Resumen de gastos anuales.

	Coste Alternativa 1 (€/año)	Coste Alternativa 2 (€/año)
Amortización	6.465	5.140
Energía eléctrica	68.292	148.680
Operarios	8.700	17.400
Mantenimiento	6.465	5.140
TOTAL	89.922	176.360

También puede obtenerse otro valor de interés como es el coste unitario de tratamiento por metro cúbico de agua residual (€/m³). A los valores de coste unitario de los tratamientos

presentados, se le puede sumar el coste por metro cúbico del tratamiento fisicoquímico convencional, obtenido de la bibliografía, a modo de comparativa. Estas variables pueden obtenerse según se indica en la tabla 13:

Tabla 13. Coste unitario del tratamiento de agua residual para cada proceso.

	Gasto anual (€/año)	Caudal de agua residual (m ³ /h)	Caudal de agua residual (m ³ /año)	Coste unitario (€/m ³)
Centrífuga y filtro prensa	89.922	25	70000	1,28
Filtros centrífugos	176.360			2,52
Fisicoquímico	71.400			1,02

Tal y como se ha adelantado anteriormente, observando el coste del proceso *per se* es donde el tratamiento fisicoquímico brilla comparado con las alternativas presentadas.

Sin embargo, es durante el desarrollo del producto principal de la planta, el polvo atomizado de materiales cerámicos, cuando este proceso resulta poco conveniente, ya que la adición de productos químicos como coagulantes y floculantes incrementan el coste energético del proceso de atomización, de manera que se necesita mayor alimentación de combustible para llegar al resultado deseado.

Por ello, las alternativas propuestas en este proyecto presentan unas ventajas que son posibles de cuantificar. Es en este punto donde se van a realizar dos supuestos: en el primero de ellos es que, debido a la ausencia de los mencionados compuestos químicos, el contenido en sólidos de la barbotina de alimentación al atomizador haya podido aumentar entre un 0,5% y un 1%. El segundo supuesto consiste en una disminución de la dosis de defloculante, que se administra a dicha barbotina para evitar la formación de agregados de partículas durante la operación, entorno a un 5-10%.

En cuanto al primer supuesto, asumiendo un incremento en el contenido en sólidos de la barbotina a atomizar de entre un 0,5% y un 1%, se parte de la base de que, tal como está descrito en la figura 16, se producen 30.000 kg/h de polvo atomizado por cada atomizador, siendo el alimento una barbotina del 65% de contenido en sólidos.

Por lo que respecta al defloculante, no es descabellado considerar un ahorro de entre un 5% y un 10%, tal y como se ha comentado anteriormente. El defloculante utilizado en este caso será

el más común en la industria de baldosas cerámicas, una mezcla con base de silicato sódico que puede estar mezclada con bases acrílicas y/o fosfatos, que estará presente en una proporción del 1 % en peso de barbotina.

Para calcular el ahorro que suponen los incrementos de contenido en sólidos, deberá obtenerse la cantidad de agua que debe evaporarse, la energía requerida para llevarlo a cabo, el volumen de gas natural para obtener esa energía y los costes derivados de la parte energética de la operación (adquisición combustible y derechos de emisión).

En cuanto al cálculo del caudal de agua a evaporar para obtener el polvo atomizado seco, éste se realiza de la siguiente manera, aprovechando también para calcular el coste en defloculante:

$$30.000 \frac{kg \text{ sól}}{h} \cdot 16 \frac{h}{día} \cdot 365 \frac{días}{año} = 175.200 \frac{t \text{ sól}}{año}$$

$$175.200 \frac{t \text{ sól}}{año} \cdot \frac{1}{0,65} \frac{t \text{ barb}}{t \text{ sól}} = 269.538,46 \frac{t \text{ barb}}{año}$$

$$269.538,46 \frac{t \text{ barb}}{año} \cdot 0,01 \frac{t \text{ defloc}}{t \text{ barb}} = 2.695,4 \frac{t \text{ defloc}}{año}$$

$$2.695,4 \frac{t \text{ defloc}}{año} \cdot 450 \frac{€}{t \text{ defloc}} = 1.212.930 \frac{€ \text{ defloc}}{año}$$

Caudal de agua a evaporar:

$$269.538,46 \frac{t \text{ barb}}{año} \cdot 0,35 \frac{t \text{ agua}}{t \text{ barb}} = 94.338,46 \frac{t \text{ agua}}{año}$$

Este es el valor de caudal de agua en el proceso convencional de atomización. Para evaporar este caudal de agua se realiza el cálculo de la energía necesaria:

$$E = m_{\text{agua}} \cdot (C_p \cdot \Delta T + L_v)$$

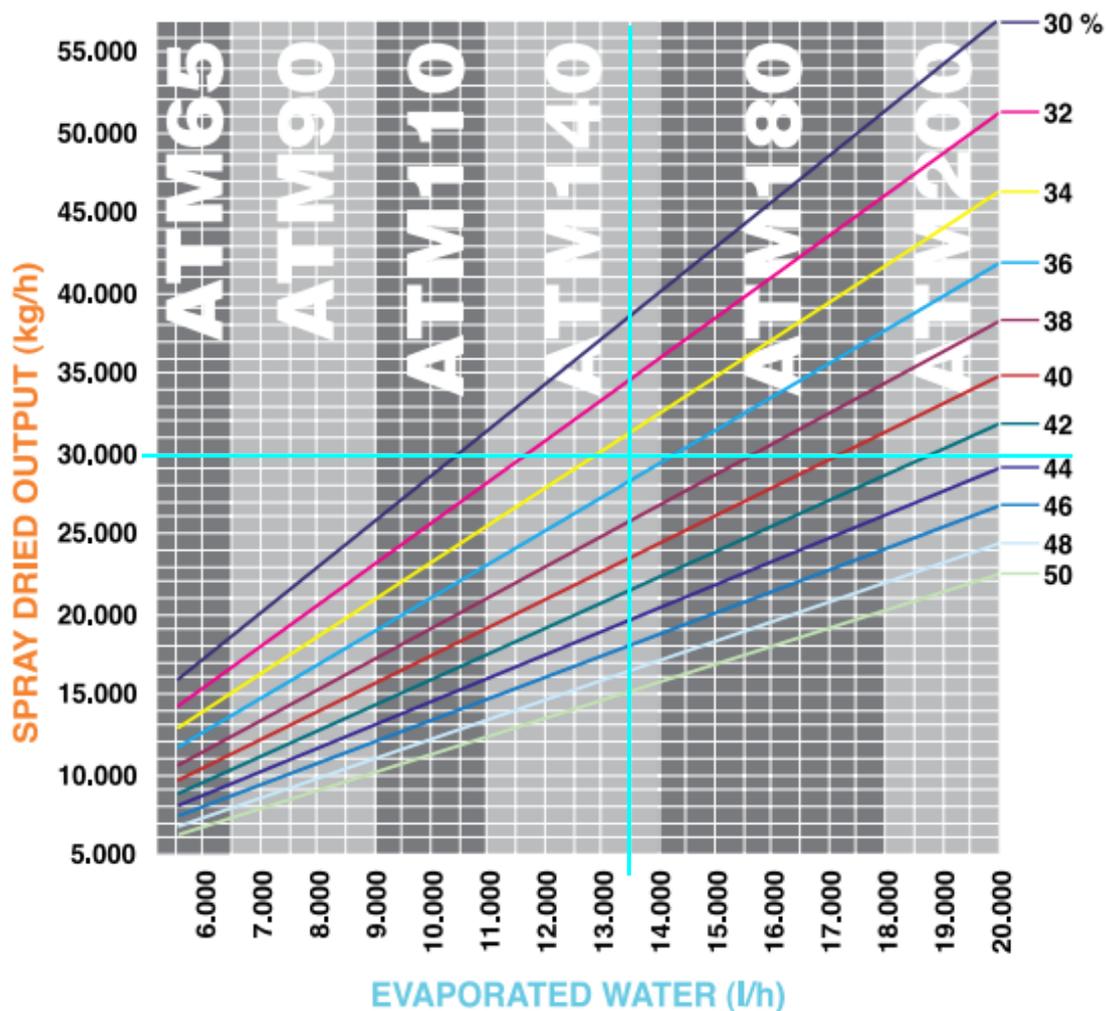


Figura 16. Producción de polvo atomizado según su contenido en sólidos.

Donde:

$$C_p = 4186 \text{ kJ/t} \cdot \text{K}$$

$$L_v = 2.264.300 \text{ kJ/t}$$

$$E = 94.338,46 \cdot (4186 \cdot 60 + 2,264 \cdot 10^6) = 2,373 \cdot 10^{11} \frac{\text{kJ}}{\text{año}}$$

$$2,373 \cdot 10^{11} \frac{\text{kJ}}{\text{año}} = 6,644 \cdot 10^7 \frac{\text{kWh}}{\text{año}}$$

En cuanto al gas natural utilizado como combustible para la evaporación del agua, el caudal necesario se obtiene según:

$$m_{GN} = \frac{E}{PCI} = \frac{6,644 \cdot 10^7}{14.690} = 4.522,6 \frac{\text{t GN}}{\text{año}}$$

$$4.522,6 \frac{t \text{ GN}}{\text{año}} \cdot \frac{1 \text{ m}^3 \text{ GN}}{0,743 \text{ kg GN}} \cdot 1000 \frac{\text{kg GN}}{t \text{ GN}} = 6,087 \cdot 10^6 \frac{\text{m}^3 \text{ GN}}{\text{año}}$$

Donde:

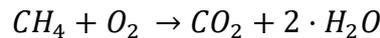
PCI = Poder Calorífico Inferior = 14.690 kWh/t_{GN}

$$\rho_{GN} = 0,743 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3}$$

Para conocer el coste del gas natural, éste viene dado por la energía de evaporación necesaria, ya calculada:

$$6,644 \cdot 10^7 \frac{\text{kWh GN}}{\text{año}} \cdot 0,08 \frac{\text{€}}{\text{kWh GN}} = 5,315 \cdot 10^6 \frac{\text{€}}{\text{año}}$$

Derivado de la combustión del gas natural (mayormente metano), también existe una producción de CO₂, que se expulsa a la atmósfera, por lo que se deben abonar los llamados derechos de emisión, que permiten despedir este gas al exterior.



$$4.522,6 \frac{t \text{ CH}_4}{\text{año}} \cdot \frac{1 \text{ mol CH}_4}{16 \text{ g CH}_4} \cdot 10^6 \frac{\text{g CH}_4}{t \text{ CH}_4} = 2,827 \cdot 10^8 \frac{\text{mol CH}_4}{\text{año}}$$

$$2,827 \cdot 10^8 \frac{\text{mol CH}_4}{\text{año}} = 2,827 \cdot 10^8 \frac{\text{mol CO}_2}{\text{año}}$$

$$2,827 \cdot 10^8 \frac{\text{mol CO}_2}{\text{año}} \cdot 44 \frac{\text{g CO}_2}{\text{mol CO}_2} \cdot \frac{1 \text{ t CO}_2}{10^6 \text{ g CO}_2} \cdot 80 \frac{\text{€}}{\text{tCO}_2} = 994.972 \frac{\text{€}}{\text{año}}$$

El gasto total cada año de un solo atomizador resulta ser de:

$$C_{tot} = C_{GN} + C_{CO_2} + C_{defloc}$$

$$C_{tot} = 5,315 \cdot 10^6 + 0,995 \cdot 10^6 + 1,213 \cdot 10^6 = 7,523 \cdot 10^6 \frac{\text{€}}{\text{año}}$$

Ahora se procederá a calcular el posible ahorro si se aumenta el contenido en sólidos un 1% (es decir, que se opera con una barbotina con un contenido del 66% en sólidos) debido a la ausencia de coagulantes y floculantes en la fase sólida, además de la mencionada rebaja en la dosis de defloculante:

$$175.200 \frac{t \text{ sól}}{\text{año}} \cdot \frac{1}{0,66} \frac{t \text{ barb}}{t \text{ sól}} = 265.454,55 \frac{t \text{ barb}}{\text{año}}$$

$$265.454,55 \frac{t \text{ barb}}{\text{año}} \cdot 0,01 \frac{t \text{ defloc}}{t \text{ barb}} = 2.654,55 \frac{t \text{ defloc}}{\text{año}}$$

$$2.654,55 \frac{t \text{ defloc}}{\text{año}} \cdot 450 \frac{\text{€}}{t \text{ defloc}} = 1.194.545,55 \frac{\text{€ defloc}}{\text{año}}$$

Si, además, en este caso se rebajara la dosis de defloculante un 5% (opción conservadora) y un 10% (opción optimista) el coste resultaría de:

$$-5\%: 2.521,8 \frac{t \text{ defloc}}{\text{año}} \cdot 450 \frac{\text{€}}{t \text{ defloc}} = 1.134.820,1 \frac{\text{€ defloc}}{\text{año}}$$

$$-10\%: 2.389,1 \frac{t \text{ defloc}}{\text{año}} \cdot 450 \frac{\text{€}}{t \text{ defloc}} = 1.075.092,8 \frac{\text{€ defloc}}{\text{año}}$$

Caudal de agua a evaporar:

$$265.454,55 \frac{t \text{ barb}}{\text{año}} \cdot 0,34 \frac{t \text{ agua}}{t \text{ barb}} = 90.254,55 \frac{t \text{ agua}}{\text{año}}$$

Este es el valor de caudal de agua en el proceso convencional de atomización. Para evaporar este caudal de agua se realiza el cálculo de la energía necesaria:

$$E = 90.254,55 \cdot (4186 \cdot 60 + 2,264 \cdot 10^6) = 2,27 \cdot 10^{11} \frac{kJ}{\text{año}}$$

$$2,27 \cdot 10^{11} \frac{kJ}{\text{año}} = 6,356 \cdot 10^7 \frac{kWh}{\text{año}}$$

En cuanto al gas natural utilizado como combustible para la evaporación del agua, el caudal necesario se obtiene según:

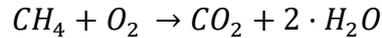
$$m_{GN} = \frac{E}{PCI} = \frac{6,356 \cdot 10^7}{14.690} = 4.326,84 \frac{t \text{ GN}}{\text{año}}$$

$$4.326,84 \frac{t \text{ GN}}{\text{año}} \cdot \frac{1}{0,743} \frac{m^3 \text{ GN}}{kg \text{ GN}} \cdot 1000 \frac{kg \text{ GN}}{t \text{ GN}} = 5,823 \cdot 10^6 \frac{m^3 \text{ GN}}{\text{año}}$$

Para conocer el coste del gas natural, éste viene dado por la energía de evaporación necesaria, ya calculada:

$$6,356 \cdot 10^7 \frac{kWh\ GN}{año} \cdot 0,08 \frac{€}{kWh\ GN} = 5,084 \cdot 10^6 \frac{€}{año}$$

Derivado de la combustión del gas natural (mayormente metano), también existe una producción de CO₂, que se expulsa a la atmósfera, por lo que se deben abonar los llamados derechos de emisión, que permiten despedir este gas al exterior.



$$4.326,84 \frac{t\ CH_4}{año} \cdot \frac{1\ mol\ CH_4}{16\ g\ CH_4} \cdot 10^6 \frac{g\ CH_4}{t\ CH_4} = 2,704 \cdot 10^8 \frac{mol\ CH_4}{año}$$

$$2,704 \cdot 10^8 \frac{mol\ CH_4}{año} = 2,704 \cdot 10^8 \frac{mol\ CO_2}{año}$$

$$2,704 \cdot 10^8 \frac{mol\ CO_2}{año} \cdot 44 \frac{g\ CO_2}{mol\ CO_2} \cdot \frac{1\ t\ CO_2}{10^6\ g\ CO_2} \cdot 80 \frac{€}{t\ CO_2} = 951.905 \frac{€}{año}$$

El gasto total cada año de un solo atomizador resulta ser de:

$$C_{tot} = C_{GN} + C_{CO_2} + C_{defloc}$$

$$C_{tot} = 5,084 \cdot 10^6 + 0,952 \cdot 10^6 + 1,195 \cdot 10^6 = 6,843 \cdot 10^6 \frac{€}{año}$$

$$-5\% defl.: C_{tot} = 5,084 \cdot 10^6 + 0,952 \cdot 10^6 + 1,135 \cdot 10^6 = 6,813 \cdot 10^6 \frac{€}{año}$$

$$-10\% defl.: C_{tot} = 5,084 \cdot 10^6 + 0,952 \cdot 10^6 + 1,075 \cdot 10^6 = 6,783 \cdot 10^6 \frac{€}{año}$$

Por último, si se supone un aumento del contenido en sólidos de un 0,5% (barbotina al 65,5% en peso de sólidos), además de la mencionada rebaja en la dosis de defloculante, se obtendrían los costes siguientes:

$$175.200 \frac{t\ sól}{año} \cdot \frac{1}{0,655} \frac{t\ barb}{t\ sól} = 267.480,92 \frac{t\ barb}{año}$$

$$267.480,92 \frac{t\ barb}{año} \cdot 0,01 \frac{t\ defloc}{t\ barb} = 2.674,8 \frac{t\ defloc}{año}$$

$$2.674,8 \frac{t\ defloc}{año} \cdot 450 \frac{€}{t\ defloc} = 1.203.660 \frac{€\ defloc}{año}$$

Si, además, en este caso se rebajara la dosis de defloculante un 5% (opción conservadora) y un 10% (opción optimista) el coste resultaría de:

$$-5\%: 2.541,1 \frac{t \text{ defloc}}{\text{año}} \cdot 450 \frac{\text{€}}{t \text{ defloc}} = 1.143.477 \frac{\text{€ defloc}}{\text{año}}$$

$$-10\%: 2.407,3 \frac{t \text{ defloc}}{\text{año}} \cdot 450 \frac{\text{€}}{t \text{ defloc}} = 1.083.294 \frac{\text{€ defloc}}{\text{año}}$$

Caudal de agua a evaporar:

$$267.480,92 \frac{t \text{ barb}}{\text{año}} \cdot 0,345 \frac{t \text{ agua}}{t \text{ barb}} = 92.280,92 \frac{t \text{ agua}}{\text{año}}$$

Este es el valor de caudal de agua en el proceso convencional de atomización. Para evaporar este caudal de agua se realiza el cálculo de la energía necesaria:

$$E = 92.280,92 \cdot (4186 \cdot 60 + 2,264 \cdot 10^6) = 2,321 \cdot 10^{11} \frac{kJ}{\text{año}}$$

$$2,321 \cdot 10^{11} \frac{kJ}{\text{año}} = 6,499 \cdot 10^7 \frac{kWh}{\text{año}}$$

En cuanto al gas natural utilizado como combustible para la evaporación del agua, el caudal necesario se obtiene según:

$$m_{GN} = \frac{E}{PCI} = \frac{6,499 \cdot 10^7}{14.690} = 4.424,0 \frac{t \text{ GN}}{\text{año}}$$

$$4.424,0 \frac{t \text{ GN}}{\text{año}} \cdot \frac{1}{0,743} \frac{m^3 \text{ GN}}{kg \text{ GN}} \cdot 1000 \frac{kg \text{ GN}}{t \text{ GN}} = 5,954 \cdot 10^6 \frac{m^3 \text{ GN}}{\text{año}}$$

Para conocer el coste del gas natural, éste viene dado por la energía de evaporación necesaria, ya calculada:

$$6,499 \cdot 10^7 \frac{kWh \text{ GN}}{\text{año}} \cdot 0,08 \frac{\text{€}}{kWh \text{ GN}} = 5,199 \cdot 10^6 \frac{\text{€}}{\text{año}}$$

En cuanto a los costes de emisión del dióxido de carbono:

$$CH_4 + O_2 \rightarrow CO_2 + 2 \cdot H_2O$$

$$4.424,0 \frac{t \text{ CH}_4}{\text{año}} \cdot \frac{1}{16} \frac{mol \text{ CH}_4}{g \text{ CH}_4} \cdot 10^6 \frac{g \text{ CH}_4}{t \text{ CH}_4} = 2,765 \cdot 10^8 \frac{mol \text{ CH}_4}{\text{año}}$$

$$2,765 \cdot 10^8 \frac{\text{mol } CH_4}{\text{año}} = 2,765 \cdot 10^8 \frac{\text{mol } CO_2}{\text{año}}$$

$$2,765 \cdot 10^8 \frac{\text{mol } CO_2}{\text{año}} \cdot 44 \frac{\text{g } CO_2}{\text{mol } CO_2} \cdot \frac{1}{10^6} \frac{\text{t } CO_2}{\text{g } CO_2} \cdot 80 \frac{\text{€}}{\text{t } CO_2} = 973.280 \frac{\text{€}}{\text{año}}$$

El gasto total cada año de un solo atomizador resulta ser de:

$$C_{tot} = C_{GN} + C_{CO_2} + C_{defloc}$$

$$C_{tot} = 5,199 \cdot 10^6 + 0,973 \cdot 10^6 + 1,204 \cdot 10^6 = 7,376 \cdot 10^6 \frac{\text{€}}{\text{año}}$$

$$-5\% \text{ defl.}: C_{tot} = 5,199 \cdot 10^6 + 0,973 \cdot 10^6 + 1,143 \cdot 10^6 = 7,315 \cdot 10^6 \frac{\text{€}}{\text{año}}$$

$$-10\% \text{ defl.}: C_{tot} = 5,199 \cdot 10^6 + 0,973 \cdot 10^6 + 1,083 \cdot 10^6 = 7,255 \cdot 10^6 \frac{\text{€}}{\text{año}}$$

Finalmente, para resumir los datos de estos supuestos, se disponen a continuación las tablas 14, 15 y 16 como resumen y conclusión del posible ahorro generado por las alternativas:

Tabla 14. Resumen de costes anuales según el incremento del contenido en sólidos y sin disminución del defloculante.

0% de disminución de defloculante						
Contenido en sólidos (€/año)	Coste gas natural (€/año)	Coste emisiones (€/año)	Coste defloculante (€/año)	Coste total (€/año)	Ahorro (€/año)	Ahorro (%)
+ 0%	5.315.500	994.972	1.213.000	7.523.000	-	-
+ 0,5%	5.199.000	973.280	1.204.000	7.376.000	147.000	1,95%
+ 1 %	5.084.000	951.905	1.195.000	7.231.000	292.000	3,88%

Tabla 15. Resumen de costes anuales según el incremento del contenido en sólidos y con una disminución del defloculante del 5%.

5% de disminución de defloculante						
Contenido en sólidos (€/año)	Coste gas natural (€/año)	Coste emisiones (€/año)	Coste defloculante (€/año)	Coste total (€/año)	Ahorro (€/año)	Ahorro (%)
+ 0%	-	-	-	-	-	-
+ 0,5%	5.199.000	973.280	1.143.000	7.315.000	208.000	2,76%
+ 1 %	5.084.000	951.905	1.135.000	7.171.000	352.000	4,68%

Tabla 16. Resumen de costes anuales según el incremento del contenido en sólidos y con una disminución del defloculante del 10%.

10% de disminución de defloculante						
Contenido en sólidos (€/año)	Coste gas natural (€/año)	Coste emisiones (€/año)	Coste defloculante (€/año)	Coste total (€/año)	Ahorro (€/año)	Ahorro (%)
+ 0%	-	-	-	-	-	-
+ 0,5%	5.199.000	973.280	1.083.000	7.255.000	268.000	3,56%
+ 1%	5.084.000	951.905	1.075.000	7.111.000	412.000	5,48%

También se ofrece a continuación en las tablas 17 y 18, los porcentajes de ahorro anual de todas las casuísticas descritas y el dinero total que se ahorra de manera anual:

Tabla 17. Porcentajes de ahorro anual de cada supuesto descrito en la operación de atomización.

	-0% defloculante	-5% defloculante	-10% defloculante
+0% CS	-	-	-
+0,5% CS	1,95%	2,76%	3,56%
+1% CS	3,88%	4,68%	5,48%

Tabla 18. Dinero total ahorrado anualmente durante la operación en un atomizador.

	-0% defloculante	-5% defloculante	-10% defloculante
+0% CS	-	-	-
+0,5% CS	147.000 €	208.000 €	268.000 €
+1% CS	292.000 €	352.000 €	412.000 €

En este contexto, una de las mejores opciones sea, debido a la ausencia de coagulantes y floculantes, considerar el 1% de aumento en la concentración de sólidos en la suspensión de atomización, pero sin reducción del defloculante, debido precisamente a este incremento de concentración, por lo que el ahorro anual como consecuencia de la sustitución del tratamiento fisicoquímico asciende a 292.000 €

Este ahorro, junto con los datos presentados en la tabla 13 del coste de tratamiento del agua residual, da lugar a un periodo de retorno para cada línea de proceso, donde se recupera la inversión realizada en instalar el proceso.

Dichos datos se presentan en las tablas 19 y 20, una para cada alternativa presentada, y las casillas que se muestran se han calculado, tomando un valor de IPC (inflación) del 2% y un interés real del 1,95%, de la siguiente manera:

$$\text{Gastos Alt. 1: } 113.780 \cdot (1 + IPC)^n \frac{\text{€}}{\text{año}}$$

Donde n es el número de años que lleva instalado el proyecto.

$$\text{Ingresos Alt. 1: } (71.400 - 89.922 + 292.000) \cdot (1 + IPC)^n \frac{\text{€}}{\text{año}}$$

$$\text{Ben. Bruto Alt. 1:}$$

$$\text{Ingr. A1} - \text{Gastos A1} - \text{Amort.} = (71.400 - 2 \cdot 89.922 + 292.000) \cdot (1 + IPC)^n - 6465$$

$$\text{Ben. Neto Alt. 1:}$$

$$\text{Ben. B. A1} - \text{Ben. B. A1} \cdot 0,25 = 0,75 \cdot [(71.400 - 2 \cdot 89.922 + 292.000) \cdot (1 + IPC)^n - 6465]$$

$$\text{Flujo de Caja (FC) Alt. 1:}$$

$$\text{Ben. Neto A1} + \text{Amort. A1} = 0,75 \cdot [(71.400 - 2 \cdot 89.922 + 292.000) \cdot (1 + IPC)^n] + 0,25 \cdot 6465$$

Tabla 19. Viabilidad económica de la alternativa 1.

Año	Gastos	Ingresos	Amortización	Ben. Bruto	Ben. Neto	FC	$\frac{FC}{(1 + i_r)^n}$
1	91.720,44 €	278.947,56 €	6465	180.762,12 €	135.571,59 €	142.036,59 €	139.319,85 €
2	93.554,85 €	284.526,51 €	6465	184.506,66 €	138.380,00 €	144.845,00 €	139.357,08 €
3	95.425,95 €	290.217,04 €	6465	188.326,10 €	141.244,57 €	147.709,57 €	139.394,92 €
4	97.334,46 €	296.021,38 €	6465	192.221,92 €	144.166,44 €	150.631,44 €	139.433,36 €
5	99.281,15 €	301.941,81 €	6465	196.195,66 €	147.146,74 €	153.611,74 €	139.472,40 €
6	101.266,78 €	307.980,65 €	6465	200.248,87 €	150.186,65 €	156.651,65 €	139.512,01 €
7	103.292,11 €	314.140,26 €	6465	204.383,15 €	153.287,36 €	159.752,36 €	139.552,19 €
8	105.357,95 €	320.423,06 €	6465	208.600,11 €	156.450,08 €	162.915,08 €	139.592,94 €
9	107.465,11 €	326.831,53 €	6465	212.901,41 €	159.676,06 €	166.141,06 €	139.634,23 €
10	109.614,42 €	333.368,16 €	6465	217.288,74 €	162.966,55 €	169.431,55 €	139.676,07 €
						155.372,60 €	1.394.945,06 €
						FC medio	$\sum \frac{FC}{(1 + i_r)^n}$

Derivados de estos valores, se pueden obtener parámetros económicos de interés, tales como el valor actual neto (VAN), el periodo de retorno (PR) y la tasa interna de retorno (TIR):

En cuanto al VAN, este puede calcularse de la siguiente manera:

$$VAN = \sum \frac{FC}{(1 + i_r)^n} - I_o = 1.394.945,06 - 64650 = 1.330.295,06 \text{ €}$$

En lo respecta al periodo de retorno (PR), éste viene definido por la siguiente expresión:

$$PR = \frac{I_o}{FC_{medio}} = \frac{64.650}{155.372,6} = 0,416 \text{ años} = 5 \text{ meses}$$

Finalmente, el TIR, que es un indicador de la rentabilidad de un proyecto, viene dado por el interés que caracteriza un VAN con un valor nulo, en otras palabras:

$$VAN = 0 = \sum \frac{FC}{(1 + TIR)^n} - I_o$$

$$I_o = \frac{FC_1}{(1 + TIR)} + \frac{FC_2}{(1 + TIR)^2} + \dots + \frac{FC_{10}}{(1 + TIR)^{10}} = 64.650$$

El cálculo de este interés no se puede realizar a mano debido al orden de la ecuación resultante, para obtener este valor se ha utilizado una calculadora financiera en línea, disponible en la bibliografía. Así, el valor del TIR resulta ser de:

$$TIR = 221,68\%$$

Todos los indicadores calculados se muestran a modo de resumen en la tabla 20:

Tabla 20. Parámetros económicos de interés.

VAN (€)	PR (años)	TIR (%)
1.330.295,06	0,416	221,68

Respecto a la segunda alternativa, también puede estudiarse su viabilidad económica de manera análoga a la primera alternativa, según la tabla 21:

Tabla 21. Viabilidad económica de la alternativa 2.

Año	Gastos	Ingresos	Amortización	Ben. Bruto	Ben. Neto	FC	$\frac{FC}{(1+i_r)^n}$
1	179.887,20 €	190.780,80 €	5140,000	5.753,60 €	5.753,60 €	10.893,600 €	10.893,600 €
2	183.484,94 €	194.596,42 €	5140,000	5.971,47 €	5.971,47 €	11.111,472 €	10.898,943 €
3	187.154,64 €	198.488,34 €	5140,000	6.193,70 €	6.193,70 €	11.333,701 €	10.904,288 €
4	190.897,74 €	202.458,11 €	5140,000	6.420,38 €	6.420,38 €	11.560,375 €	10.909,636 €
5	194.715,69 €	206.507,27 €	5140,000	6.651,58 €	6.651,58 €	11.791,583 €	10.914,986 €
6	198.610,00 €	210.637,42 €	5140,000	6.887,41 €	6.887,41 €	12.027,415 €	10.920,339 €
7	202.582,20 €	214.850,17 €	5140,000	7.127,96 €	7.127,96 €	12.267,963 €	10.925,695 €
8	206.633,85 €	219.147,17 €	5140,000	7.373,32 €	7.373,32 €	12.513,322 €	10.931,053 €
9	210.766,53 €	223.530,11 €	5140,000	7.623,59 €	7.623,59 €	12.763,589 €	10.936,414 €
10	214.981,86 €	228.000,72 €	5140,000	7.878,86 €	7.878,86 €	13.018,860 €	10.941,778 €
						11.928,188 €	109.176,733 €
						FC medio	$\sum \frac{FC}{(1+i_r)^n}$

Una vez calculados estos valores, se pueden obtener de nuevo los parámetros económicos anteriores: VAN, PR y TIR.

En cuanto al VAN, este puede calcularse de la siguiente manera:

$$VAN = \sum \frac{FC}{(1+i_r)^n} - I_o = 109.176,73 - 51400 = 57.776,73 \text{ €}$$

En lo respecta al periodo de retorno (PR), éste viene definido por la siguiente expresión:

$$PR = \frac{I_o}{FC_{medio}} = \frac{64.650}{11.928,2} = 4,309 \text{ años} = 4 \text{ años}, 3 \text{ meses y } 21 \text{ días}$$

Finalmente, el TIR, que es un indicador de la rentabilidad de un proyecto, viene dado por el interés que caracteriza un VAN con un valor nulo, en otras palabras:

$$VAN = 0 = \sum \frac{FC}{(1+TIR)^n} - I_o$$

$$I_o = \frac{FC_1}{(1+TIR)} + \frac{FC_2}{(1+TIR)^2} + \dots + \frac{FC_{10}}{(1+TIR)^{10}} = 51.400$$

El cálculo de este interés no se puede realizar a mano debido al orden de la ecuación resultante, para obtener este valor se ha utilizado una calculadora financiera en línea, disponible en la bibliografía. Así, el valor del TIR resulta ser de:

$$TIR = 18,44\%$$

Todos los indicadores calculados se muestran a modo de resumen en la tabla 22:

Tabla 22. Parámetros económicos de interés.

VAN (€)	PR (años)	TIR (%)
57.776,73	4,309	18,44

De este modo, se concluye que la alternativa más viable económicamente es claramente la primera que se ha presentado, consistente en el sedimentador centrífugo y el filtro prensa.

3. Anexo III. Estudio de Seguridad y Salud

De acuerdo con la Ley de prevención de riesgos laborales 31/1995, debe establecerse, de manera previa al inicio de la actividad industrial, una evaluación de los posibles riesgos laborales en el espacio de trabajo. Junto a dicha identificación y valoración de riesgos también se requiere la complementación con medidas preventivas que maximicen la seguridad en la planta y minimicen las consecuencias de los accidentes que se lleguen a producir.

Esta evaluación de los riesgos se lleva a cabo en las siguientes etapas:

1. Obtención de información (Tipo de proceso, materias primas, equipos, etc)
2. La identificación de los riesgos
3. La valoración de los riesgos
4. Propuesta de medidas correctoras para minimizar el riesgo de accidente.

El método más popular para la identificación de los riesgos laborales es el que propone el Instituto Nacional de Seguridad e Higiene en el Trabajo (INSST). El método general de valoración de riesgos establece, mediante un sistema semicuantitativo, un índice de tolerabilidad, que constará de la combinación de la probabilidad de que ocurra un riesgo específico y las consecuencias de dicho accidente.

- Consecuencias del daño:
 - Leve: Daños superficiales, molestias, irritación, etc.

- Importante: Quemaduras, torceduras, asma, etc.
- Serio: Amputaciones, lesiones múltiples, cáncer, etc.
- Probabilidad de que ocurra:
 - Poco posible: Se sabe que ha pasado en alguna parte.
 - Posible: Secuencia rara, pero posible.
 - Casi seguro: Es el resultado más probable.

Dicha tolerabilidad viene definida según la tabla 23:

Tabla 23. Baremo para la valoración de riesgos laborales.

		Consecuencia		
		Leve	Importante	Serio
Probabilidad	Poco posible	Trivial (T)	Tolerable (TO)	Moderado (M)
	Posible	Tolerable (TO)	Moderado (M)	Importante (I)
	Casi seguro	Moderado (M)	Importante (I)	Intolerable (IN)

El significado y consecuencias de estas valoraciones del riesgo de la planta viene definido en la tabla 24:

Tabla 24. Consecuencias de cada valoración de riesgos.

Riesgo	Medidas
Trivial	No se exige una acción específica.
Tolerable	Soluciones de baja carga económica. Comprobaciones periódicas para asegurar la eficacia.
Moderado	Realizar las inversiones que sean necesarias. Implantación de medidas a corto plazo.
Importante	Reducir el riesgo antes de iniciar la actividad, usando recursos considerables si es necesario. Plazos de implantación de medidas aún más cortos.
Intolerable	Paralización del trabajo. Si no puede reducirse el riesgo, se prohíbe el trabajo.

Con estos parámetros ya definidos, puede procederse a la enumeración de los riesgos asociados al trabajo inherente al proceso diseñado en este proyecto:

1. Caídas de personas a distinto nivel.
2. Caída de personas al mismo nivel.
3. Pisadas sobre objetos.
4. Choques y golpes contra objetos inmóviles.
5. Exposición al ruido.
6. Atropellos o golpes contra vehículos.

- Caídas de personas a distinto nivel

Este tipo de riesgo no debería darse en las condiciones habituales de trabajo en la planta de tratamiento de aguas residuales, ya que el proceso de separación está totalmente automatizado y, además, los equipos utilizados en la línea de proceso no son de una gran altura.

Dicho riesgo viene asociado a las labores de mantenimiento de la planta o del proceso en general, ya que se debe acceder a los equipos desde sitios que normalmente no son accesibles y suelen estar en la parte superior de los mismos. Además, el traslado de las aguas residuales desde el camión hasta los depósitos también puede acarrear una caída a distinto nivel.

- Caídas de personas al mismo nivel

En este caso, dicho riesgo puede suceder en forma de resbalones debidos a fugas de agua que puedan suceder provenientes de cualquier instalación de la línea de proceso, ya sea de los depósitos anteriores a la centrífuga de discos y al filtro prensa, o directamente de éstos últimos e incluso de las conducciones instaladas.

- Pisadas sobre objetos

Este riesgo viene asociado a las conducciones instaladas en la planta, que podrían quedarse al aire libre y, en consecuencia, podrían conllevar tropiezos y molestias en general para los operarios que tengan la labor de supervisar el proceso.

- Choques y golpes contra objetos inmóviles

Absolutamente todos los equipos de los que consta el proceso son elementos inmóviles, por lo que, en caso de existir choques o golpes por parte de los operarios, serán de este tipo.

- Exposición al ruido

Por lo que respecta al ruido, los elementos de la alternativa escogida que son productores de ruido, siempre y cuando realicen su actividad correspondiente, resultan ser principalmente la centrífuga de discos y el filtro prensa.

- Atropellos o golpes con vehículos

En la línea de proceso no son necesarias carretillas elevadoras ni ningún otro vehículo de tamaño reducido parecido a éstos. Sin embargo, si que se transporta el agua contaminada de restos de sólidos cerámicos mediante camiones, por lo que podría existir riesgo de accidentes relativos a estos vehículos.

Una vez descritos los posibles accidentes posibles en la planta, se puede proceder a su clasificación mediante los procedimientos definidos en las tablas anteriores. Así, se realizará la evaluación para cada riesgo, mostrándose el resultado de tolerabilidad en la tabla 25:

Tabla 25. Tolerabilidad de los riesgos del proceso.

Riesgo	Probabilidad	Consecuencia	Tolerabilidad
Caídas de personas a distinto nivel.	Poco posible	Serio	Moderado
Caída de personas al mismo nivel.	Posible	Importante	Importante
Pisadas sobre objetos.	Posible	Leve	Tolerable
Choques y golpes contra objetos inmóviles.	Poco posible	Leve	Trivial
Exposición al ruido.	Posible	Importante	Importante
Atropellos o golpes contra vehículos	Poco posible	Serio	Moderado

- Caídas de personas a distinto nivel

Las medidas a adoptar para la prevención de este tipo de riesgo deben consistir en una protección colectiva idealmente, como por ejemplo la instalación de barandillas en los lugares en altura donde deba llevarse a cabo el mantenimiento e instalación entre otras tareas.

Para mayor seguridad, o si resulta imposible la instalación de la anterior medida, también se aplicarán protecciones individuales, como por ejemplo arneses, para el personal que deba realizar estas tareas en altura.

Por último, también puede instalarse la señalización pertinente para avisar a dichos operarios.

- Caídas de personas al mismo nivel

En este caso, las caídas al mismo nivel podrían ser debidas a un incremento del deslizamiento del suelo por fugas de agua del sistema, por lo que se podría implantar la instalación de un revestimiento del suelo de la planta, ya sea de un tipo de baldos cerámica antideslizante o de algún tipo de recubrimiento del suelo con características similares.

Otra opción sería proporcionar a los trabajadores de un calzado de seguridad con suela antideslizante para evitar estas caídas, instalando también la señalización pertinente.

- Pisadas sobre objetos

Por lo que respecta a este riesgo, esto debería ocurrir únicamente con las conducciones que conecten los distintos equipos del proceso, por lo que existen varias posibilidades para corregirlo.

Las más evidentes son no permitir el paso por las zonas que presenten dicha casuística, mover las conducciones a una altura superior que no suponga una molestia para los operarios o bien hacer pasar dichas conducciones por debajo del suelo, dejando gran parte de la planta disponible para el paso.

- Choques y golpes contra objetos inmóviles

La medida más efectiva en este caso sea seguramente vallar las zonas entorno a la línea de proceso, para evitar así posibles choques, golpes o colisiones.

- Exposición al ruido

Los niveles de presión sonora pueden llegar a ser algo molestos para los empleados que trabajen en la planta de tratamiento de aguas residuales, ya que, por ejemplo, la centrífuga de discos produce un ruido de 83 dB, por lo que protecciones individuales como orejeras pueden ser necesarios para cuidar la salud auditiva de los trabajadores.

- Atropellos o golpes con vehículos

En este caso, este suceso es muy poco frecuente, ya que los camiones, por tamaño, siempre quedarán fuera de la planta, por lo que no debería afectar a los trabajadores. Sería en caso de que uno de ellos saliera de la nave en que habría una mínima posibilidad de que ocurriera.

La solución debería consistir en elaborar protocolos específicos de actuación durante la descarga del agua residual por parte de los camiones.

4. Anexo IV. Catálogos de los equipos instalados.

4.1. Centrífuga de discos



AFPX 617

High capacity solids-ejecting centrifuge for the animal and fish processing industries

The Alfa Laval AFPX separator centrifuges were specially designed for extremely demanding separation jobs. Key features of the AFPX 617 centrifuge are its ability to handle high flow rates, high solids content and high-temperature processing. These functions make it the ideal choice to handle the tough conditions encountered in the animal and fish processing industries. In addition, the AFPX 617 centrifuge combines a high G-force, high sludge capabilities and automatic operation. The centrifuge bowl is made of Super Duplex stainless steel, which makes it possible to combine extremely high erosion resistance with a very high bowl speed for demanding separation duties.

Applications

The AFPX 617 is designed for intermittent discharge of solids, while separating two immiscible and mutually insoluble liquid phases of different densities. In different optimized executions it is used for a large number of duties, from handling separation of fish press liquid, stock water and extracts, and on the other hand purification of fish oil and liver oil, animal fats, peat oil and similar products.

Performance

The actual throughputs depend on variables such as the amount and type of solids, the temperature, viscosity and degree of separation required. The following figures indicate the rate of performance, although no guarantees are given. Alfa Laval representatives will be pleased to provide you with further information.

Separation - fish press water	28.000-40.000 l/h (120-180 US gpm)
Purification - fish oil	18.000-23.000 l/h (90-100 US gpm)
Purification - animal fat	7.000-10.000 l/h (30-45 US gpm)

Standard design

The machine consists of a frame that has a horizontal drive shaft with clutch and brake, worm gear, lubricating oil bath and vertical bowl spindle in the lower part. The bowl is mounted on top of the spindle, inside the space formed by the upper part of the frame, the ring solids cover, the collecting cover, and the frame hood. The feed and liquid discharge system, including the pairing disc pump for the heavy phase, also rests on this structure. All parts in contact with the process liquid are made of stainless steel. The bowl is of the solids-ejecting disc type with a hydraulic operating system for "shooting" (for automatic or manual operation). The electric motor is of the variable frequency drive type or of controlled-torque type.



AFPX 617 complete with motor

Basic equipment

Concentrator or purifier parts, inlet and outlet devices, revolution counter, set of erosion-protective parts, illuminated sight glass box for light phase outlet, vibration switch, vibration-isolating base plate, flange motor, set of tools and standard set of spares.

Optional extras

Starter equipment, frequency converter, discharge control panel, standard set of fittings, set of CIP valves and fittings, and serviceability package for online viewing of separator status.

Material data

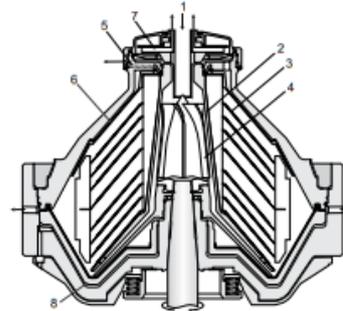
Bowl body, hood and lock ring	s.s. 1.4501 UNS S32760
Solids cover and frame hood	s.s. 1.4401 UNS 31600
Frame bottom part	grey cast iron, clad with s.s. 1.4301 UNS 30400
In and outlet parts	s.s. mostly 1.4401 UNS 31600
Gaskets and O-rings	Nitrile rubber

Figura 17. Catálogo de la centrífuga de discos (1/2).

Fuente: Alfa Laval.

Operating principles

Separation takes place inside a rotating bowl. The feed is introduced to the rotating centrifuge bowl from the top via a stationary inlet pipe (1), and is accelerated in the distributor (2), which was specially designed to ensure smooth acceleration of the feed liquid (4). Leaving the distributor, the feed enters the disc stack (3). The separation into liquid-liquid-solids takes place between the discs, with the oil phase moving through the disc stack to the centre. When it reaches the centre, it is discharged through holes (5) and ejected into the collecting frame. The water and heavy solids separated from the oil move to the periphery, and the water flows via channels in the top disc (6) to the paring chamber, where it is pumped out of the rotor by means of a built-in paring disc (7). During purification, hot water is fed into the inlet of the bowl before the process liquid is introduced. This water forms a seal around the outer edge of the top disc. The solids collect in the periphery, where they are discharged intermittently via the centrifuge cyclone. The solids are discharged by means of a hydraulic system, which forces the sliding bowl bottom (8) to drop down at preset suitable intervals, thus opening the solids ports at the bowl periphery.



Typical bowl drawing for a solids-ejecting centrifuge (concentrator mode). The details illustrated do not necessarily correspond to the centrifuge described.

Basic executions

Purifier AFPX 617XGV-14. Purifies the light liquid phase, which is the major part of the feed mixture.
 Concentrator AFPX 617XGV-74. Purifies the heavy liquid phase, which is the major part of the feed mixture. The light phase becomes concentrated.

Utilities consumption

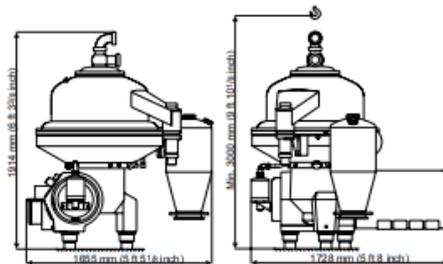
Electric power at 40 m³/h	36 kW
Operating liquid	0.3 l /discharge plus 10-100 l/h
Flushing liquid per discharge	max. 18 l
Cooling liquid for the lubricating oil	100 l/h

Technical specification

Hydraulic capacity	50 m³/h (220 US gpm)
Bowl speed	4,480 rpm
Motor speed synchr. 50/60/65 Hz	1,500/1,800/1,950 rpm
Centrifugal force inside bowl	max. 7,315 g
Bowl volume	55 l
Sludge space volume	approx. 26 l
Motor power installed 1,500/1,800 rpm synchr.	4.5/5.2 kW
Starting time	10-12 min
Stopping time, at 400 kPa brake pressure	22-25 min
Inlet pressure at 35 m³/h	400 kPa
Outlet pressure, oil	0 kPa
Outlet pressure, heavy phase	650 kPa
Sound pressure	83 dB(A) ¹¹
Overhead hoist lifting capacity	min. 1,000 kg (2,205 lbs)

¹¹ According to EN ISO 4871

Dimensions



Connections

Feed inlet diameter	76 mm (3") SMS Union
Heavy liquid outlet diameter	76 mm (3") SMS Union
Light liquid outlet diameter	76 mm (3") hose connections
Solids outlet	DN 200, PN 10 ¹¹

¹¹ In compliance with DIN 2642

Shipping data (approximate)

Centrifuge incl. bowl and motor	2,005 kg (4,400 lbs)
Bowl weight	820 kg (1,800 lbs)
Gross weight	2,770 kg (6,100 lbs)
Volume	5.6 m³

PCHS0003EN 0602

Alfa Laval reserves the right to change specifications without prior notification.

How to contact Alfa Laval

Up-to-date Alfa Laval contact details for all countries are always available on our website at www.alfalaval.com

Figura 18. Catálogo de la centrífuga de discos (2/2).

Fuente: Alfa Laval.

4.2. Filtro prensa

The screenshot displays a product page for 'XMGZ1250-U' filter presses. The main content is a table titled 'Product Parameters' with the following columns: TYPE, Filter area (m2), Plate size (mm), Cake thickness (mm), Filter chamber volume (L), Number plate (pcs), and Filtration Pressure (mpa). The table lists 18 different models. To the right, there is a sidebar with a 'Contact Supplier' button, a 'Call us' button, and a 'Chat Now' button. Below these buttons, the company name 'Yuzhou Dazhang Filter Equipment Co., Ltd.' is listed, along with 'Manufacturer, Trading Company', 'CN', and '11 YRS'. Performance metrics are also shown: 'Response Time ≤3h' and 'On-time delivery rate 100.0%'.

TYPE	Filter area (m2)	Plate size (mm)	Cake thickness (mm)	Filter chamber volume (L)	Number plate (pcs)	Filtration Pressure (mpa)
XMGZ1250-U	80	1250×1250	35	1364	29	0.6
XMGZ1250-U	100	1250×1250	35	1680	37	0.6
XMGZ1250-U	120	1250×1250	35	2092	45	0.6
XMGZ1250-U	140	1250×1250	35	2547	55	0.6
XMGZ1250-U	160	1250×1250	35	2729	59	0.6
XMGZ1250-U	200	1250×1250	35	3457	73	0.6
XMGZ1250-U	240	1250×1250	35	4093	89	0.6
XMGZ1250-U	250	1250×1250	35	4276	91	0.6
XMGZ1500-U	200	1500×1500	35	3866	49	0.6
XMGZ1500-U	250	1500×1500	35	4523	61	0.6
XMGZ1500-U	300	1500×1500	35	5199	73	0.6
XMGZ1500-U	350	1500×1500	35	6132	85	0.6
XMGZ1500-U	400	1500×1500	35	6932	99	0.6
XMGZ1500-U	450	1500×1500	35	7731	111	0.6
XMGZ1500-U	500	1500×1500	35	8665	123	0.6

Figura 19. Parámetros del filtro prensa (XMGZ1250-U de 120)

Fuente: AliBaba.

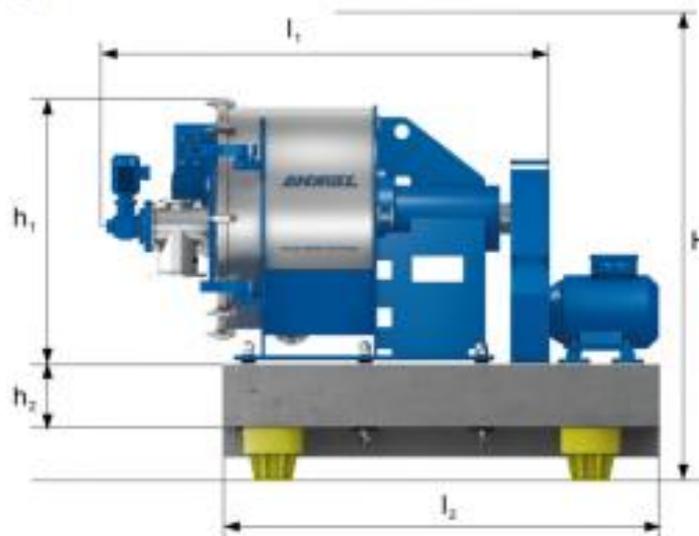
4.3. Filtro centrífugo



Krauss-Maffei HZ peeler centrifuge Dimensions and weights

Model	Machine dimensions			Inertia block dimensions			Space requirements			Weight 1 [kg]	Weight 2 [kg]
	l1 [mm]	b1 [mm]	h1 [mm]	l2 [mm]	b2 [mm]	h2 [mm]	L [mm]	B [mm]	H [mm]		
HZ 25/0.1	870	500	550	-	-	-	1,000	1,100	1,400	75	180
HZ 40/0.2	1,000	720	750	800	1,200	80	1,500	1,300	1,800	500	1,350
HZ 63/0.3	1,500	1,100	1,100	1,650	1,600	260	3,600	3,000	1,800	1,250	2,800
HZ 63/0.6	1,600	1,100	1,100	1,650	1,600	260	3,700	3,000	1,800	1,350	3,500
HZ 80/1.0	2,100	1,400	1,300	2,050	2,100	400	4,300	3,500	2,500	2,800	6,000
HZ 80/1.3	2,400	1,400	1,300	2,050	2,100	400	4,700	3,500	2,500	3,000	7,300
HZ 100/1.8	2,800	1,650	1,600	2,400	2,400	680	5,200	3,800	3,000	3,500	12,000
HZ 100/2.0	2,800	1,650	1,600	2,400	2,400	680	5,400	3,800	3,000	4,100	12,500
HZ 125/2.5	2,900	1,900	1,800	2,800	2,500	850	5,900	4,700	3,500	5,500	15,000
HZ 125/3.2	3,400	1,900	1,850	2,900	2,500	850	6,300	4,700	3,500	7,000	19,000
HZ 160/4.0	3,600	2,300	2,200	3,200	3,200	750	6,700	5,600	4,400	10,000	31,000
HZ 160/5.0	4,000	2,300	2,300	3,500	3,200	750	7,200	5,600	4,500	13,000	36,000
HZ 180/7.1	4,700	3,000	3,000	4,650	3,600	700	8,600	6,800	5,300	23,500	55,700
HZ 200/9.0	5,400	3,200	3,000	4,750	3,600	1,000	8,700	6,800	5,500	28,000	70,000

Weight 1: without motor
Weight 2: with inertia block and drive
Space requirements for operation and maintenance
l1 may vary with discharge options



▲ All technical data are approximate and subject to change without notice.

10

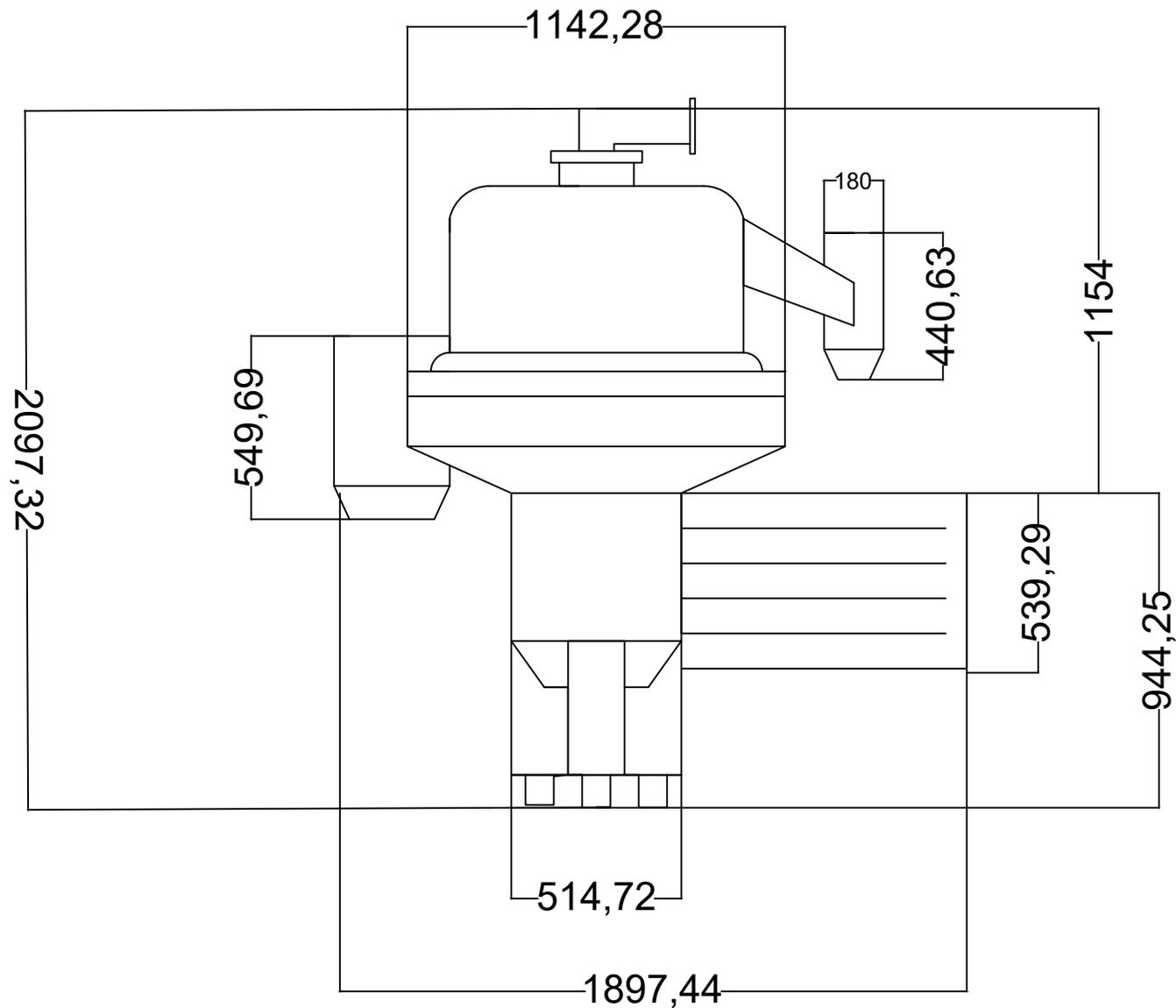
Figura 20. Parámetros del filtro centrífugo.

Fuente: Andritz Separation.

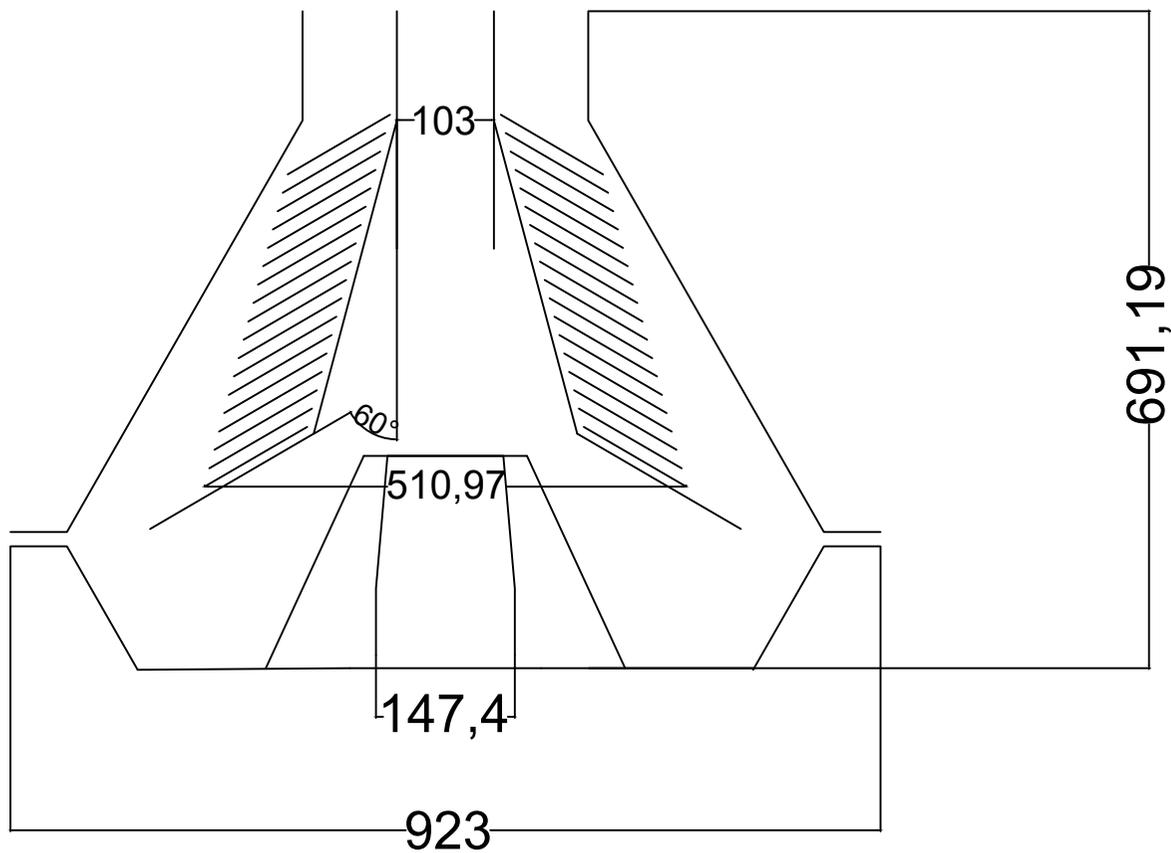
4. PLANOS

Índice de los planos

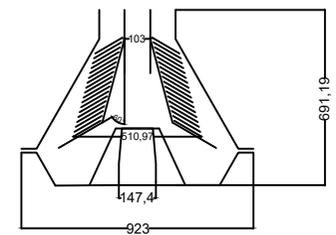
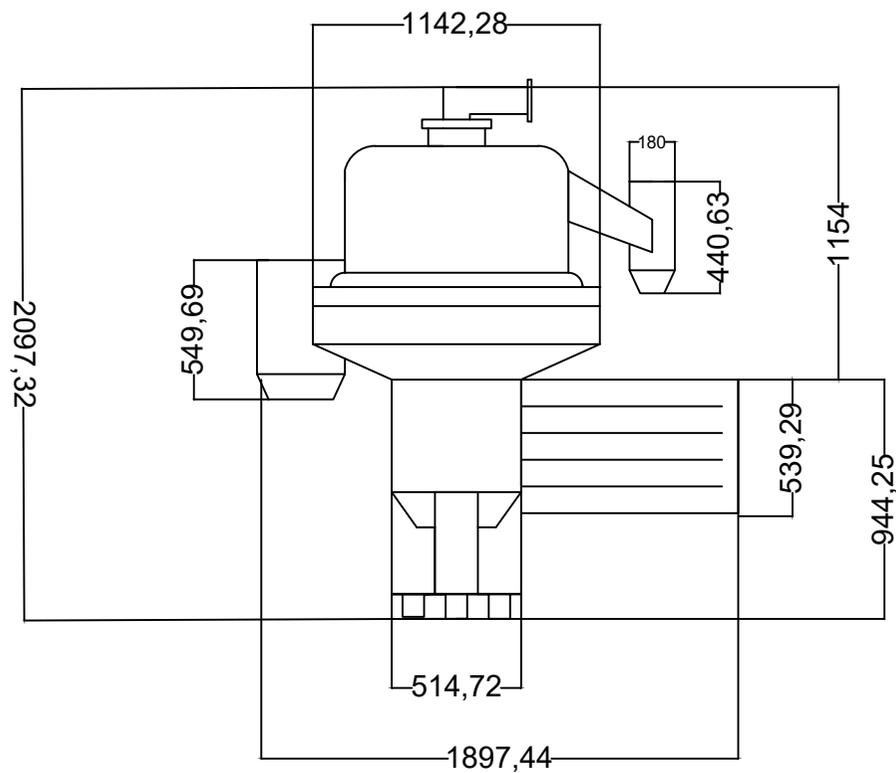
1. Centrífuga de discos (Exterior)
2. Centrífuga de discos (Interior)
3. Centrífuga de discos (Partes)
4. Filtro prensa
5. Filtro centrífugo (Perfil)
6. Filtro centrífugo (Alzado)
7. Alternativa 1
8. Alternativa 2



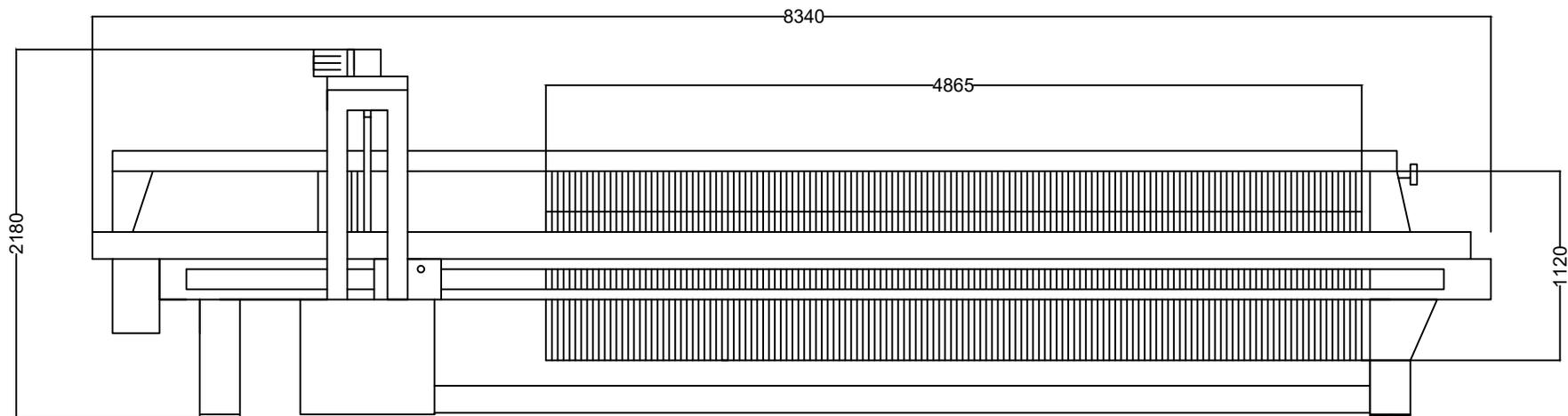
Departamento responsable: Ing. Química	Escala: 1:20	Creado por: Gorka Marco Velasco			
Propietario legal: 	Tipo de plano: Dibujo de diseño	Formato: A3	Estado del documento: Terminado		
	Título, Título suplementario Centrífuga de discos (exterior)		Unidades: mm	Fecha de edición: 19/06/2022	Idioma: Castellano



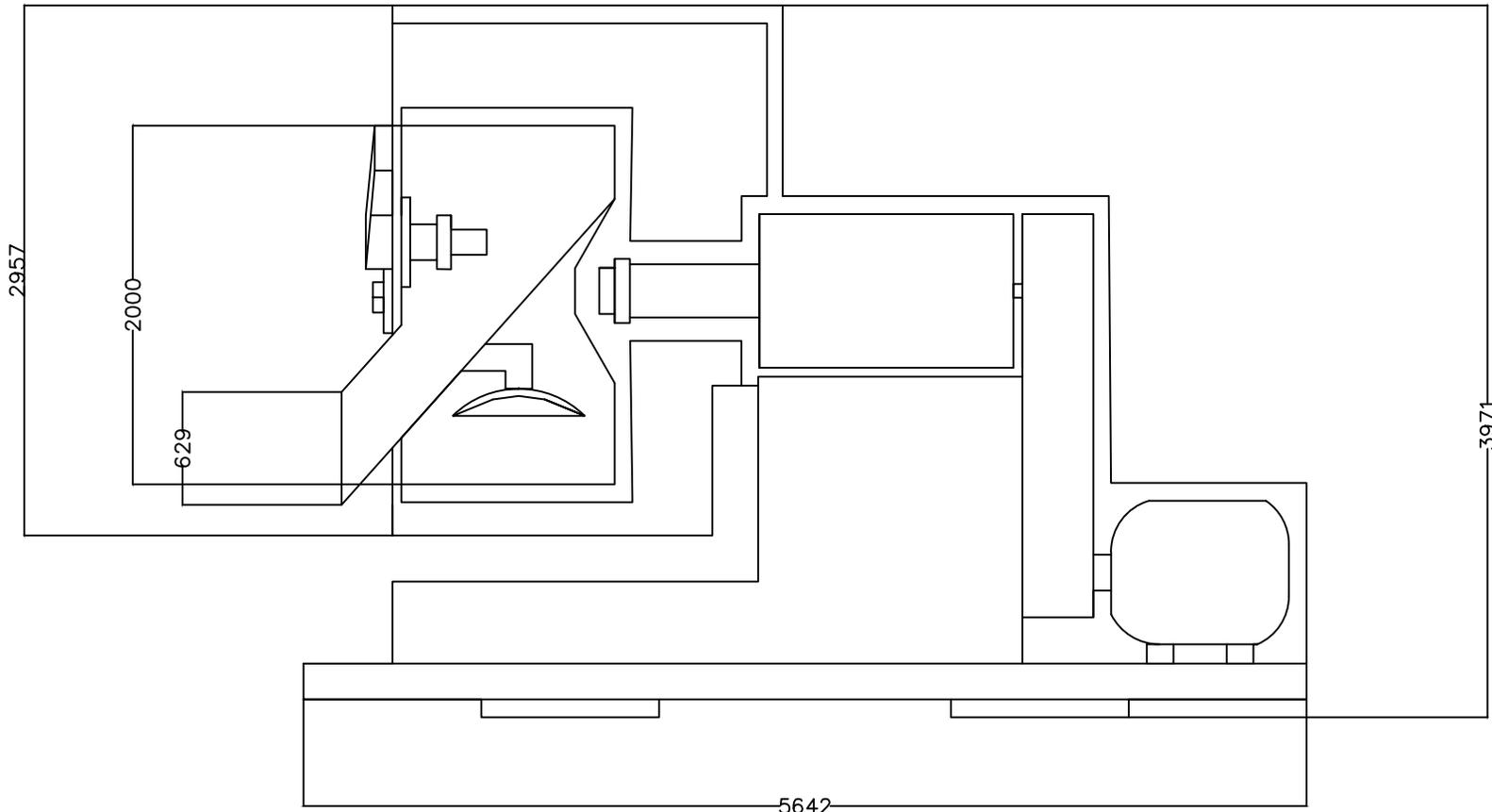
Departamento responsable: Ing. Química	Escala: 1:8	Creado por: Gorka Marco Velasco				
Propietario legal: 	Tipo de plano: Dibujo de diseño	Formato: A3	Estado del documento: Terminado			
	Título, Título suplementario Centrífuga de discos (Interior)		Unidades: mm	Fecha de edición: 19/06/2022	Idioma: Castellano	Hoja: 2/8



Departamento responsable: Ing. Química	Escala: 1:30	Creado por: Gorka Marco Velasco					
Propietario legal: 	Tipo de plano: Dibujo de diseño	Formato: A3	Estado del documento: Terminado				
	Título, Título suplementario Centrífuga de discos (Componentes)	Unidades: mm	Fecha de edición: 19/06/2022	Idioma: Castellano	Hoja: 3/8		

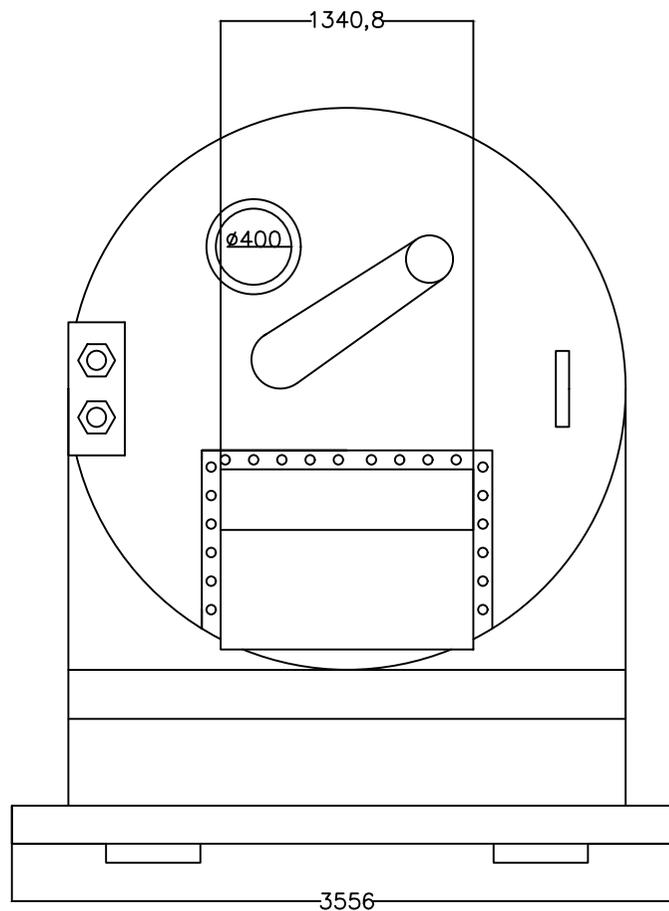


Departamento responsable: Ing. Química	Escala: 1:40	Creado por: Gorka Marco Velasco			
Propietario legal: 	Tipo de plano: Dibujo de diseño	Formato: A3	Estado del documento: Terminado		
	Título, Título suplementario Filtro Prensa (General)	Unidades: mm	Fecha de edición: 19/06/2022	Idioma: Castellano	Hoja: 4/8

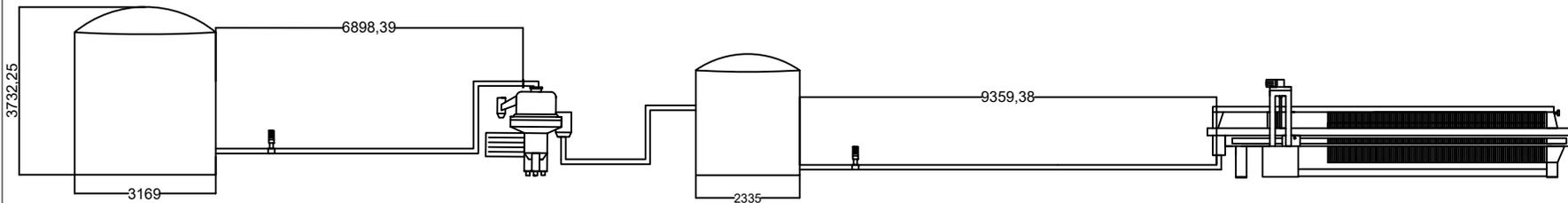


5642

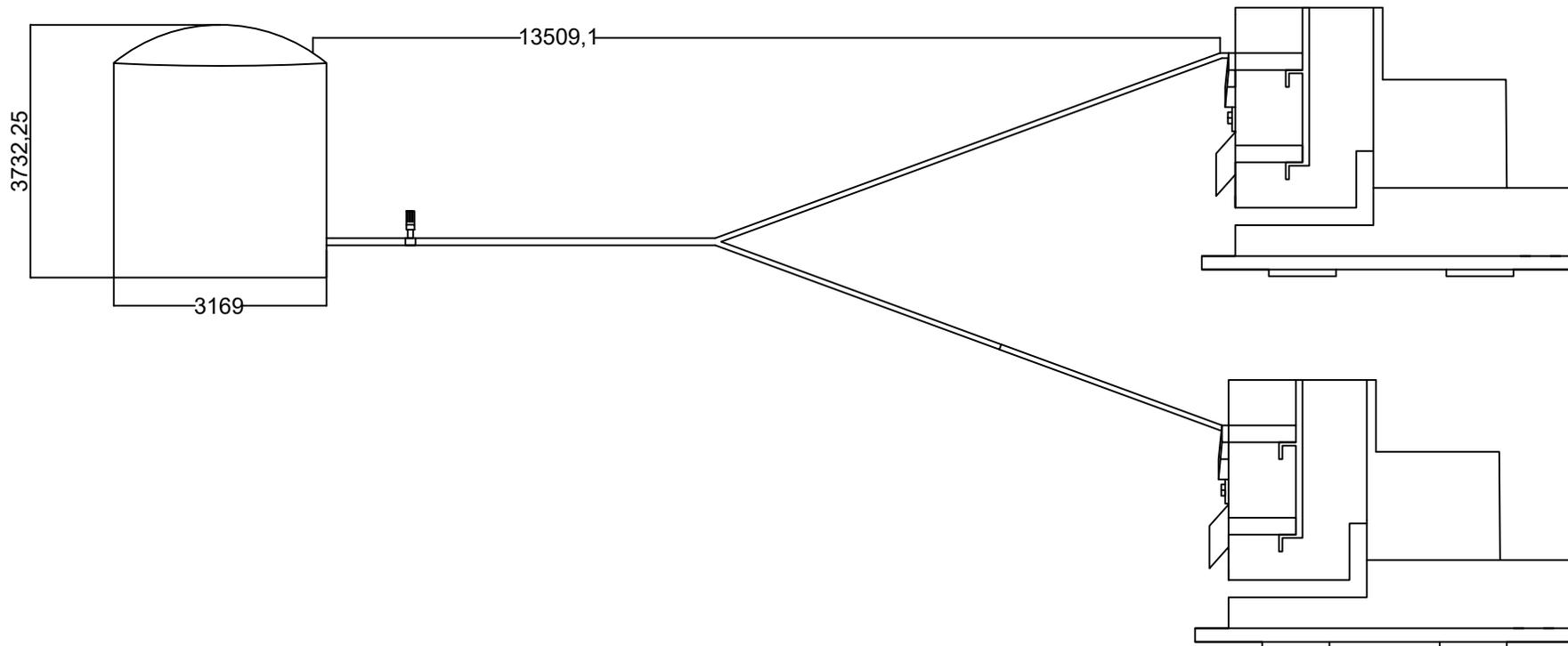
Departamento responsable: Ing. Química	Escala: 1:40	Creado por: Gorka Marco Velasco			
Propietario legal: 	Tipo de plano: Dibujo de diseño	Formato: A3	Estado del documento: Terminado		
	Título, Título suplementario Filtro Centrífugo (Perfil)		Unidades: mm	Fecha de edición: 19/06/2022	Idioma: Castellano
				Hoja: 5/8	



Departamento responsable: Ing. Química	Escala: 1:40	Creado por: Gorka Marco Velasco					
Propietario legal: 	Tipo de plano: Dibujo de diseño	Formato: A3	Estado del documento: Terminado				
	Título, Título suplementario Filtro Centrífugo (Alzado)		Unidades: mm	Fecha de edición: 19/06/2022	Idioma: Castellano	Hoja: 6/8	



Departamento responsable: Ing. Química	Escala: 1:150	Creado por: Gorka Marco Velasco			
Propietario legal: 	Tipo de plano: Línea de proceso	Formato: A3	Estado del documento: Terminado		
	Título, Título suplementario Alternativa 1	Unidades: mm	Fecha de edición: 19/06/2022	Idioma: Castellano	Hoja: 7/8



Departamento responsable:	Escala:	Creado por:					
Ing. Química	1:100	Gorka Marco Velasco					
Propietario legal:	Tipo de plano:	Formato:	Estado del documento:				
	Línea de proceso	A3	Terminado				
	Título, Título suplementario	Unidades:	Fecha de edición:	Idioma:	Hoja:		
Alternativa 2	mm	19/06/2022	Castellano	8/8			

5. PLIEGO DE CONDICIONES

Índice del Pliego de Condiciones

1. Objetivo del pliego de condiciones.
2. Disposiciones de carácter general.
 - 2.1. Contrato de obra.
 - 2.2. Documentación del contrato de obra.
 - 2.3. Formalización del contrato.
 - 2.4. Rescisión del contrato.
 - 2.5. Dirección de obra.
3. Disposiciones facultativas
 - 3.1. Promotor
 - 3.1.1. Obligaciones del promotor
 - 3.2. Proyectista
 - 3.2.1. Obligaciones del proyectista
 - 3.3. Contratista
 - 3.3.1. Obligaciones del contratista
 - 3.4. Director de obra
 - 3.4.1. Obligaciones del director de obra
4. Disposiciones económicas.
 - 4.1. Definición
 - 4.2. Criterio general
 - 4.3. Contrato de obra
 - 4.4. Fianzas
 - 4.4.1. Ejecución de trabajos con cargo a la fianza
 - 4.4.2. Devolución de fianzas
 - 4.5. Precios
 - 4.5.1. Presupuesto de ejecución material
 - 4.5.2. Reclamación por aumento de precios
 - 4.5.3. Revisión de precios contratados
 - 4.5.4. Acopio de materiales
 - 4.6. Retención en concepto de garantía
 - 4.7. Indemnizaciones
 - 4.7.1. Indemnización por retraso del plazo de terminación de las obras
 - 4.7.2. Indemnización por demora de los pagos por parte del promotor

4.8. Plazos de ejecución de la obra

4.8.1. Liquidación económica de la obra

4.8.2. Liquidación final de obra

5. Disposiciones técnicas

5.1. Condiciones técnicas particulares

5.1.1. Conducciones

5.1.2. Accesorios

5.1.3. Bombas

1. Objetivo del pliego de condiciones.

El pliego de condiciones es un documento básico de un proyecto que, además es vinculante, es decir, explicita ciertas obligaciones que deben cumplir todas las partes implicadas en el documento.

Dichas obligaciones se basan en la regulación de aspectos fundamentalmente técnicos, económicos y legales relativos al proyecto al que pertenece este documento, de modo que los derechos y responsabilidades de las partes afectadas quedan definidos en el pliego de condiciones.

2. Disposición de carácter general.

2.1. Contrato de obra.

La obra que debe realizarse en este proyecto consiste en sustituir el proceso de tratamiento fisicoquímico de las aguas residuales que se usa tradicionalmente en la industria cerámica, en este caso a una planta de atomización, por un proceso de separación sólido-líquido que no haga uso de compuestos químicos como coagulantes y floculantes, que afectan negativamente a la operación principal de atomización, en términos de reología y eficiencia energética de la suspensión.

Para este proyecto solo se necesitará llevar a cabo la obra para la instalación de una línea de proceso, la denominada “alternativa 1” a lo largo de todo el proyecto. El director de obra ofrecerá la documentación necesaria para su realización. La ejecución de estas obras y el cumplimiento de todas las condiciones plasmadas en el pliego o en el contrato será deber del contratista.

Ante cualquier contratiempo acaecido durante la puesta en marcha de la obra, el damnificado será exclusivamente el contratista que, además no recibirá indemnización en caso de incremento del precio presupuestado en el proyecto.

2.2. Documentación del contrato de obra.

A continuación, se muestran en orden de importancia (los más prioritarios primero) con el fin de evitar malentendidos e interpretaciones entre los documentos:

- Las condiciones fijadas en el propio contrato de empresa.
- El presente Pliego de Condiciones.

- Documentación gráfica y escrita del Proyecto: memoria, anexos, planos y presupuesto. Si se formaran interpretaciones alternativas, prevalecerán las especificaciones que se explicitan en estas páginas.

Además, tendrán mayor prioridad las palabras y marcas literales sobre los gráficos y las cotas medidas a la escala pertinente de los planos de los que consta el proyecto.

2.3. Formalización del contrato.

La oficialización de los documentos vinculantes y contratos se llevará a cabo a través de un documento privado que, si así lo desea cualquiera de las partes implicadas en el proyecto, podrá elevarse a escritura pública y aparecer en medios públicos oficiales.

El contrato de obra se caracterizará por encontrar entre sus contenidos los siguientes apartados:

- La comunicación de la adjudicación.
- Una copia del recibo de depósito de fianza, en caso de haber sido requerido.
- Un documento confidencial donde quede patente el compromiso que el contratista adopta al obligarse a cumplir estrictamente el contrato de obra tal y como se exige en el pliego de condiciones, la memoria, los anexos y todos los documentos adicionales que tengan como función complementar del proyecto.

2.4. Rescisión del contrato.

En caso de producirse una rescisión, esta será dirigida al Reglamento General de Contratación para aplicación de la Ley de Contratos de Estado, por el Pliego de Cláusulas Administrativas Generales. Serán causas suficientes de rescisión las siguientes:

- Muerte o incapacitación del contratista.
- Quiebra del contratista.
- Modificación sustancial del proyecto, variación en las unidades de obra disponibles, incumplimiento del contrato o abandono o suspensión de la obra sin causa justificada.

2.5. Dirección de obra.

El director de obra será designado por la administración. Esta persona contará con la titulación de ingeniero civil, y será el responsable de supervisar que toda la obra se realiza según lo

acordado por las partes. Para realizar esta tarea, el director puede contar con ayudantes que colaboren en función de los conocimientos que poseen y de sus títulos profesionales.

3. Disposiciones facultativas.

3.1. Promotor.

El promotor se identifica como persona física o jurídica, pública o privada, que de manera individual o colectiva acuerda, incentiva, tramita y sufragará, mediante capital propio o ajeno, la obra para su propio beneficio o su posterior entrega o cesión a otra empresa bajo un título arbitrario. Realiza las gestiones necesarias con las que se desarrolla la obra de la que consta el proyecto, corriendo con todos los gastos necesarios.

Actualmente, según las leyes pertinentes, el promotor posee funciones semejantes a las de gestor de sociedades cooperativas o comunidades de propietarios, que se encargan de la gestión económica del proyecto.

Cuando la Administración y los distintos órganos de gestión sujetos a la legislación de contratos de las Administraciones Públicas actúen como promotores, serán orientados por la ley de contratos de las Administraciones Públicas y, en los casos no contemplados por la misma, por las disposiciones de la L.O.E.

3.1.1. Obligaciones del promotor.

Las obligaciones del promotor son las siguientes:

- Suministrar los documentos y datos necesarios para la elaboración del proyecto, así como dar su consentimiento al director de obra ante los posibles cambios del mismo que resulten indispensables para finalizar correctamente la obra del proyecto.
- Llevar a cabo la contratación de las personas necesarias para cada puesto concreto, con la formación y experiencia profesional correspondiente, de modo que se asegure el cumplimiento de las cláusulas legalmente exigibles para realizar el proyecto adecuado, en los tiempos correspondientes y con calidad mínima exigibles.
- Asegurar la posesión de las licencias exigibles y demás autorizaciones necesarias, tal y como dicta la normativa aplicable.
- Evaluar los posibles daños materiales que puedan acontecer, para la protección eficiente de los intereses de los usuarios finales, tal y como dicta la normativa vigente,

responsabilizándose civilmente de forma personal, por actos propios y/o por actos de terceros.

- Asalariar a los facultativos responsables del estudio de seguridad y salud o estudio básico, de igual manera que a los ingenieros que coordinen la materia en cualquier fase, siguiendo lo establecido en el R.D. 1627/97, de 24 de octubre, en el que se regulan las medidas mínimas en materia de seguridad y salud.
- El promotor no podrá iniciar la construcción hasta que el contratista haya elaborado su estudio de seguridad y, este se haya aceptado por el responsable en seguridad y salud durante la etapa de ejecución de la obra, aprobando explícitamente y de manera oficial en el documento correspondiente diseñado para la ocasión.
- Publicar un acta de finalización del trabajo, una vez terminado éste, explicitando la aceptación de la obra, que deberá abarcar la integridad de la obra o etapa completada. En el escenario de concretar inconveniencias para la recepción, deberán especificarse detalladamente los defectos y se deberá conocer y marcar el plazo en que queden arreglados los defectos en cuestión.
- Entregar a la persona entrante y usuario inicial el código de uso y mantenimiento del elemento y demás identificadores de obra terminada, u otra documentación requerida por las autoridades competentes.

3.2. Projectista.

Encargado, por obra y gracia del promotor y sustentado por la normativa técnica y urbanística pertinente, realiza la redacción del documento.

Podrán elaborar partes parciales del proyecto, o elementos que sean complementarios, otros facultativos, en coordinación con el autor de éste.

En caso de que el proyecto se lleve a cabo o acabe por proyectos parciales u otro tipo de documentos según se dispone en el apartado 2 del artículo 4 de la L.O.E, cada facultativo será responsable de su respectiva parte del proyecto.

3.2.1. Obligaciones del projectista.

- Elaborar la redacción del proyecto basándose en la norma técnica más actual, en la que consten los documentos necesarios para conseguir la licencia de obra (y otros permisos

requeridos) y que sea de directa interpretación para poder llevar a cabo la obra correctamente, proporcionando al promotor la versión autorizada pertinente, aprobada por el colegio profesional adecuado.

- Dejar claro el objetivo general del proyecto con un nivel de documentación gráfica y escrita preciso y realizar cálculos de los componentes fundamentales de la obra.
- Determinar el emplazamiento de máquinas, contadores, superficies designadas para el tránsito de tuberías, espacios destinados a ventilación, almacenamiento de sistemas de telecomunicación y aquellos espacios fundamentales de la instalación que faciliten las demarcaciones específicas, sin posibilidad de infringirlo en ningún instante.
- La entrega de una copia del proyecto complementario al arquitecto se deberá hacer efectiva previamente a que empiecen las obras correspondientes,
- Pactar con el promotor la contratación o no de profesionales técnicos que lleven a cabo colaboraciones parciales.
- Favorecer la cooperación entre técnicos para la adecuada coordinación de los proyectos parciales, además de que sea necesario incluir que éstos últimos serán escritos por técnicos profesionales, bajo su cuenta y riesgo, afectados como persona física. Los proyectos parciales serán elaborados por técnicos ajenos con distinta e incompatible formación en relación al ingeniero proyectista principal.
- Poseer la autoría y propiedad intelectual de su trabajo: de los documentos elaborados y de los cálculos pertenecientes a dicha documentación, así como de los planos o documentos gráficos contenidos en el proyecto.

3.3. Contratista.

Persona que contrae, pactada con el promotor, la responsabilidad de llevar a cabo con recursos humanos y materiales, la obra o instalación, o parte de las mismas, con sujeción al proyecto y al contrato de obra.

La ley acusará como responsable explícito de los daños y/o perjuicios constructivos causados al promotor al contratista de la obra.

3.3.1. Obligaciones del contratista.

- Establecer los turnos y trabajos de construcción, elaborando los planes que sean necesarios.
- Desarrollar, en caso preciso, el Plan de Seguridad e Higiene de la obra en cuestión, y contar en todo momento de la metodología de ejecución de medidas que puedan prevenir accidentes,

velando por la realización de las mismas y por el cumplimiento de la normativa vigente en materia de seguridad e higiene en el trabajo.

- Acordar con el Director de la obra el documento de reinicio de obra.
- Poseer el más alto cargo, responsable de todas las personas contratadas que participen en la instalación y supervisar la coordinación con las intervenciones de los empleados subcontratados.
- Ratificar el buen estado de la totalidad de los materiales y componentes de construcción que sean utilizados rechazando, por voluntad propia o instrucciones del director de obra, los componentes o materiales que carezcan de garantías o documentación identificativa necesarios reconocidos por los reglamentos pertinentes.
- Proteger el libro de órdenes y seguimiento de la obra, dando credibilidad y prioridad a las anotaciones que hayan sido escritas en este.
- Elaborar las documentaciones parciales de obra y proponer la liquidación de la obra.
- Pactar con el Promotor unas actas en las que se reclame la recepción provisional y la definitiva.
- Contratar seguros que cubran accidentes de trabajo y, además, de daño a terceros durante la obra.

3.4. Director de obra.

Persona que participa en la dirección facultativa y además manda en la realización de la instalación: en aspectos técnicos, visuales, de competencia urbanística y del medio ambiente, de asegurar que la obra sigue lo pactado en el proyecto, de los permisos de construcción, etc. así como las cláusulas contractuales.

3.4.1. Obligaciones del director de obra.

- Dirección la instalación, en cooperación con el proyecto técnico elaborado, haciendo más sencilla su significado en términos de técnica, economía y estética a las personas que participan en la construcción.
- Paralizar la operación por causas de fuerza mayor, que se deberán trasladar de manera directa al Libro de Órdenes y Asistencias, informando al promotor lo antes posible.
- Estar presente en la obra, con objeto de resolver las complicaciones que puedan producirse, asegurando la interpretación y puesta a punto adecuada del proyecto. También se encargará de solucionar aspectos necesarios relativos a la obra, escribiendo en el Libro de Órdenes y

Asistencias las instrucciones específicas que pueda estimar oportunas para una interpretación adecuada de lo proyectado.

- Firmar el acta de inicio de la obra y el certificado final de obra, además de dar el beneplácito de las certificaciones parciales en términos de porcentaje de obra ya realizada y la vigilancia de los documentos que se entreguen con relación a la obra realmente llevada a cabo, previamente a la liquidación final.
- Reportar al promotor de las posibles modificaciones que, debido a motivos técnicos o normativa, deben ser una variante de lo proyectado y que puedan ser diferente a lo que aparece en el contrato entre el promotor y los destinatarios finales.
- Llevar a cabo la redacción de los documentos de final de obra (documentación gráfica y escrita del proyecto ejecutado) haciendo patentes las modificaciones que hayan podido llevarse a cabo. Con esa finalidad, los redactores del proyecto y/o planes que los complementan tienen el deber de entregar los documentos finales en los que quede patente el estado final de la instalación o instalaciones elaboradas, supervisadas y ejecutadas, estando comprometidos los firmantes a la veracidad y exactitud total de dicha documentación.

4. Disposiciones económicas.

4.1. Definición

Las disposiciones relativas a la economía marcan las condiciones de los parámetros monetarios para el pago y finalización de la obra. Estas condiciones poseen carices subsidiarios con relación al contrato de obra, constituidos por cada una de las partes pertinentes, promotor y contratista.

4.2. Criterio general

Los individuos que participan en el proceso de obra, definidos en la “Ley 38/1999. Ley de Ordenación de la Edificación”, deben recibir en las fechas acordadas los montantes totales acordados para cada periodo por su trabajo, en base a las disposiciones pactadas en el contrato de obra. Pueden reclamarse por cada una de las partes las cláusulas necesarias para que pueda cumplirse de la manera más ágil posible las responsabilidades económicas.

4.3. Contrato de obra

Es a todas luces necesario que el contrato entre el promotor y el contratista se firme previamente al inicio de la actividad de instalación. Un duplicado del contrato de obra será remitido a la Dirección Facultativa con el fin de autentificar los plazos a los que se han comprometido las

partes. El contrato prevendrá todos los malentendidos que puedan ocurrir y disconformidades que llegaran a suceder entre los agentes implicados, y también asegurar la coordinación, dirección y control de la Dirección Facultativa en la instalación, por lo que se recomienda la capacidad de síntesis y la precisión suficientes en los siguientes puntos:

- Documentación elaborada por el contratista
- Disposiciones de uso de la superficie e inicio de las obras
- Cálculo de costes de enganches y consumos
- Responsabilidades y obligaciones del contratista. Legislación laboral
- Responsabilidades y obligaciones del promotor
- Presupuesto del contratista
- Revisión de precios
- Plazos de ejecución: Planning
- Retraso de la obra: Provisional y definitiva
- Litigio entre las partes

4.4. Fianzas

El contratista ofrecerá cierta cantidad de dinero como fianza, tal y como se haya pactado en el contrato.

4.4.1. Ejecución de trabajos con cargo a la fianza

Si el contratista no es capaz de finalizar la instalación acorde a las disposiciones establecidas, el director de la obra podrá adquirir los servicios, en representación del promotor, de un tercer facultativo con el fin de acabar la instalación. También le será posible llevar a cabo por administración y sufragando su coste con la fianza acordada, sin repercutir en las medidas a las que por contrato pueda acceder el promotor, en caso de ser insuficiente la cuantía de la fianza para costear el monto de las acciones realizadas en cada unidad de obra que fuesen innecesarias.

4.4.2. Devolución de fianzas

Dicha fianza en cuestión será retornada al contratista en el periodo temporal concretado en el contrato de obra, ya oficializada el Acta de Recepción Definitiva de la obra. El promotor tendrá la potestad de reclamar la acreditación y la liquidación del contratista y el finiquito del adeudo

que haya podido ocasionar por la realización de la obra: como salarios, suministros y subcontratos entre otras medidas.

4.5. Precios

La razón de más peso para la redacción del presupuesto es el conocimiento del coste que suponen la instalación y la construcción de la obra. El presupuesto puede dividirse en unidades de obra, concepto de menores dimensiones que se pacta y autentifica por separado, teniendo su fundamento básico en los precios, se obtendrá el presupuesto.

4.5.1. Presupuesto de ejecución material

Se define como el valor obtenido de la combinación de precios unitarios procedentes de cada unidad de obra de la que se compone la obra.

4.5.2. Reclamación por aumento de precios

En caso de que el contratista, previamente a la oficialización del contrato de obra, no haya reclamado ni hecho la consideración pertinente, no será capaz (en ninguna circunstancia de fallo u olvido) de solicitar un incremento de los precios marcados en el documento pertinente del presupuesto que pueda utilizarse como fundamento para la realización de la instalación.

4.5.3. Revisión de precios contratados

El documento de presupuesto elaborado por el contratista es cerrado salvo petición expresa del mismo y, debido a esto, no se aprobará ninguna revisión de los precios acordados. Únicamente se llevará a término una revisión de precios en caso de haber una cláusula específica que así lo permita en el contrato de obra.

4.5.4. Acopio de materiales

El contratista está obligado a llevar a cabo los acopios de materiales o equipos de la obra que reclame por escrito el promotor. Los materiales, cuando hayan sido adquiridos por el usuario, pertenecen exclusivamente al mismo, siendo este compromisario de su protección y manutención.

4.6. Retención en concepto de garantía

Se sustraerá un porcentaje del monto total relativo a las autentificaciones, que se conservará en criterio de garantía. El total de la garantía nunca disminuirá del 5% y será aval de las acciones

llevadas a mal término y de los daños o contratiempos suscitados al Promotor. Esta inmovilización del capital en concepto de garantía permanecerá en manos del Promotor a lo largo de todo el período de tiempo establecido en el contrato. Esta garantía puede proporcionarse tanto en metálico como haciendo uso de un aval bancario.

En caso de oposición del contratista a realizar la instalación para finalizarla en las disposiciones negociadas en el contrato, el director de obra, representando al promotor, tendrá potestad de contratar a una tercera persona, o por lo contrario, llevarlo a término por la administración pertinente directamente, costeando su precio con la fianza que ha sido pactada, sin ver minadas los derechos a los que pueda acogerse el Promotor, suponiendo que la fianza no fuese suficiente como para sufragar los gastos inherentes a las unidades de obra que no fuesen de recibo.

Se devolverá el importe de la fianza en concepto de garantía al Contratista a lo largo del horizonte temporal certificado en el contrato, ya oficializada el Acta de Recepción Definitiva de la obra. El promotor tendrá potestad para reclamar que el Contratista le permita tramitar la liquidación y finiquito del débito imputable a la puesta a punto de la obra, como por ejemplo salarios, suministros o subcontratos.

4.7. Indemnizaciones

4.7.1. Indemnización por retraso del plazo de terminación de las obras

En el caso de que la instalación padeciera una demora sustancial en finalizarse, por motivos que entren dentro de las obligaciones del Contratista relacionados con el plazo de ejecución, el Promotor tendrá potestad para penar al Contratista con las penalizaciones pactadas en el contrato, que en ningún caso podrán ser menores al daño económico y/o material que haya sido causado por la demora en la instalación.

4.7.2. Indemnización por demora de los pagos por parte del promotor

Se normalizarán dentro del contrato de obra las disposiciones que será necesario cumplir para ambas partes.

4.8. Plazos de ejecución de la obra

Dentro del mencionado contrato de obra debe aparecer la programación de la ejecución de la instalación y certificaciones, totales y parciales. También se recomienda anexas al contrato en cuestión un apartado de planificación de la instalación en el que aparezcan, gráficamente y de

manera detallada, el transcurso de cada una de las obras parciales que pretenden ejecutar los agentes contratantes.

4.8.1. Liquidación económica de la obra

Al mismo tiempo que se entrega el acta final de certificación de obra, se puede ejecutar la concesión del Acta de Liquidación Económica de la instalación, que irá obligatoriamente ir firmada por el promotor y el contratista. Solo así podrá finalizarse la obra y se otorgarán, además, las llaves, las pertinentes circulares correctamente tramitadas según la normativa vigente y los proyectos técnicos y autorizaciones de las instalaciones ejecutadas. Este Acta de Liquidación Económica hará las funciones de Acta de Recepción Provisional de la instalación, donde deben asistir el promotor, el contratista, el director de obra y el director de ejecución de la obra, responsabilizándose el promotor de la protección y cuidado de las mismas. La certificación de las obras, provisional y definitiva, deberá ser certificada conforme dicten las Disposiciones Generales del presente Pliego.

4.8.2. Liquidación final de obra

La liquidación de la instalación se llevará a cabo según las cláusulas pactadas entre la dirección de obra, el promotor y contratista. En el caso de que esta liquidación se haya efectuado de manera independiente, obviando el beneplácito de la dirección de obra, ésta únicamente podrá interceder, si existen disensiones o conflictos, mediante litigio.

5. Disposiciones técnicas.

5.1. Condiciones técnicas particulares

Todos los materiales y maquinaria adquiridos cumplirán obligatoriamente las especificaciones que se esperan de estos y que se han mostrado a lo largo del proyecto. Además, tendrán una calidad suficiente con la finalidad de cumplir la normativa vigente que rija este tipo de productos y que serán complementarios a este punto del pliego. Se priorizarán en función de su aceptabilidad a los materiales que presenten documentación que avale sus especificaciones, solo en caso de ser elaborados por organismos oficiales, en el momento de la adquisición. El contratista se comprometerá a que dichos materiales realmente presenten condiciones, dejando de lado el control de calidad que asegure la empresa suministradora.

El contratista dará parte al director de obra del origen de estos materiales que se planea trabajar proporcionando, si así lo requiere el director de obra, los parámetros y datos específicos para tomar una decisión acerca de la adquisición de los materiales.

Dichos materiales volverán a ser inspeccionados en una etapa previa al inicio de la instalación, sin el visto bueno de la cual no resultarán válidos para el acopio en obra ni se permitirá la instalación de los mismos.

De este modo, tras ser instalados, los materiales defectuosos a posteriori, siempre no resulte en riesgo económico de demora de la instalación, serán retirados. El coste derivado correrá a cargo del Contratista. En caso de haber garantía, se retornarán al fabricante.

5.1.1. Conducciones

La instalación constará de una red de conducciones, éstas transportan la suspensión de agua residual con restos de sólido cerámico, además de agua potable para el resto de las instalaciones de la planta.

Las conducciones en cuestión tendrán unas características tal y como se indica en los Anexos del proyecto y poseerán unas especificaciones idénticas a las descritas en dicho apartado.

La superficie en el interior de estas conducciones será lo menos rugosa posible, es inevitable que queden defectos de tamaño negligible en dichos materiales, pero es necesario que permanezcan en las tolerancias prescritas y que no causen un comportamiento imprevisto en la circulación de la suspensión. La reparación de estos defectos se realizará con la autorización previa del director de obra.

Las conducciones y redes tendrán un acabado aceptable, con grosores regulares, constantes y están preparados para soportar las presiones y tensiones habituales en la jornada laboral y durante las pruebas previas a la puesta en marcha.

5.1.2. Accesorios

Los accesorios, como válvulas y codos, se instalarán en cada tramo del material que corresponda a éste y teniendo en cuenta el diámetro nominal, para asegurar la compatibilidad entre los diferentes elementos.

5.1.3. Bombas

Las bombas necesarias y sus características pueden encontrarse, de nuevo, en los Anexos. El punto de instalación de estas bombas se situará cercano al nivel del líquido, evitando tramos de aspiración excesivos. Para un funcionamiento aceptable se deberá colocar la bomba en un punto concreto para que el NPSH disponible sea superior al requerido en todo momento.

El punto de aspiración debe ser hermético y con los menos accidentes posibles. El tramo inmediatamente anterior a la bomba es siempre recomendable que sea recto.

El punto de impulsión también debe ser hermético, estar dimensionado para obtener la menor pérdida de carga posible y, en caso de ser necesario, puede instalarse una válvula de retención a la salida de la bomba.

6. PRESUPUESTO

Índice del presupuesto

1. Presupuesto de Ejecución Material (PEM).
 - 1.1. Inversión en equipos.
 - 1.2. Conducciones.
 - 1.3. Mano de obra.
 - 1.4. PEM total.
2. Presupuesto de Ejecución por Contrata (PEC).
3. Presupuesto final.

1. Presupuesto de Ejecución Material (PEM).

El presupuesto de ejecución material o PEM consta de tres partes diferentes: la inversión de los equipos de la alternativa 1, que es la que finalmente se ha escogido, las conducciones de acero comercial necesarias para el desarrollo de la línea de proceso y la mano de obra para realizar la instalación de los equipos del proceso.

1.1. Inversión en equipos.

En cuanto al coste de la maquinaria adquirida, este se muestra en la tabla 1:

Tabla 1. Desglose del coste de inversión de la alternativa 1.

Equipo	Cantidad	Precio (€)	Coste total (€)
Centrífuga de discos	1	20.000	20.000
Filtro Prensa	1	18.000	18.000
Bomba Centrífuga	2	3.300	9.900
Depósito	2	8.000	16.000
TOTAL			63.900

1.2. Conducciones.

En cuanto a las conducciones, la longitud de estas tuberías de acero comercial, proporcionada en el documento de anexos y en el de planos, así como su coste, viene dado en la tabla 2:

Tabla 2. Coste de las conducciones utilizadas en el proceso.

Conducciones	Longitud (m)	Precio unitario (€/m)	Coste total (€)
Acero inoxidable comercial ($D_{int} = 10 \text{ cm}$)	25	30	750

1.3. Mano de obra.

En este apartado se mostrará el coste de la mano de obra que será necesaria para llevar a cabo la instalación de los equipos. Para ello, se presupuestará este apartado como un 15% del monto total del equipo a instalar. Así, se muestra a continuación la tabla 3:

Tabla 3. Coste de la mano de obra.

Concepto	Coste de la maquinaria (€)	Coste de la mano de obra (€)
Mano de obra	63.900	9.585

1.4. PEM total.

De este modo, sumando cada uno de los apartados anteriores, puede obtenerse el presupuesto de ejecución material total de la línea de proceso instalada, tal como se muestra en la tabla 4:

Tabla 4. PEM total.

Gasto	Coste (€)
Coste de equipos	63.900
Conducciones	750
Mano de obra	9.585
TOTAL	74.235

2. Presupuesto de Ejecución por Contrata (PEC).

Para obtener el presupuesto de ejecución por contrata o PEC, únicamente hay que sumar dos gastos más al PEM obtenido en el apartado anterior. Estos gastos consisten en gastos generales, que se supone en un 20% del PEM, y en el beneficio industrial, que se supone en un 6% del PEM. La cifra final del PEC viene detallada en la tabla 5:

Tabla 5. PEC total

Gasto	Coste (€)
PEM	74.235
Gastos generales (20% PEM)	14.847
Beneficio industrial (6% PEM)	4.454,1
TOTAL	95.536,1

3. Presupuesto final.

Por último, para obtener el presupuesto final, simplemente deberá añadirse el IVA (21% actualmente) al PEC que se ha calculado previamente, tal como se muestra a continuación en la tabla 6:

Gasto	Coste (€)
PEC	95.536,1
IVA (21% PEC)	19.642,6
Presupuesto final	113.178,7

Hecho el cálculo, el coste total de la puesta a punto del proceso seleccionado asciende hasta los **CIENTO TRECE MIL CIENTO SETENTA Y OCHO EUROS CON SETENTA CÉNTIMOS.**