



MASTER PROFESIONAL EN INGENIERÍA Y GESTIÓN MEDIOAMBIENTAL, Madrid 2010-2011

**Título del Proyecto: PLANTA DE TRATAMIENTO DE
AGUAS RESIDUALES DE PROCESO (EDARI) DE UNA
PETROQUÍMICA**

Autora: PATRICIA HERNANDO MARCOS

Tutor: JUAN A. SAINZ SASTRE

ÍNDICE

1.- MEMORIA DESCRIPTIVA.....	3
2.- OBJETIVOS.....	11
3. DEFINICIÓN DEL PROBLEMA O BASES DE PARTIDA	12
4. DESCRIPCIÓN Y JUSTIFICACIÓN DE LA SOLUCIÓN PROPUESTA	13
5.- DESCRIPCIÓN DE LOS PROCESOS DE TRATAMIENTO Y DE LOS EQUIPOS INVOLUCRADOS EN EL PROCESO.....	16
6. DIMENSIONADO DE EQUIPOS	58
7. BIBLIOGRAFÍA	88

1.- MEMORIA DESCRIPTIVA

1.1 Petroquímica



Figura 1: Planta Petroquímica

Fuente: <http://dondeinvertirdinero.blogspot.com/2010/10/ingresos-extras-planta-petroquimica-de.html>

1.1.1 Introducción e importancia de esta industria

La industria petroquímica es una rama de la industria química que obtiene productos químicos partiendo de fracciones petrolíferas de las refinerías, o del gas natural. La producción petroquímica encaja tanto en el campo orgánico (80%) como en el inorgánico (20%).

La primera producción petroquímica fue el isopropanol, obtenido en 1920 por la Standard Oil norteamericana. A partir de entonces la industria petroquímica (IP) inicia un desarrollo progresivo que, después del año 42, con motivo de la entrada de los Estados Unidos en la guerra mundial, se hace tan extraordinario que constituye un ejemplo único en la Química industrial de todos los tiempos. Hacia el año 50 se extiende también a Europa y al resto del mundo, donde ha crecido igualmente a ritmo acelerado. La enorme demanda de productos petroquímicos existente en la década de

los 70 así como el precio barato del petróleo durante los años 80, supuso un aumento del sector petroquímico, ya que se llevaron a cabo fuertes inversiones en este tipo de industria en todo el mundo. En los últimos años, y debido a diversos factores, los márgenes de beneficios de este sector son menores, lo que ha producido un sustancial descenso de la inversión en esta industria.

En España, la IP se inició a la sombra del I Plan de Desarrollo (a excepción de la refinería de Tenerife que es anterior), con un evidente retraso respecto a la Europa Occidental. A partir de entonces ha absorbido la parte más importante de las inversiones del sector químico.

Con sus productos, la IP ha ido sustituyendo en gran parte a la carboquímica y a la quimiurgia (materias primas del agro) e incluso ha creado productos nuevos que no fueron previstos por estas ramas más clásicas de la industria química.

A pesar de la importancia de la producción petroquímica, resulta pequeña en tonelaje comparada con la industria refinera. Es indudable el interés del refinado en la petroquímica.

La IP se caracteriza por la enorme variedad de especies que las industrias de segunda y tercera generación producen, y por la amplitud del campo de aplicaciones de esas especies, todo ello a causa del relativamente bajo precio de sus productos, determinado por el costo favorable de la materia prima, la regularidad de su suministro, el aprovechamiento completo de subproductos y la gran escala con que pueden plantearse las fabricaciones.

Esta variedad y extensión, junto con la baratura e independencia de otras industrias, subraya el papel económico y social conquistado en poco tiempo por la petroquímica.

Debido a la creciente demanda, el presente y el futuro de la IP pasa por el aumento de la producción de los derivados de las olefinas denominadas básicas: etileno y propileno.

1.1.2. Materias Primas

Las materias primas de las que se nutre la IP son hidrocarburos de los siguientes

orígenes: gas natural, gases de refinería (saturados y de craqueo), naftas, gasóleos, etc.

En términos generales, puede decirse que con cualquiera de estas materias se pueden conseguir -en lo cualitativo al menos- los mismos resultados. El empleo de una u otra está regido principalmente por la disponibilidad y el precio. En Estados Unidos se utiliza en gran escala el gas natural, porque lo hay en abundancia. En Europa tradicionalmente la producción ha estado basada en las naftas, si bien las fábricas se van reconvirtiendo a gas natural a medida que aumenta la disponibilidad de éste.

1.1.3. Técnicas petroquímicas de base

La elaboración de las materias primas petroquímicas sigue caminos muy variados, como corresponde a la enorme variedad de productos finales. Pero hay tres grupos generales de técnicas de base:

- 1.- Transformación estructural de los hidrocarburos (HC) en materia idónea creando en ellos grupos de reactividad química adecuada –dobles o triple enlaces-, núcleos aromáticos, etc.
- 2.- Descomposición de los HC con producción de especies no hidrocarbonadas, como H_2 , CO y C (negro de humo).
- 3.- Separación de especies más o menos puras, o fracciones, de una materia prima o de la que resulta de 1, para llevar la transformación química de cada una por separado, y separación y acondicionamiento, en su caso, de los productos de la descomposición según 2.

1.1.4. Aprovechamiento de los productos intermedios petroquímicos

A continuación se numeran las cuatro direcciones de trabajo más importantes contenidas en este apartado:

- 1.- Aprovechamiento de las parafinas gaseosas, líquidas y sólidas (“cera”).

2.- Aprovechamiento de las olefinas y diolefinas.

3.- Aprovechamiento del acetileno.

4.- Aprovechamiento de los aromáticos.

1.2. Tratamientos del agua en la planta petroquímica



Figura 2: Tratamiento del agua de la Industria Petroquímica

Fuente: <http://www.interempresas.net/Agua/Articulos/47684-La-industria-petroquimica-de-Tarragona-sustituira-agua-potable-por-regenerada.html>

En las industrias petroquímicas, es preciso identificar los aspectos ambientales directos e indirectos de las actividades, productos y servicios llevados a cabo en sus instalaciones y que puedan afectar al entorno en que opera, incluyendo el aire, el agua, la tierra, los recursos naturales, la flora, la fauna, los seres humanos y sus relaciones, entorno que en este contexto se extiende desde el interior del recinto industrial al sistema global.

Centrando el aspecto del agua, que es el objeto de este proyecto, se puede decir que aunque la planta de Tratamiento de Aguas Residuales Industriales (EDARI) tiene una importancia decisiva en el acondicionado final de los vertidos, las actuaciones no se limitan a garantizar su correcto funcionamiento. Una gestión apropiada de todas las corrientes de aguas residuales antes de su envío a la depuradora final, producirá efectos deseables.

Se pueden destacar tres formas de actuación en la industria petroquímica:

- Segregación de corrientes
- Tratamiento en proceso
- Tratamiento final línea

Las aguas residuales producidas como resultado de las actividades propias de la planta Petroquímica se segregan en función de su origen y sus propiedades físico-químicas. De forma general, en esta industria existen varios sistemas de recogida independientes, correspondientes a los cinco tipos de aguas residuales segregadas:

- Aguas de Proceso
- Aguas de lluvia de zonas potencialmente contaminadas
- Aguas de lluvia de zonas limpias
- Aguas sanitarias
- Aguas de deslastre

De esta forma, y mediante este sistema, se puede dar el tratamiento específico más eficiente a cada uno de los tipos anteriores.

Es importante destacar algunos aspectos sobre las corrientes anteriores:

Aguas ácidas

En los procesos de craqueo catalítico e hidrotratamiento (FCC), y siempre que se condensa vapor, aparecen en los gases cantidades variables de sulfuro de hidrógeno (H_2S) o amoníaco (NH_3) y fenoles que en su lavado producen corrientes conocidas como "aguas ácidas". Estas aguas presentan un elevado caudal y una elevada contaminación. La composición de las mismas, de forma general, es la mostrada en la tabla siguiente:

Contaminante	Rango (ppm)
Sulfhídrico	400 – 650
Amoníaco	150 – 6.500
Fenol	100 – 900
pH	7,75 – 9,25

Tabla 1: Composición de "aguas ácidas"

El tratamiento de estas aguas, se realiza en refinería en unidades de proceso. Consiste en un proceso de separación por agotamiento con vapor, que separa ambos gases antes de enviarlas a la planta común de tratamiento.

El esquema del Stripping es el siguiente:

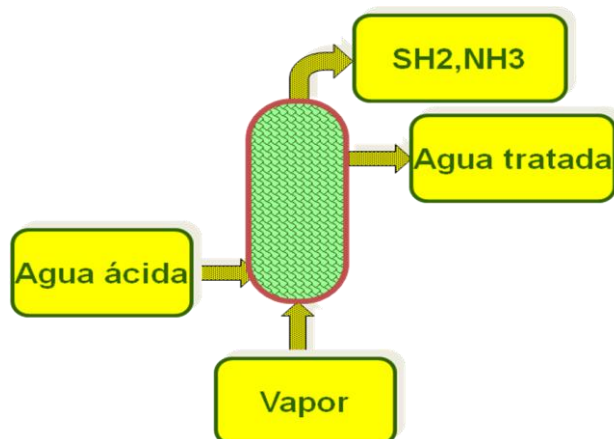


Figura 3: Esquema Stripping

El agua tratada en el stripping se une al resto de las aguas de proceso y se envía a la EDARI

Aguas de deslastre

El tratamiento de las aguas de deslastre se realiza de manera independiente, si bien esta corriente ha disminuido en gran medida desde que se montó la red de oleoductos. De estas aguas se recupera antes de su tratamiento la mayor parte de los hidrocarburos presentes por decantación en los tanques que las reciben. Para eliminar los hidrocarburos no decantados, el agua se somete a un tratamiento físicoquímico.

En la mayor parte de los casos, estas instalaciones están instaladas de forma independiente de la EDARI de proceso

Los hidrocarburos se recuperan en los tanques existentes al efecto y el agua tratada constituye, junto a las aguas tratadas de proceso, el efluente final.

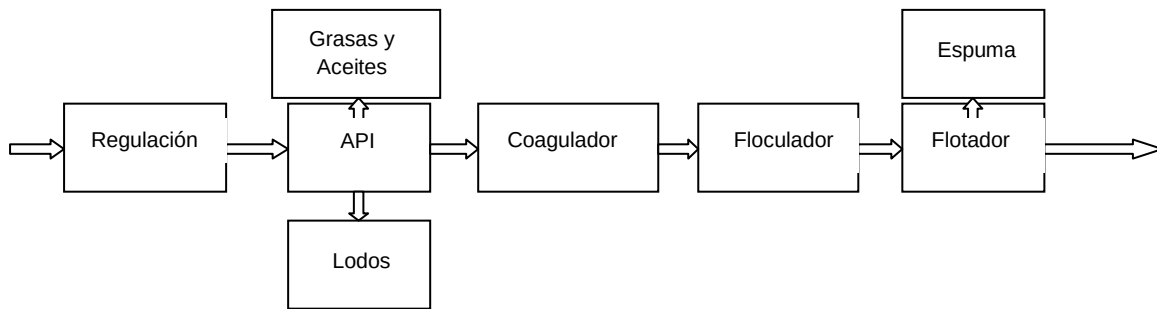


Figura 4: Tratamiento físico-químico aguas de deslastre

En la actualidad los separadores API están siendo sustituidos por separadores de placas tipo CPI y TPI.

Los flotadores en este caso son tipo IAF.

Aguas de lluvia potencialmente contaminadas

Las aguas de lluvia que arrastran trazas de contaminantes se incorporan a la carga de las unidades de tratamiento de aguas de proceso por lavado de equipos, calles, terminales de carga, etc.

Aguas sanitarias

El diagrama del tratamiento de las Aguas Sanitarias es el siguiente:

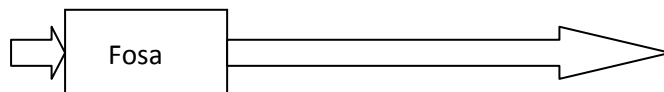


Figura 5: Diagrama del tratamiento de Aguas Sanitarias

Debido a la gran dispersión del personal, lo más adecuado es colocar una serie de fosas sépticas repartidas por toda la instalación.

2.- OBJETIVOS

El objetivo de este proyecto es la corrección del problema de los vertidos hídricos de las plantas Petroquímicas mediante la implantación de una Estación Depuradora de Aguas Residuales Industriales para el tratamiento de la corriente de aguas de proceso obtenida en esta planta. De esta forma, el efluente de la EDARI de la planta Petroquímica ha de cumplir los requisitos establecidos legalmente.

Para ello, la EDARI propuesta va a comprender, a grandes rasgos, los elementos siguientes:

Línea de aguas

Tras el pretratamiento tienen lugar los denominados procesos físico-químicos, y a continuación el agua efluente del tratamiento primario se trata biológicamente con concentraciones definidas de microorganismos, nutrientes y oxígeno en Reactores Biológicos. Parte de los lodos obtenidos se recirculan.

Línea de fangos

Los distintos fangos generados a lo largo del proceso de la instalación de depuración (procedentes del API, del flotador y del biológico) se tratan con el objetivo de obtener un sólido final estable, con un grado de deshidratación adecuado, para que sea fácilmente evacuable de la planta depuradora mediante el transporte adecuado a destino final.

En el caso de una EDARI Petroquímica, el esquema básico de tratamiento de fangos comprende la homogeneización, el espesado, y la deshidratación. Se obtendrá una torta a evacuar y agua de los procesos de espesado y de deshidratación que se recircula a la entrada de los API.

El objetivo de este proyecto es la descripción y justificación del esquema detallado que compone una EDARI Petroquímica así como el dimensionamiento de los equipos que en ella intervienen.

3. DEFINICIÓN DEL PROBLEMA O BASES DE PARTIDA

Este proyecto consiste en definir detalladamente la EDARI que ha de instalarse en una planta Petroquímica para hacer frente al problema medioambiental que generan las distintas corrientes de agua de la planta, y en una segunda etapa poder realizar un tratamiento terciario y llegar a su reutilización.

Los datos de partida para el dimensionamiento de los equipos de la EDARI objeto de este proyecto son los siguientes:

Parámetro	Símbolo	Rango	Unidades
Caudal Máximo	Q _{máx}	360	m ³ /h
Caudal Medio	Q _{medio}	260	m ³ /h
Grasas y Aceites (entrada EDARI)	G&A	20.000 – 3.000	ppm
Sólidos en Suspensión	SS	1.000 – 3.000	ppm
pH	pH	9,5 – 7,5 puntualmente puede subir a 10,5	-
Temperatura del agua	Tagua	30 - 40	°C
Peso específico Grasas y Aceites	So	0,942 (a 40°C) 0,951 (a 25°C, en invierno)	-
Nitrógeno Total Kjeldahl	NTK	60	ppm
Salida de API			
Grasas y Aceites	G&A	80 – 120	ppm
Sólidos en Suspensión	SS	100 - 150	ppm
Demanda Biológica de Oxígeno	DBO	250 – 350	ppm

***Tabla 2:** Datos de partida para el dimensionamiento de la EDARI*

4. DESCRIPCIÓN Y JUSTIFICACIÓN DE LA SOLUCIÓN PROPUESTA

Para el tratamiento de las aguas de proceso de la planta petroquímica, se propone la instalación de una Estación Depuradora de Aguas Residuales Industriales.

La composición típica de las aguas de proceso de la industria petroquímica después del pretratamiento es la siguiente:

	Aceites y Grasas	DBO	DQO	SS	NTK	Sulf.	Fenol
Aguas de Proceso	300	250	475	450	70	25	20

Tabla 3: Composición típica de las aguas de proceso de la industria petroquímica

Las aguas de proceso de este tipo de industria son una importante fuente de contaminación, y por ello es necesario desarrollar una serie de tratamientos sobre las aguas y sobre los fangos producidos para reducir al mínimo los efectos sobre el cauce receptor.

La EDARI va a estar compuesta por las siguientes líneas y procesos de tratamiento:

Línea de Aguas

Pretratamiento

Rejas de protección

API

Tratamiento físico-químico

Coagulación

Floculación

Flotación

Tratamiento biológico

Línea de Fangos

Fangos procedentes del API y del Flotador:

Centrifugación

Fangos procedentes del tratamiento biológico:

Espesado por gravedad

Centrifugación

Esquema de la solución empleada:

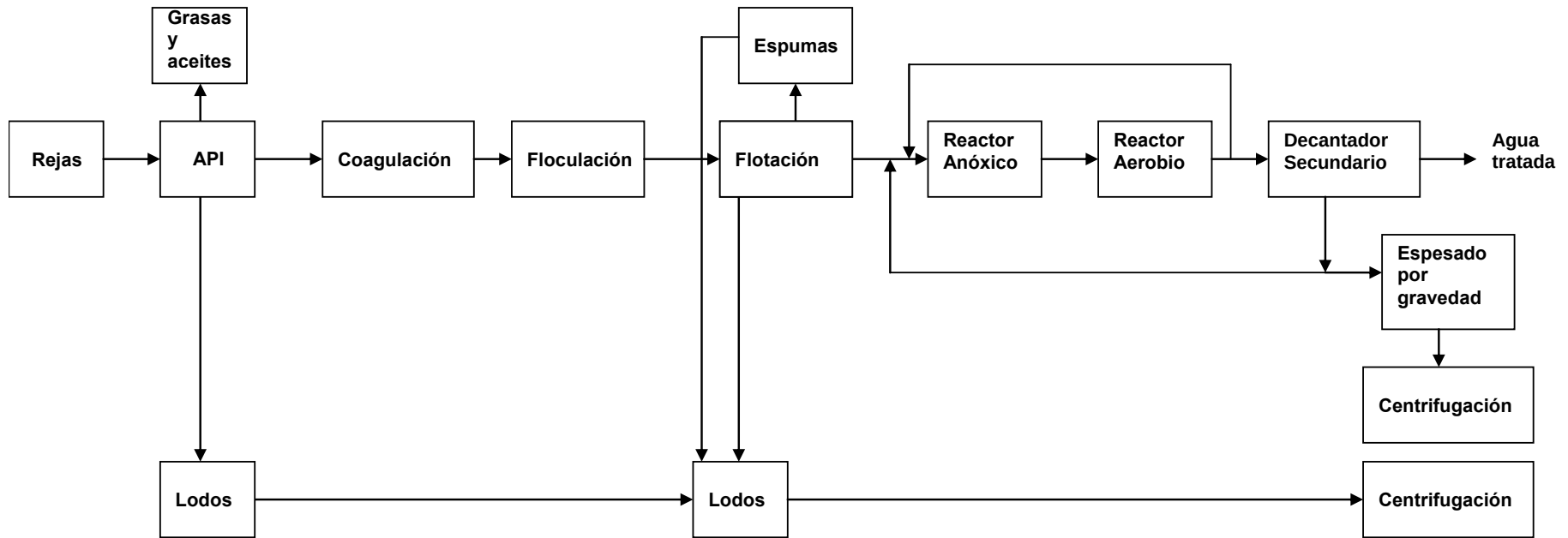


Figura 6: Esquema de la solución empleada

5.- DESCRIPCIÓN DE LOS PROCESOS DE TRATAMIENTO Y DE LOS EQUIPOS INVOLUCRADOS EN EL PROCESO

5.1. Rejas

Las rejas consisten básicamente en un conjunto de barras metálicas de sección regular, paralelas y de separación uniforme entre ellas, situadas en un canal de hormigón, en posición transversal al flujo, de tal forma que el agua residual pase a través de ellas quedando retenidos todos los sólidos presentes con un tamaño superior a la separación entre barrotes.

Todas las barras de la reja se encuentran fijadas en un marco con el fin de rigidizar el sistema.

El objetivo del proceso de desbaste mediante rejas es la eliminación de todos los sólidos en suspensión de tamaño superior a la separación entre barrotes (luz) con el fin de evitar obstrucciones en líneas o problemas mecánicos en los equipos dinámicos.

Esta es la primera operación que se realiza en todas las plantas depuradoras ya sean urbanas o industriales.

La separación de los sólidos de gran tamaño presentes en las aguas residuales en las rejas se basa en su tamaño, de tal forma que quedarán retenidos todos aquellos que tengan un tamaño superior a la separación fijada entre los barrotes.

La primera división de las rejas viene establecida por la separación o luz entre los barrotes:

Tipo	Luz (mm)
Rejas de gruesos	>50
Rejas de medios	15 a 50
Rejas de finos o rejillas	8 a 12

Tabla 4: Tipos de rejas

La utilización de uno u otro tipo depende del tamaño de los sólidos a retener.

En estos equipos, cuanto menor sea la separación o luz entre barrotes, mayor será el volumen de residuos eliminados.

La eliminación de los residuos depositados en las rejillas pueden ser llevadas a cabo de dos formas:

- Limpieza manual
- Limpieza automática

Rejas de limpieza manual



Figura 7: Rejas de limpieza manual

Fuente: http://prueba2.aguapedia.org/master/formacion/edar/temario/pretratam/rej_manual.htm

Las rejillas de limpieza manual son instaladas en plantas industriales, estando el sistema utilizado basado en el empleo de un rastrillo con púas que se encastran en los espacios abiertos de las rejillas. En la EDARI Petroquímica se instalarán rejillas manuales, ya que no se esperan llegadas importantes de basuras.

Con el fin de facilitar el trabajo de limpieza, el ángulo de la rejilla con el canal suele estar próximo a los 45-60°.

Es importante tener una atención frecuente con estos equipos, con el fin de evitar acumulaciones importantes de basuras sobre los barrotes que podrían llegar a producir desbordamientos del agua residual por colmatación de la superficie de paso del agua.

Rejas de limpieza automática



Figura 8: Rejas de limpieza automática

Fuente: <http://prueba2.aguapedia.org/master/formacion/edar/temario/pretratam/rejautomat.htm>

Las unidades de limpieza automática requieren una menor atención que las manuales, siendo preciso mantenerlas perfectamente ajustadas y lubricadas.

En este tipo de rejas la limpieza se lleva a cabo mediante unos rastrillos que encastran entre los barrotes y se deslizan a lo largo de los mismos siendo arrastrados acoplados a cadenas sinfín, a un brazo basculante, cable de arrastre, etc.

Existen en el mercado rejas en las cuales la superficie de desbaste tiene geometría curva.

5.2. API

Los compuestos líquidos, insolubles en el agua y de densidad menor que ésta (grasas y aceites, llegan en muy diferente cuantía a las plantas depuradoras de aguas residuales de la industria petroquímica.

En algunas plantas industriales su generación es importante, como por ejemplo en refino del petróleo, **petroquímicas**, almacenamiento de combustibles, etc., por lo que se han desarrollado técnicas y procesos específicos para su eliminación.

El proceso de separación de grasas y aceites en los separadores tipo API consiste en la eliminación del agua residual de este tipo de contaminantes siempre que se cumplan las siguientes **condiciones**:

- Estén en fase líquida
- Se encuentren en estado libre (no eliminándose en consecuencia aquellas grasas y aceites que se encuentren disueltos o emulsionados).
- Tengan una densidad menor que la del agua
- El tamaño de la gota sea superior a un valor predeterminado en el diseño. Generalmente el punto de corte se fija en 0,15 mm, valor adoptado en este proyecto.

Entre las **funciones** que tiene encomendado el proceso de separación de grasas y aceites, se encuentran:

- Eliminación de la mayor parte de este contaminante del agua residual.
- Por tratarse en un número importante de casos de hidrocarburos volátiles, evitar la posible formación de atmósferas tóxicas y/o peligrosas.
- Disminuir riesgos de incendios por acumulación de compuestos potencialmente combustibles en las superficies.
- Evitar su presencia en los procesos biológicos por la toxicidad de una parte de estos compuestos.

Factores que afectan a la separación de grasas y aceites:

- Tipo y composición del aceite que se pretende eliminar.
- Estado en que se encuentra el aceite en el agua residual
- En estos procesos no se eliminan aquellas grasas y aceites que se encuentren emulsionados o bien disueltos.
- Régimen de flujo
- Tamaño de la gota (de forma generalizada se diseña para eliminar aquellas partículas de diámetro igual o superior al fijado previamente, normalmente 0,15 mm).

Separador tipo API

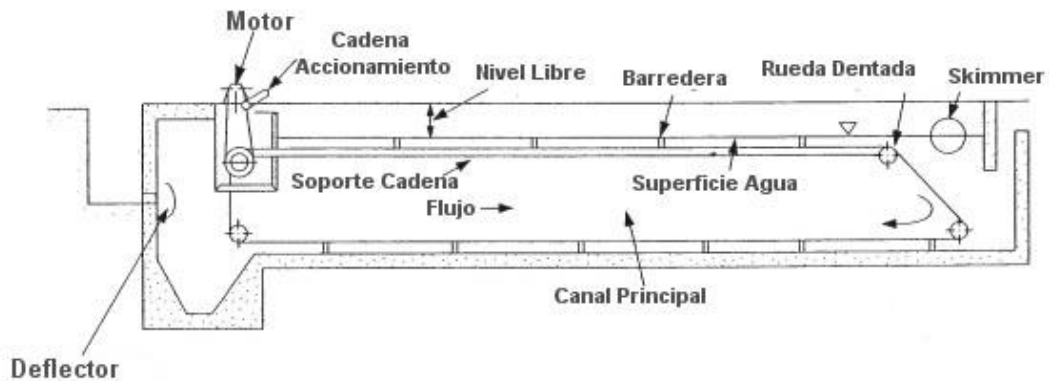


Figura 9: Separador tipo API

Fuente: "Tecnologías para La Sostenibilidad. Procesos y operaciones unitarias en depuración de aguas residuales. JUAN ANTONIO SAINZ SASTRE. Edita: fundación EOI. Madrid. 2005"

Los principios en que se basan estos separadores, parten de los trabajos desarrollados en la Universidad de Wisconsin, así como en la gran experiencia adquirida en las múltiples unidades instaladas principalmente en la industria del petróleo.

Este tipo de separadores consiste en un canal de sección rectangular, trabajando en régimen de flujo laminar y con un tiempo de retención que permita a las gotas de aceite a separar alcanzar la superficie donde serán eliminadas.

Con el fin de facilitar la separación, se instalan unas barredoras superficiales perpendiculares a las paredes laterales del canal que son arrastradas por unas

cadenas sinfín, que se desplazan en la misma dirección del flujo, acumulando el aceite en las proximidades de un skimmer, que facilita la eliminación. Estos equipos físicamente son prácticamente iguales a los decantadores rectangulares, aunque los parámetros de diseño son diferentes.

Debido a la disminución de la velocidad del agua en estos equipos, tiene lugar una decantación de parte de los sólidos en suspensión presentes en dicho agua. Estos sólidos son arrastrados a uno de los extremos del separador, por las barredoras en el camino de regreso, acumulándose en unos pocetos de donde son extraídos por bombeo y enviados a tratamiento de fangos.

Con el fin de no producir turbulencias en el seno del líquido, la velocidad de las rasquetas debe ser muy lenta.

Los aceites acumulados en la superficie del separador y arrastrados hacia uno de sus extremos por las rasquetas, son extraídos de la superficie mediante un skimmer. Estos pueden ser:

- Tubería rasgada
- Tambores olefínicos
- Bandas continuas
- Otros

5.3. Coagulación – Floculación

En el proceso de flotación no es posible la separación de los coloides (partículas cargadas eléctricamente), ni de aquellas partículas de grasas o aceites que se encuentren en emulsión.

Con frecuencia los procesos de coagulación y floculación se confunden, utilizándose uno u otro término de forma indiscriminada, no obstante existe una clara diferencia entre ellos.

El proceso de coagulación es la reacción química que tiene lugar por la adición de determinados productos químicos a una dispersión coloidal, produciendo una desestabilización de las partículas coloidales o emulsionadas, mediante la neutralización de las cargas eléctricas que tienden a mantenerlas separadas.

La formación de partículas a partir de las partículas desestabilizadas de tamaño submicroscópico por agrupamiento entre ellas y formación de otras de mayor tamaño es lo que se denomina floculación.

Mientras que la coagulación es una reacción de tipo químico, siendo la fuerza primaria de tipo electrostático o interiónico, en el proceso de floculación predominan la formación de puentes o enlaces de tipo físico.

El **objetivo** de los procesos de coagulación-floculación es la neutralización de las cargas eléctricas de los coloides y emulsiones presentes en el agua residual, seguido de un reagrupamiento de las partículas, de tal forma que sea factible su separación posterior ya sea por decantación o bien por flotación.

Es de indicar que en el proceso de coagulación-floculación, no tiene lugar separación alguna de contaminantes, sino una adecuación de determinadas partículas para que puedan ser separadas físicamente a través de otros procesos instalados a continuación, como decantación o flotación.

Las **funciones** más importantes del proceso de coagulación-floculación, son las siguientes:

- Neutralizar las cargas eléctricas presentes en partículas coloidales o emulsiones, eliminando las fuerzas de repulsión existentes al ser cargas del mismo signo y que impedían su decantación o flotación.
- Reagrupación de partículas de tamaño muy pequeño en otras de mayor tamaño.
- Algunos compuestos orgánicos se eliminan en cantidades variables por adsorción sobre la superficie de los flóculos.
- Adecuar determinadas partículas para que sean eliminadas en procesos posteriores de decantación o flotación.

COAGULACIÓN

El proceso de coagulación, como ya se ha indicado anteriormente, consiste básicamente en la neutralización de las cargas eléctricas de los coloides y emulsiones presentes en el agua residual, y que dan origen a unas fuerzas de repulsión, que impiden su separación a través de los procesos de decantación o flotación.

En el proceso de coagulación se consigue la desestabilización o neutralización de las cargas eléctricas presentes en los coloides y emulsiones mediante la dosificación de reactivos químicos y agitación vigorosa, para favorecer la mezcla rápida e íntima entre el agua residual y el reactivo en el menor tiempo posible y que se lleve a cabo la reacción correspondiente.

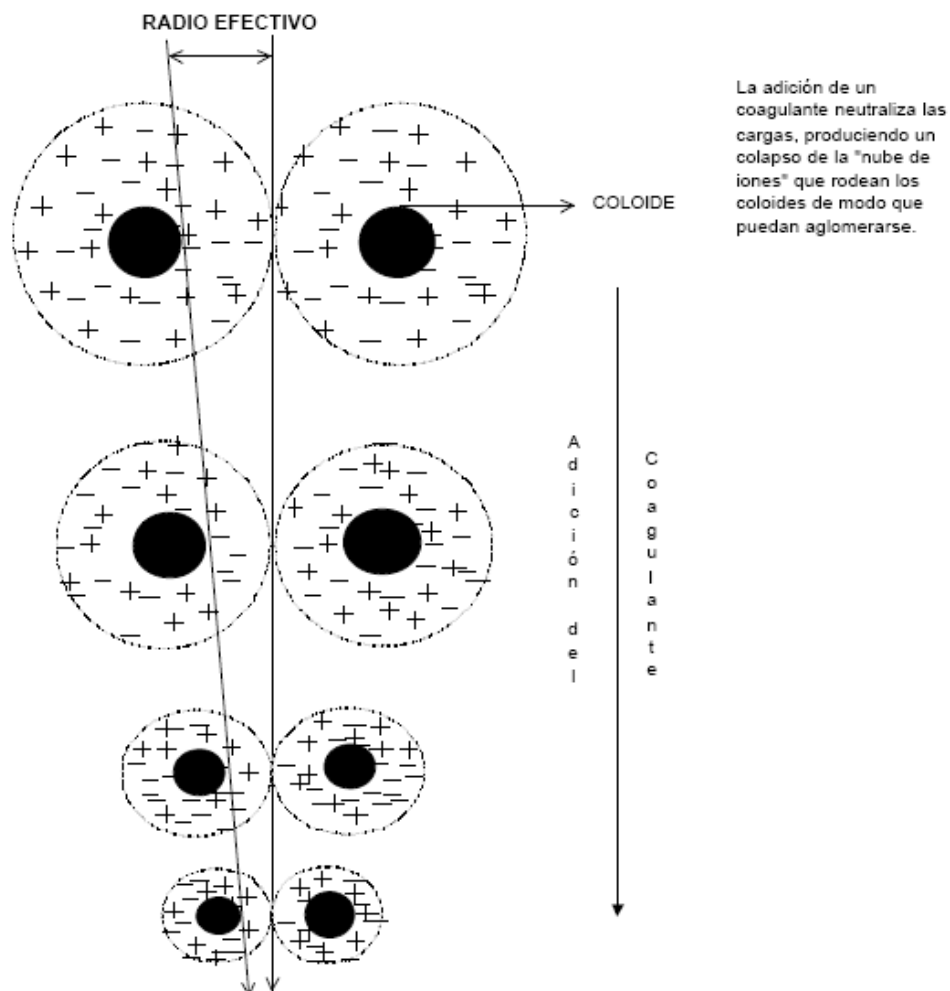


Figura 10: Desestabilización del coloide y compresión de la capa difusa.

Fuente: http://www3.uclm.es/profesorado/giq/contenido/dis_procesos/tema5.pdf

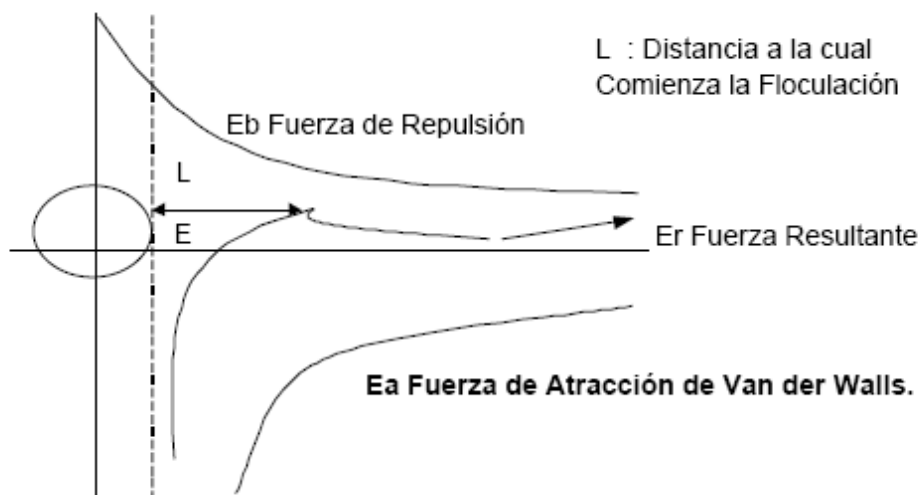


Figura 11: Fuerzas de Atracción y repulsión

Fuente: http://www3.uclm.es/profesorado/giq/contenido/dis_procesos/tema5.pdf

Cuando la superficie de una partícula adquiere carga eléctrica, algunos iones de carga contraria se adhieren a la superficie y quedan allí retenidos gracias a fuerzas electrostáticas y de Van der Waals. Alrededor de esta capa fija de iones, existe otra capa difusa, que no pueden formar capa compacta debido a la agitación térmica.

Si a un agua residual con materia coloidal se le hace pasar una corriente eléctrica continua, las partículas cargadas eléctricamente serán atraídas hacia uno u otro electrodo de acuerdo con el signo de su carga. el potencial en la superficie de la nube se le denomina potencial zeta. el valor de este parámetro es limitado ya que varía según la naturaleza de los componentes de la solución.

Cuando se produce la neutralización de las cargas eléctricas por coagulación, el potencial zeta se anula.

El proceso de coagulación se puede realizar por tres vías diferentes:

- Adición de iones que se adsorban o reaccionen con la superficie del coloide y en consecuencia disminuyan su potencial. La dosificación de un electrolito fuerte da lugar a una mejor concentración iónica y en consecuencia a una disminución del potencial.

- Adición de un polielectrolito.

Los polielectrolitos se dividen en dos grandes familias, de acuerdo con su origen:

1. Natural, como pueden ser el almidón, la celulosa y los alginatos, etc.

2. Sintéticos, formados por monómeros simples que se polimerizan formando cadenas de muy alto peso molecular.

- Adición de sales metálicas:

Cuando una sal metálica, fundamentalmente de aluminio o hierro se añade al agua, se originan una serie de reacciones de hidrólisis, formándose un conjunto de sustancias de tipo complejo de cargas multivalentes, que son los responsables del proceso de coagulación.

Los reactivos utilizados generalmente son sales metálicas de cationes con alta carga iónica, de tal forma que cuanto mayor sea la carga del catión y menor el radio iónico mejor será el rendimiento de la operación.

Reactor de coagulación

Por tratarse de una reacción de tipo químico de primer orden, la misma tiene lugar de forma prácticamente instantánea, viniendo determinado el tiempo de retención del sistema por el preciso para que el agua residual se mezcle perfectamente con el reactivo.

EL tiempo de retención para una correcta coagulación, cuando se dispone de agitación vigorosa está comprendido entre 2 y 3 minutos.

Los reactores utilizados para llevar a cabo el proceso de coagulación, pueden ser de dos tipos:

- Sección circular
En este caso el diámetro y altura del reactor tiene aproximadamente la misma dimensión.
- Sección rectangular
Siendo los tres lados de las mismas dimensiones.

FLOCULACIÓN

Debido a que las partículas formadas en el proceso de coagulación son de un tamaño muy pequeño, es necesaria su reagrupación en otras de mayor tamaño formando una especie de piña o ristra entre ellas.

PRINCIPIO DE FLOCULACIÓN



Figura 12: Principio de la floculación

Fuente: <http://tuprincesadevainilla.blogspot.com/2010/06/floculacion.html>

A este proceso de reagrupamiento de las partículas en otras de mayor tamaño se le denomina floculación.

Los hidróxidos metálicos formados en el proceso de coagulación, y con una agitación suave, tienen tendencia a formar unos coágulos que adsorben las partículas en suspensión, formando unos flóculos de tamaño visible. Los mencionados flóculos son bastante higroscópicos, lo que da lugar a retenciones de molécula de agua.

Para mejorar de forma notable la formación de flóculos es práctica habitual la dosificación de polielectrolitos orgánicos, consistentes en polímeros de alto peso molecular y larga cadena que fijan las partículas sólidas, formando unas nuevas partículas de mayor tamaño, compactas y fácilmente decantables.

La floculación, al no ser una reacción química, tiene lugar en el seno de una agitación moderada que no destruya los flóculos ya formados pero ponga en contacto las partículas con el reactivo, y mantenga los sólidos en suspensión.

ENSAYOS DE LABORATORIO



Figura 13: Ensayo Jar Test

Fuente:http://prueba2.aguapedia.org/master/ponencias/modulo1/ponencias_modulo01_master_04-06/tratamiento_fisico-quimico_de_ari.pdf

En todos los procesos de coagulación-floculación, es preciso la realización de ensayos en laboratorio con el fin de determinar:

- Reactivos más adecuados
- Dosis de coagulante
- Dosis de floculante
- pH óptimo de operación
- Tiempos de coagulación y floculación
- Volumen de fangos formados
- Calidad del agua sin tratar y tratada

El modo de llevar a cabo estos ensayos de laboratorio puede ir desde la realización de una serie de ensayos tipo Jar-Test hasta la utilización de una unidad semi-piloto.

Por otra parte, cualquier variación en la composición de las aguas residuales, podrá alterar la eficiencia del proceso, debiéndose tener la facilidad de variar la concentración de dosificación en los equipos de la planta.

REACTIVOS UTILIZADOS

Los productos químicos normalmente utilizados para la coagulación son:

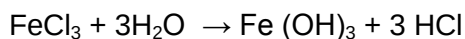
- Sales de aluminio fundamentalmente el sulfato de aluminio o policloruro de aluminio.
- Sales de hierro como el cloruro férrico, sulfato férrico y sulfato ferroso.
- Agente neutralizante. Con el fin de ajustar el pH de la coagulación al valor idóneo, así como neutralizar la acidez que producen las sales metálicas, se utiliza cal o hidróxido sódico.

Cloruro Férrico $FeCl_3$

Comercialmente se suministra en forma sólida (cristalina o anhidra) o líquida con concentraciones del orden del 33 al 40%.

Debido a su carácter corrosivo e higroscópico es preciso mantenerlo en envases seguros y bien cerrados.

La reacción que tiene lugar entre el cloruro férrico y el agua es la siguiente:

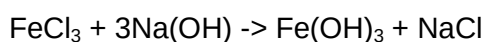


Esto supone que el pH del agua disminuye, pudiendo llegar a que la mencionada reacción no se produzca o bien no tenga lugar de forma correcta al trabajar a un pH inadecuado.

En este proceso con el fin de ajustar el valor idóneo de pH se lleva a cabo la dosificación de un producto alcalino como puede ser sosa o cal.

En este proyecto se empleará cloruro férrico, ya que además de coagular se precipitará el sulfuro de hierro, con lo que en la misma operación se consiguen dos efectos: la coagulación y la precipitación.

La reacción en este último caso sería la siguiente:



El hidróxido férrico forma un flóculos de color pardo, gelatinoso.

El cloruro férrico tiene tendencia a dejar en el agua una tenue coloración de color amarillo-pajizo, por lo que no es recomendable su utilización en aguas potables, de aportación o recuperación.

En este proyecto se utilizará sosa, ya que en petroquímica se dispone de sosa gastada empleada en otros procesos y que en caso de no gastarse en esta aplicación habría que neutralizarla o enviarla a vertedero de seguridad.

Sulfato de Aluminio $\text{Al}_2(\text{SO}_4)_3$

En su forma comercial se le conoce igualmente con el nombre de sulfato de alúmina, alumbre, o alumbre de filtro.

Igual que el FeCl_3 se puede encontrar comercialmente en forma líquida con una concentración del 50% o bien en estado sólido.

Al precipitar el hidróxido de aluminio, al igual que ocurría con el cloruro férrico el agua se acidula, siendo necesario ajustar el pH mediante la dosificación de un reactivo alcalino.

Debido al carácter anfótero del hidróxido de aluminio, un exceso de alcalinidad puede producir su redisolución, por la formación del aluminato correspondiente que es soluble.

El sulfato de alúmina no transmite color al agua, al contrario de lo que ocurriría con el cloruro férrico, por lo que es un producto idóneo en aguas potables o de aportación.

Sulfato férrico $Fe_2(SO_4)_3$

Es un sólido fácilmente soluble en agua y su eficacia es similar a la del $FeCl_3$. La utilización de uno u otro viene dada en gran medida por los aniones que acompañan al Fe^{3+} es decir, por la preferencia en cuanto al aumento de la concentración de sulfatos o cloruros en el agua a tratar.

La reacción que tiene lugar es similar a la del cloruro férrico y al igual que ocurriría con dicho compuesto es preciso dosificar un reactivo alcalino para neutralizar la acidez que se origina.

Los coagulantes férricos, tanto del sulfato como del cloruro, tienen un amplio margen de pH para su utilización que va de 5 a 11, con un valor óptimo generalmente entre 7 y 8.

Sulfato Ferroso $FeSO_4$

Este compuesto es un subproducto obtenido en la fabricación de dióxido de titanio. Es un sólido verdoso en forma granular o cristalizada, fácilmente soluble en agua.

Con el fin de obtener la máxima eficiencia de este compuesto es preciso su oxidación a férrico por aireación. Esta oxidación a pH neutro es muy rápida.

Como en su forma de utilización es oxidado previamente a sulfato férrico, las reacciones que tienen lugar son las mismas que se han indicado con anterioridad.

Policloruro de Aluminio

Se presenta comercialmente en varias composiciones y tiene la ventaja respecto al sulfato de alúmina de tener más porcentaje en peso de aluminio por producto dosificado.

Las reacciones son similares a las vistas anteriormente.

En floculación se emplearán:

Polielectrolitos

Los polielectrolitos son polímeros orgánicos de alto peso molecular y largas cadenas, existiendo en el mercado una gran variedad de marcas que comercializan estos productos.

Las cantidades a utilizar en el proceso de floculación son generalmente bajas, variando entre 1 y 4 ppm, dependiendo de la concentración, tamaño y tipo de sólidos presentes en el agua residual.

FASES DEL PROCESO

La eliminación de sólidos en suspensión a través de un proceso de coagulación floculación se lleva a cabo en tres etapas que son las siguientes:

- Dosificación al agua residual de determinados productos químicos en un reactor de mezcla vigorosamente agitado donde tiene lugar la neutralización de los coloides y emulsiones a través de una reacción de tipo químico, así como el ajuste del pH al valor óptimo del proceso. En este caso, además precipitarán los aniones sulfuros presentes en el agua
- Formación de partículas o agregados de gran tamaño a partir de las partículas submicroscópicas procedentes de la coagulación, con el fin de obtener unas velocidades de decantación o flotación elevadas, Este proceso tiene lugar en un segundo reactor o floculador con tiempos de retención elevados y agitación suave que permita el contacto entre las partículas y el reactivo a la vez que evite la rotura de los flóculos ya formados.
- Decantación o flotación de los flóculos formados en la etapa anterior.

FLOCULADOR

Por tratarse de una adsorción de tipo físico, y ser precisa una agitación muy suave, el tiempo de retención en el floculador es superior al caso de la coagulación.

El tiempo de retención para floculación, cuando se dispone de una agitación suave, está comprendido entre 20 y 30 minutos.

Los floculadores, al igual que los coaguladores son de dos tipos:

- Sección circular

En este caso el diámetro y altura de las mismas dimensiones.

- Sección rectangular

Siendo los tres lados de las mismas dimensiones

5.4. Flotación

El proceso de flotación con aire es utilizado en el tratamiento de aguas residuales con el fin de eliminar:

- Sólidos en suspensión de densidad igual o inferior a la del agua
- Partículas de grasas y aceites si se encuentran en estado libre.

La separación se lleva a cabo introduciendo o formando burbujas de aire de un tamaño muy fino en el agua residual. Estas burbujas tienden a fijarse en la superficie de la materia a separar, de tal forma que el peso específico del conjunto partícula-aire es menor que el del agua, creándose una velocidad ascensional suficiente para que la partícula alcance la superficie del líquido, consiguiendo con este método, que incluso partículas con mayor densidad que el agua, puedan ser separadas por flotación en superficie, de donde son retiradas mediante los mecanismos apropiados.

En este tipo de procesos se obtiene además del agua tratada, un residuo de fangos de flotación o “natas” que contienen los sólidos en suspensión y las grasas y aceites separados.

OBJETIVO DEL PROCESO DE FLOTACIÓN

El fin fundamental de los procesos de flotación es eliminar los sólidos en suspensión de menor densidad que el agua, y por tanto no eliminables a través de los procesos de decantación, la eliminación de aceites y grasas no eliminados en los sistemas de separación específicos ya comentados en los pretratamientos, y sólidos en suspensión incluso con densidad mayor que el agua.

Al igual que en el proceso de decantación, se evita la presencia de estos contaminantes en tratamientos posteriores o bien en el vertido del agua al cauce receptor.

PROCESOS DE FLOTACIÓN EMPLEADOS

Existen diferentes formas de llevar a cabo el proceso de flotación, radicando las diferencias entre ellos, en la forma de generar o introducir las burbujas de aire en el seno del agua.

Los tres procesos más conocidos en depuración de aguas son:

- Introducción del aire en el agua residual a presión atmosférica
- Flotación por disolución de aire a presión (DAF)
- Flotación por aire inducido (IAF)

El sistema de flotación que produce un mejor rendimiento de separación y en consecuencia el más utilizado, es el de flotación por aire disuelto aunque también es más complejo.

En el diseño de la planta depuradora de tratamiento de las aguas de proceso de la planta petroquímica de referencia se empleará un **sistema de flotación por disolución de aire**:

En este sistema el aire es disuelto hasta saturación en el agua residual bajo una presión entre cuatro y seis atmósferas, seguido de una descompresión a presión atmosférica.

Cuando la presión del líquido disminuye, el gas disuelto en exceso es liberado en forma de finas burbujas, a lo largo de toda la masa del líquido.

Por otra parte, la generación de microburbujas, tiene tendencia a formarse en la interfase sólido-líquido, produciéndose la fijación del aire sobre las partículas y en consecuencia facilitando la flotación de las mismas.

Como ya se ha indicado anteriormente, la flotación se lleva a cabo sometiendo el agua residual a tratar mezclada con aire a presión, hasta conseguir su saturación, siendo el tiempo preciso para esta operación de unos pocos minutos. A través de una válvula

despresurizadora, el agua a presión y saturada en aire a esa presión, se introduce en un tanque atmosférico, formándose en toda la masa del líquido una gran cantidad de microburbujas (de 30 a 120 micras de diámetro) que se fijan a los cuerpos a eliminar y son arrastrados hacia la superficie, donde unas barrederas retiran las espumas formadas.

Igualmente que sobre los sólidos en suspensión, las microburbujas se fijan sobre las gotas de grasas y aceites, provocando su separación. El líquido clarificado es retirado por la superficie, mediante vertedero protegido por deflectores que evitan la fuga de flotables.

Las partículas en suspensión de densidad elevada que pueda llevar el agua residual y que no sean capturadas por las burbujas de aire, pueden decantar en el tanque de despresurización, siendo arrastradas por unas rasquetas de fondo y purgados en forma de fangos de manera periódica, al igual que en los decantadores.

El proceso indicado anteriormente, además de las aplicaciones ya mencionadas, se utiliza con grandes ventajas sobre otros sistemas para el espesado de los fangos biológicos, o bien de aquellos fangos con sólidos de baja densidad.

Este proceso de disolución de aire es el más utilizado en los tratamientos de aguas residuales, ahora bien, en la práctica existen diferentes variantes. De éstas, la empleada en el presente caso será la siguiente:

Presurización de la recirculación

En esta variante, una parte del efluente del tanque de flotación es recirculado e introducido en el sistema de presurización, pasando el agua a tratar directamente al mencionado tanque.

Este sistema es el utilizado de forma generalizada.

Las características más importantes de este sistema de operación son las siguientes:

- Requiere menor equipo de presurización, y en consecuencia menor consumo energético, al ser el caudal de recirculación menor que el de aporte al sistema.

- Asimila con gran facilidad cambios en el caudal y composición.
- Evita la formación de coloides y emulsiones al no pasar por el sistema de bombeo el agua bruta a tratar, optimizando la formación de flóculos en aquellas plantas con coagulación floculación previas al sistema de flotación
- Al presurizar agua tratada se evitan los problemas de abrasión sobre el equipo de bombeo.
- La cantidad de agua a recircular es función directa de los sólidos en suspensión y aceites a eliminar.

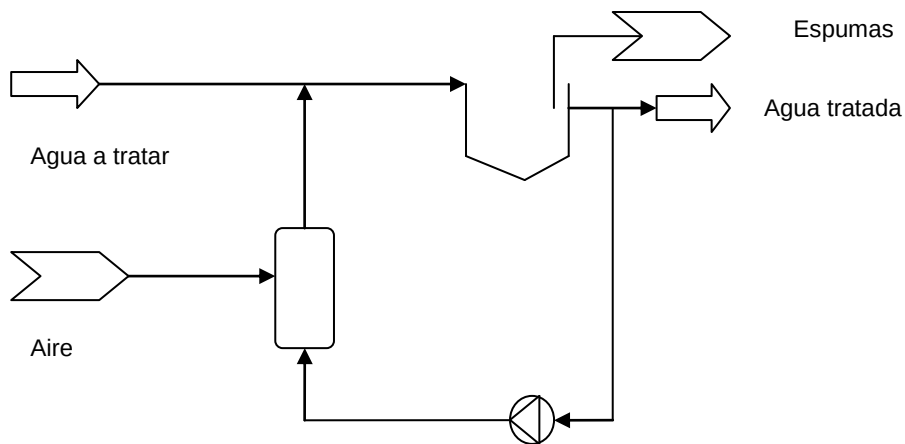


Figura 14 : Esquema sistema Flotación con presurización de la recirculación

EQUIPOS EMPLEADOS

Las partes esenciales de un sistema de flotación de aire con presurización en la recirculación son las siguientes:

- Tanque de flotación, donde tiene lugar la separación de los contaminantes.
- Sistema de adición de aire.
- Calderín de presurización.

- Equipo de bombeo para llevar a cabo la presurización

Tanque de Flotación

En estos tanques es donde tiene lugar la despresurización del agua residual presurizada previamente y saturada en aire, y en consecuencia donde tiene lugar la formación de burbujas y la flotación de los contaminantes a eliminar.

La construcción de estos tanques puede ser de forma rectangular o bien circular, estando provisto en el primer caso de unas barrederas superficiales arrastradas por cadenas sinfín para la extracción de las espumas y en el segundo caso las barrederas son radiales. Con el fin de poder ajustar la velocidad de giro o de desplazamiento de las barrederas, se debe disponer de variador de la velocidad en el mecanismo de arrastre.

Existen en el mercado tanques de flotación que incorporan paquetes de placas, similares a los utilizados en separadores de aceites y decantadores de lamelas, lo que lleva consigo el poder trabajar con cargas másicas superiores.

Los tanques de despresurización deben estar provistos de rasquetas y purga de fangos de fondo, para la eliminación de aquellos sólidos de densidad superior a la del agua y que no hayan sido capturados por las microburbujas formadas, dependiendo de las cantidades de fangos a purgar de las características de los sólidos en suspensión.

Adición de aire

El aire utilizado en este proceso, normalmente es tomado de los servicios generales de la industria, o bien se instala un compresor, siendo suficiente una sobrepresión de dos atmósferas superior a la de trabajo del calderín de presurización.

La cantidad de aire necesaria va a depender de la cantidad de contaminantes a separar, presión de trabajo y temperatura del agua.

Calderín de presurización

En este tanque tiene lugar la disolución del aire en el agua recirculada, siendo el tiempo de retención para saturar el agua en aire del orden de varios minutos.

En estos equipos, es fundamental el mantener constante el nivel de agua en el mismo, con el fin de garantizar el tiempo de contacto, disponiendo para ello el calderín de una válvula de flotador o de cualquier otro sistema.

Igualmente el calderín deberá disponer de válvula de seguridad (al ser un tanque a presión) así como de manómetros, válvula de purga, etc.

Existen equipos en el mercado, en los que no se utiliza calderín de presurización. En este caso el aire a presión preciso se inyecta en el circuito de recirculación. La línea de la impulsión de la bomba de recirculación se monta en forma de zig-zag, aumentándose así la turbulencia y el tiempo de residencia de forma que se mejore la disolución del aire.



Figura 15: Tanque de flotación

Fuente: <http://www.monografias.com/trabajos16/tecnicas-flotacion/Image41.gif>

5.5. Tratamiento biológico – lodos activos



Figura 16: Reactor biológico

Fuente: www.aguasdealicante.es/contenido/Depuracion/

El proceso de lodos o fangos activos fue desarrollado en Inglaterra en 1914 por Andern y Lockett y llamado así porque suponía la producción de una masa activa de microorganismos capaz de estabilizar la materia orgánica biodegradable de un agua residual por vía aerobia. En la actualidad se utilizan diferentes versiones del proceso original, pero todas tienen el mismo fundamento.

Dentro de los diferentes procesos biológicos utilizados en el tratamiento de aguas residuales, el de lodos activos es el generalmente utilizado en todas las plantas depuradoras de aguas residuales urbanas, así como en aquellas industriales con contaminación por materia orgánica biodegradable.

OBJETIVOS

El objetivo fundamental del proceso de fangos o lodos activos es la eliminación de la materia orgánica biodegradable presente en el agua residual.

El vertido de un agua residual con materia orgánica biodegradable, supone que la reacción bioquímica va a tener lugar en el cauce receptor, lo que va a suponer el consumo del oxígeno disponible, afectando de forma importante al ecosistema.

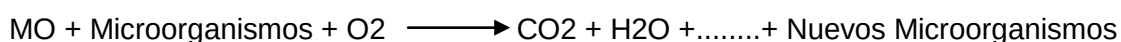
De acuerdo con lo anteriormente indicado, las funciones más importantes asignadas a este proceso, al igual que al resto de los procesos biológicos son:

- Eliminación de la materia orgánica biodegradable.
- En determinados procesos específicos, la eliminación de compuestos de nitrógeno y fósforo vía bioquímica.
- Cumplir la normativa legal referente a la concentración de DBO y compuestos de Nitrógeno y Fósforo.
- Evitar la disminución de la cantidad de oxígeno en el cauce, por el gran impacto que se genera sobre la fauna y flora en el mismo. En aquellos procesos que eliminan compuestos de nitrógeno y fósforo, evitan la eutrofización del cauce receptor.

FUNDAMENTOS DEL PROCESO

En el proceso de fangos activos se lleva a cabo la eliminación de la materia orgánica biodegradable presente en el agua residual, de igual forma que tiene lugar en la naturaleza, a través de una biomasa o conjunto de microorganismos que la utilizan como sustrato o fuente de alimentación, descomponiéndola vía aerobia.

La reacción bioquímica que tiene lugar es la siguiente:



A diferencia de lo que ocurre en la naturaleza, la población de biomasa que se utiliza en este proceso es elevada, lo que conlleva que en unos tiempos reducidos, tenga lugar la eliminación de cantidades importantes de DBO.

Las unidades básicas de que se compone el proceso de lodos activos son:

- Reactor o balsa biológica
- Decantador secundario.
- Recirculación del lodo activo

El proceso de lodos activos que tiene lugar es el siguiente:

- El agua residual que llega al sistema es introducida de forma continua en el reactor donde se mantiene una concentración elevada de microorganismos en suspensión.

En esta etapa los microorganismos capturan la materia orgánica biodegradable presente, utilizándola como sustrato o alimentación, provocando su eliminación a través de reacciones bioquímicas de oxidación y síntesis.

El oxígeno preciso para los microorganismos se introduce mediante el empleo de difusores, aireadores mecánicos u otros sistemas que aportan el aire para el proceso (el 23% en peso del aire es oxígeno), al mismo tiempo que provocan la agitación suficiente para mantener la biomasa en suspensión y en mezcla íntima con el agua a tratar.

- El agua que llega al reactor provoca el desplazamiento de la mezcla agua-biomasa a un decantador instalado a continuación.

En el decantador, los microorganismos se aglomeran sobre pequeñas partículas en suspensión, generando unos flóculos de varios milímetros fácilmente decantables, que sedimentan en el fondo del equipo. Este fango decantado está compuesto fundamentalmente por microorganismos, que han escapado del reactor biológico.

Para mantener la concentración en el reactor, estos lodos decantados son recirculados de nuevo al reactor y así mantener la población necesaria.

- En el proceso de síntesis que tiene lugar en el reactor, se están formando continuamente nuevos microorganismos, que es preciso purgar y extraer del sistema para trabajar con una población de microorganismos fija.

El agua que sale por el vertedero del decantador, ya se encuentra tratada y es adecuada para su vertido, en el caso de que no disponga de algún otro tipo de contaminación.

De acuerdo con lo indicado anteriormente, en el proceso de fangos activos es de gran importancia, no solo que los microorganismos asimilen en el menor tiempo posible la materia orgánica, sino que formen unos buenos flóculos fácilmente decantables.

El nivel de población o concentración de microorganismos que se debe mantener en el reactor va a depender, entre otros factores de los siguientes:

- Concentración de materia orgánica biodegradable en la alimentación.
- Tipo de proceso a utilizar.
- Rendimiento que se desee obtener.

Cuando en un proceso de fangos activos, desaparece la materia carbonosa, y se dan las condiciones adecuadas, como temperatura, tiempo de retención, etc., tiene lugar la oxidación por vía bioquímica del nitrógeno amoniacal, transformándolo en un primer paso en nitrito y posteriormente a nitratos.

El proceso que tiene lugar en el caso de la EDARI Petroquímica del presente proyecto es el siguiente:

AERACIÓN PROLONGADA / OXIDACIÓN TOTAL

En este proceso la aeración se prolonga en el reactor biológico durante al menos 24 horas (en aguas residuales urbanas), trabajando en fase de respiración endógena y con cargas másicas muy bajas, obteniéndose en consecuencia rendimientos elevados, produciendo una menor cantidad de fangos muy mineralizados, lo que simplifica de forma importante la línea de tratamiento de lodos.

La concentración de biomasa en el reactor biológico suele ser elevada.

Al trabajar con cargas másicas muy bajas en este proceso se va a producir una nitrificación muy importante del nitrógeno amoniacal presente en el agua residual. Como contrapartida, el consumo energético es elevado, al precisar de 2 a 3 Kg O₂/Kg DBO eliminada, por lo que este sistema sólo se utiliza en plantas de bajo caudal o con requerimientos de elevado rendimiento o necesidad de nitrificación.

Debido a que una parte importante de la biomasa entra en respiración endógena se obtienen menores volúmenes de fangos a purgar, y como estos se encuentran muy mineralizados, el tratamiento de lodos se reduce a un mínimo.

Este sistema de tratamiento se conoce también con el nombre de *oxidación total*.

Nitrificación - Desnitrificación

En el proceso biológico de la EDARI Petroquímica se va a dar el proceso de Nitrificación/Desnitrificación que se describe a continuación:

La presencia en los vertidos de compuestos de nitrógeno junto con los de fósforo, va a originar eutrofización de los cauces receptores, sobre todo si se realiza en aguas con poca renovación como lagos, pantanos, estuarios, etc. Como consecuencia de este problema, las diferentes legislaciones han ido incorporando a su normativa la limitación de estos compuestos en el vertido sobre todo cuando vierten a cauces receptores sensibles de sufrir eutrofización. También se limitan estos compuestos cuando las características del receptor así lo aconsejen.

Esto queda reflejado en la Directiva 271/91/CEE ya transpuesta a la legislación española.

En aguas industriales, los límites de vertido de sales de nitrógeno serán establecidos por la Confederación correspondiente.

Una forma de eliminar los compuestos de nitrógeno en las depuradoras es mediante el proceso biológico de nitrificación - desnitrificación.

En los reactores biológicos, si se dan las condiciones adecuadas, tiene lugar la oxidación del nitrógeno amoniacal y orgánico a nitratos a través de dos etapas.

1ª ETAPA

Tiene lugar la oxidación del nitrógeno orgánico y amoniacal a nitrito. Esta reacción es llevada a cabo por bacterias del género nitrosomas.



Como puede observarse esta reacción genera una acidulación del medio.

2ª ETAPA

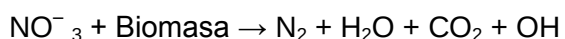
En una segunda fase y mediante bacterias del genero nitrobacter, tiene lugar la oxidación del nitrito a nitrato.



Para que estas reacciones ocurran, se tienen que dar una serie de condiciones como:

- Temperatura adecuada (por debajo de 10 - 12°C no tiene lugar el proceso)
- pH
- Carga másica baja
- Concentración de oxígeno en el reactor de 1,5 a 2,0 ppm
- Otros

El proceso de desnitrificación ocurre cuando la cantidad de oxígeno en el medio es mínima, y por tanto las necesidades de este elemento por la biomasa son solventadas por el oxígeno disponible en la molécula de nitrato, de forma que:



Este proceso es llevado a cabo por un grupo numeroso de bacterias heterótrofas facultativas, como pseudomonas, archromobacter, etc.

En la desnitrificación se genera alcalinidad, que no llega a compensar la acidez generada en el proceso de nitrificación.

Existen diferentes configuraciones para llevar a cabo el proceso, siendo las más conocida y de la que se derivan las demás, la formada por dos reactores biológicos, uno trabajando en régimen anóxico en cabeza y posteriormente un segundo reactor aerobio, con recirculación de agua del segundo al primero. Esta será la que se tome en la EDARI Petroquímica.

En el reactor aerobio, si se dan las condiciones adecuadas indicadas anteriormente, se produce la nitrificación.

Al reactor anóxico, llegará:

- El agua residual a tratar
- La recirculación de los lodos
- La recirculación del licor mezcla desde la salida del reactor aerobio (esta corriente será la que porte los nitratos).

Este equipo no está aireado, aunque dispone de agitadores de fondo para mantener una mezcla íntima entre el agua residual y la biomasa además de evitar su decantación.

En este reactor al no estar aireado, hay un déficit de oxígeno obteniéndolo la biomasa del nitrato que aporta la corriente de recirculación desde el reactor aerobio.

Este proceso de nitrificación - desnitrificación puede llevarse a cabo igualmente en la variante tipo canal de oxidación, mediante el establecimiento de zonas anóxicas, así como por modificación de las condiciones de operación en los sistemas SBR.

DECANTACIÓN SECUNDARIA

Fundamentos de la decantación secundaria

Como se ha comentado anteriormente, en el reactor biológico tiene lugar la eliminación de materia orgánica biodegradable, mediante un proceso de oxidación y un proceso de síntesis, dando lugar este último a un incremento de la biomasa presente en el reactor.

Una característica fundamental de esta biomasa, es que si se introduce en un decantador, se produce una floculación o aglomeración de microorganismos sobre partículas sólidas, de un tamaño identificable visualmente, y con una densidad que permite su sedimentación. Esta característica de la biomasa es fundamental, ya que el fango depositado en el fondo de los decantadores, es extraído y enviado de nuevo al reactor, con el fin de mantener la concentración apropiada o bien es purgado el fango en exceso.

Los equipos de decantación secundaria, se basan en los mismos principios que los decantadores primarios, variando los parámetros de proceso al tratarse de fangos de diferente naturaleza y características a los sólidos eliminados en los tratamientos primarios. Al ser la mayor parte de su composición materia orgánica, su densidad va a ser menor y en consecuencia su velocidad de decantación.

Por otra parte, el sistema de decantación secundaria, es generalmente el último proceso antes del vertido del agua al cauce receptor, lo que lleva consigo que un mal funcionamiento de esta unidad, deteriore la calidad del efluente final. Si se produce fuga de sólidos, no sólo se incrementará este parámetro, sino también la demanda biológica y la demanda química de oxígeno, al tratarse de materiales de naturaleza orgánica.

5.6.- Tratamiento de fangos

A lo largo de algunos de los procesos descritos con anterioridad, se van a producir unos lodos o fangos con unas concentraciones de sólidos en suspensión muy diluidas, que hay que concentrar y tratar antes de su evacuación de la planta de tratamiento de aguas residuales, dando lugar a una línea de tratamiento específica, que por su complejidad y coste tanto de primera instalación como explotación y mantenimiento van a tener una gran importancia en la depuradora.

A continuación se detallan los procesos generadores de fangos en esta depuradora de aguas industriales:

1.- Fangos procedentes del API

En estos equipos además de separar grasas y aceites por superficie, se genera una decantación de lodos por el fondo que hay que purgar y tratar adecuadamente.

Una característica de estos fangos es que en su composición se pueden encontrar arenas, sólidos inorgánicos y orgánicos, así como hidrocarburos impregnando a los mencionados sólidos.

2.- Fangos del Flotador

Estos fangos son separados por superficie en forma de espumas y generalmente vienen acompañados de cantidades variables de grasas y aceites, así como de los reactivos o sus derivados utilizados en la coagulación y floculación previas generalmente utilizadas.

La concentración de estos fangos está comprendida entre un 3 y 3,5%.

3.- Fangos de los procesos biológicos

En este tipo de procesos se generan unos fangos compuestos en su mayor parte por la biomasa formada en los mismos.

Dependiendo del tipo de proceso utilizado, así será la cantidad de fangos formados que es preciso eliminar del sistema.

La concentración de estos fangos es muy baja, pues varía desde un 0,8% en un proceso de lodos activos convencional hasta un 0,5-0,6% para oxidación total, que es el caso de este proyecto.

Una característica fundamental de estos fangos es que se trata en su mayoría de materia orgánica fácilmente biodegradable, y en consecuencia presenta unos valores de DBO muy elevados.

OBJETIVO DEL TRATAMIENTO DE FANGOS

El objetivo fundamental de los procesos de tratamiento de fangos, es la obtención de un sólido final estable, con un grado de deshidratación adecuado, para que sea fácilmente evacuable de la planta depuradora mediante camión u otro medio de transporte a destino final, a partir de los lodos generados en diversos procesos de la instalación de depuración.

Básicamente, los objetivos que tienen asignados los diferentes procesos de tratamiento de fangos, son los siguientes:

- Concentrar los fangos diluidos obtenidos en diferentes procesos de la planta depuradora, de tal forma que los tratamientos posteriores de fangos, resulten de menor tamaño, al disponer de menor volumen.
- Destruir o estabilizar la materia orgánica biodegradable presente en los fangos espesados, con el fin de conseguir su estabilidad. En este proyecto, al utilizar un sistema biológico de oxidación total, los fangos estarán muy mineralizados y no es preciso su estabilización.
- Deshidratar los fangos de tal forma que se obtenga un sólido, fácilmente transportable en la caja de un camión a destino final.

PROCESOS UTILIZADOS EN TRATAMIENTO DE FANGOS

Para llevar a cabo los diferentes objetivos indicados anteriormente, los procesos utilizados habitualmente, son los siguientes:

Espesado

Los lodos o fangos purgados en los diferentes procesos de la planta depuradora, presentan unas concentraciones muy bajas en sólidos en suspensión, siendo preciso aumentar dicha concentración con el fin de que los equipos de los sucesivos tratamientos de fangos resulten de un menor tamaño.

Los procesos utilizados en el espesamiento de fangos son normalmente dos:

- Espesado por gravedad.

Los equipos son muy parecidos a los decantadores, variando los parámetros de diseño.

- Espesado por flotación.

Se utilizan unos equipos similares a los sistemas de flotación utilizados en la eliminación de sólidos en suspensión.

- Otros.

En el caso de este proyecto los fangos procedentes del flotador ya se encuentran espesados, por lo que sólo se espesarán los procedentes del biológico.

Estabilización del fango

En la composición del fango, una parte importante del mismo puede ser materia orgánica biodegradable, como ocurre con todos los procedentes de los procesos biológicos o bien cuando los sólidos decantados son materia orgánica y en consecuencia no son estables, siendo imprescindible su estabilización antes de su evacuación de la planta depuradora.

Se entiende por estabilización la destrucción de la materia orgánica biodegradable presente en los fangos.

Dentro de los sistemas de estabilización utilizados, se encuentran los siguientes:

Estabilización química.

En este caso la estabilización del fango se consigue mediante la dosificación de determinados reactivos químicos, fundamentalmente cal.

En este caso no tiene lugar una eliminación de la materia orgánica, sino el crear unas condiciones en el fango que no permitan el desarrollo de microorganismos capaces de descomponer la materia orgánica.

Estabilización biológica.

El mecanismo de destrucción de la materia orgánica en este caso es mediante microorganismos, al igual que en los procesos biológicos utilizados en el tratamiento del agua residual.

Los dos sistemas utilizados son por *vía aerobia* o bien por *vía anaerobia*.

En el caso de estabilización biológica de los fangos, se suele denominar digestión.

Como ya se ha indicado anteriormente, en esta planta no se estabilizan los fangos, ya que los procedentes del sistema biológico se encuentran muy mineralizados.

Deshidratación

El fango espesado y estabilizado tiene una concentración todavía muy baja, encontrándose en forma líquida y con un volumen importante.

Con el fin de poderlo evacuar de la depuradora y enviarlo a destino final, el último tratamiento a que se le somete es a un proceso de deshidratación.

Dentro de los procesos de deshidratación utilizados se encuentran:

- Centrifugación.
- Filtración.

Como sistemas de filtración en general se emplean eras de secado, filtros a presión y de bandas.

En el caso del refino de petróleo, al estar los fagos de los API y flotador con concentraciones importantes de grasas y aceites, los sistemas de filtración sobre tela no tienen aplicación.

Con los procesos de deshidratación, se obtiene un sólido, con unos grados de sequedad variables entre el 20 y el 50%, dependiendo del tipo de proceso utilizado y del tipo de fangos tratados. Esto hace que sean fácilmente evacuables de la planta depuradora a destino final, puesto que se trata de un producto en estado sólido.

ESPESAMIENTO

Como ya se ha indicado anteriormente, los sistemas de espesamiento utilizados son por gravedad o por flotación, dependiendo la utilización de uno u otro según el tipo de fangos de que se trate. Ambos procesos son próximos a la decantación y flotación usadas para la eliminación de sólidos en suspensión, pero con unos parámetros de diseño diferentes.

En las plantas depuradoras industriales el proceso de espesado de fangos a utilizar dependerá de la composición y características de los lodos generados. Al tratarse de cantidades generalmente no demasiado importantes, la forma de espesado habitual es por gravedad.

En el caso de que se traten conjuntamente fangos de diferente naturaleza, es conveniente su homogeneización previa, con el fin de que la alimentación al espesador sea lo más constante posible.

Espesado por gravedad

El espesamiento por gravedad se lleva a cabo en unos tanques similares a los utilizados para decantación, obteniéndose por el fondo un fango espesado y por superficie un líquido clarificado que se envía a cabeza de tratamiento.

Este proceso al igual que la decantación, se basa en la diferencia de densidad entre el agua y sólidos en suspensión a espesar, siendo el proceso más utilizado en espesamiento.

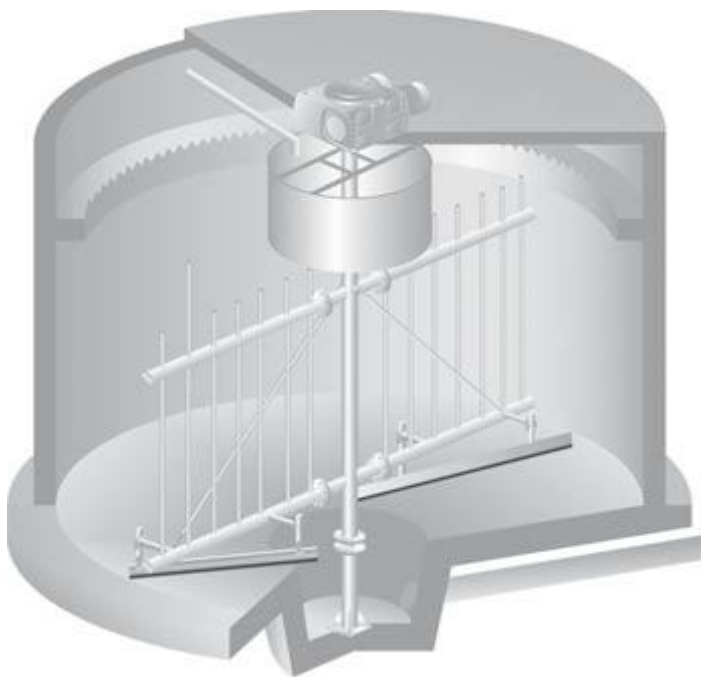


Figura 17: Espesador por gravedad

Fuente: “Tecnologías para La Sostenibilidad. Procesos y operaciones unitarias en depuración de aguas residuales. JUAN ANTONIO SAINZ SASTRE. Edita: fundación EOI. Madrid. 2005”

Los hay muy parecidos a los decantadores, disponiendo de un sistema de piquetas instaladas sobre las rasquetas barredoras de fondo que se desplazan suavemente, generando caminos de salida para el agua que se quede ocluida entre el fango espesado.

Espesado por flotación

En aquellos casos en que la densidad de los sólidos presentes en los fangos a espesar sea baja, como es el caso de los fangos biológicos, se puede utilizar como sistema de espesamiento el de flotación en la modalidad de aire disuelto en la recirculación.

ESTABILIZACIÓN

Como se ha indicado anteriormente, no se emplea en esta planta.

DESHIDRATACIÓN

Los fangos una vez espesados y estabilizados deben ser deshidratados hasta una concentración que permita su evacuación en fase sólida de la depuradora mediante camión u otro método de transporte.

Las concentraciones en materia seca de las tortas deben ser superiores a un 20% para una buena evacuación.

En el caso de lodos procedentes de aguas industriales que tengan en su composición componentes que determinen su clasificación como residuos peligrosos, es importante conseguir la mayor deshidratación posible, con el fin de reducir a un mínimo los costes del vertedero de seguridad, así como cumplir la normativa de dichos vertederos en cuanto a humedad mínima admisible en sus instalaciones. EN el caso de ESTE proyecto, a pesar de que los fangos procedentes de los tratamientos físicos se van a clasificar como peligrosos, al tener en su composición cantidades importantes de grasas y aceites los sistemas de filtración no son posibles por la colmatación de las telas.

Es práctica habitual que los sistemas de deshidratación en las plantas depuradoras no trabajen de forma continua, llevando a cabo los procesos entre 8 y 16 horas diarias y durante 5 o 6 días a la semana, siendo en consecuencia preciso prever algún sistema para la acumulación de fangos.

Los fangos a deshidratar tienen en su composición habitualmente un número elevado de partículas coloidales, así como un número importante de finos, lo que da lugar a una mala calidad de las aguas de rechazo y a un bajo porcentaje de deshidratación.

Con el fin de mejorar el proceso de deshidratación, es fundamental un acondicionamiento químico previo que neutralice los coloides presentes así como llevar a cabo una floculación de los finos.

El consumo de reactivos y el tipo de los mismos va a venir condicionado por el tipo de fango a deshidratar, así como el proceso a utilizar.

De forma general, se emplea cal en la deshidratación por filtros a presión, polielectrolitos en filtros banda y centrífugas y sales metálicas con cal en filtración a vacío.

Centrifugación

Dentro de los diferentes sistemas de deshidratación, y como ya se ha comentado anteriormente, el utilizado en este proyecto es la centrifugación de los lodos de tratamientos físicos. Por este motivo, y con el fin de utilizar el mismo tipo de máquinas, éste será también el sistema a emplear en los fangos biológicos.

La deshidratación por centrifugación consiste en la separación de las partículas sólidas de mayor densidad que el agua presentes en el fango, debido a fuerzas de tipo centrífugo, y utilizando una fuerza entre 500 y 3.000 veces la gravedad.

Dentro de los tipos de centrífugas existentes en el mercado, discos, cesta, camisa maciza, etc. es este último tipo el empleado en deshidratación de fangos en depuración de aguas. A este tipo de centrifugas se las conoce también como centrífugas decantadoras o “decanter”.

La velocidad de giro depende del tamaño del rotor del equipo, no sobrepasando las 4.000 r.p.m. En esta planta depuradora la centrífuga a instalar será de bajas revoluciones, puesto que existen pequeñas cantidades de arenas en el fango que pueden provocar desgastes importantes de la unidad. Por ello tendrán que ser de aceros duros.

Las centrífugas son máquinas que separan las partículas de acuerdo con su densidad y tamaño, de tal forma que las partículas más pequeñas se perderían con el efluente, sin embargo debido a la utilización de polielectrolitos sintéticos, se consigue su floculación y en consecuencia una mayor retención de partículas así como mayor sequedad en la torta.

Básicamente una centrífuga decantadora consta de un tambor o cuba en posición horizontal que gira sobre dos cojinetes sujetos al bastidor. Su forma es cilíndrica finalizando en forma troncocónica. Montado en el mismo eje se encuentra un sinfín, que gira a menor velocidad para arrastre del fango, denominada velocidad diferencial.

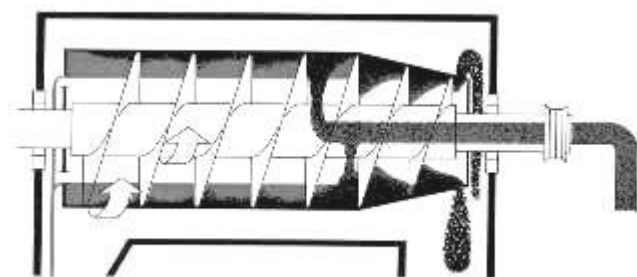


Figura 19: Centrífuga

Fuente: "Tecnologías para La Sostenibilidad. Procesos y operaciones unitarias en depuración de aguas residuales. JUAN ANTONIO SAINZ SASTRE. Edita: fundación EOI. Madrid. 2005":

La velocidad diferencial, en función de las máquinas puede ser variada mecánicamente o electrónicamente. A medida que aumenta la velocidad diferencial la clarificación del efluente mejora, disminuyendo la sequedad de la torta.

El fango se introduce de forma continua por uno de los extremos y por la acción de la fuerza centrífuga los sólidos se concentran en la periferia, siendo arrastrados por el tornillo sinfín hacia el extremo troncocónico, donde son descargados al exterior.

Existen en el mercado y para tratamiento de fangos aceitosos (procedentes de separadores API, Flotadores, etc.) centrífugas de tres fases, de tal forma que se obtiene la torta, la fase acuosa y los aceites por separado. Para que la separación de los aceites sea buena se requiere una diferencia de densidad adecuada.

Esto puede conseguirse trabajando a altas temperaturas (90-95°C).

Las bombas de alimentación al sistema de deshidratación, deben ser de caudal variable, con el fin de poder ajustarlo a las necesidades operativas de la centrífuga.

Este sistema de deshidratación trabaja en continuo, es fácil de operar y las necesidades de mano de obra son mínimas una vez ajustado el proceso (velocidad diferencial, caudal de alimentación, dosificación de polielectrolito, etc.).

Su coste de primera instalación es próximo a los filtros de bandas e inferior a la filtración a presión.

Si no hay un buen desarenado y en este hay pérdidas de arena, las centrífugas van a sufrir unos desgastes muy importantes y en consecuencia una reducción de su vida útil.

DESTINO FINAL DE LOS LODOS DESHIDRATADOS

Los fangos deshidratados en las plantas depuradoras constituyen un residuo que hay que evacuar de la depuradora y darle un destino final.

En las plantas depuradoras industriales cuyos fangos deshidratados contengan elementos que les puedan clasificar como residuo peligroso, su destino final será su retirada de la planta a través de gestor autorizado para su envío a vertedero de seguridad.

6. DIMENSIONADO DE EQUIPOS

LÍNEA DE AGUAS

6.1. Dimensionamiento de Rejas

Teniendo en cuenta que se trata de una instalación industrial, y que la red de colectores no admite basuras de gran tamaño, se prevé que la cantidad de basuras sea pequeña, y por ello con una reja manual será suficiente. El sistema está basado en el empleo de un rastrillo con púas que se encastran en los espacios abiertos de las rejas.

Expresión para el dimensionamiento de las rejas:

$$S(m^2) = \frac{Q(m^3/h)}{V(m/s)} \cdot \frac{L(mm) + e(mm)}{L(mm)} \cdot \frac{1}{C}$$

Siendo:

S: superficie, m²

Q: caudal, m³/h

V: velocidad de paso a través de la reja, m/s

L: luz o separación entre barrotes, mm

E: espesor del barrote, mm

C: coeficiente de colmatación, tanto por uno

Se sustituyen los valores correspondientes en la expresión anterior:

$$S(m^2) = \frac{360(m^3/h)}{1,2(m/s)} \cdot \frac{15(mm) + 6(mm)}{15(mm)} \cdot \frac{1}{0,7}$$

$$S(m^2) = 0,17$$

La superficie correspondiente al Q_{medio} (260 m³/h) y velocidad de paso a través de la reja 0,8 m/s será: S(m²) = 0,18

Se toma la mayor de las superficies obtenidas en los cálculos anteriores: **$S(m^2) = 0,18$**

Esta superficie correspondería con una reja colocada perpendicular a la solera del canal. Ahora bien, estos equipos se colocan formando un cierto ángulo con la vertical, siendo en consecuencia preciso calcular la superficie mojada:

$$S_{mojada} (m^2) = S (m^2) / \text{sen} \alpha$$

Siendo:

α : ángulo de la reja con la solera del canal. Si se toma el valor de $\alpha = 45^\circ$, la **Smojada** tendrá un valor de **$0,25 m^2$**

6.2. Dimensionamiento del API

6.1.1 Determinación de la velocidad ascensional (v) de la gota de aceite a partir de la formación de Stokes

$$v = \frac{1,224 * (S_w - S_o)}{\mu}$$

Verano:

$$v = \frac{1,224 * (0,9922 - 0,942)}{0,653}$$

$$v = 0,0941 \text{ cm/s}$$

Invierno:

$$v = \frac{1,224 * (0,9954 - 0,951)}{0,798}$$

$$v = 0,0681 \text{ cm/s}$$

Los datos de las viscosidades y peso específico del agua son datos bibliográficos.

6.1.2. Conocida la velocidad ascensional, determinar la velocidad longitudinal, teniendo en cuenta que:

$$V = v * 15$$

V: Velocidad longitudinal del agua, m/s

v: Velocidad ascensional del aceite, m/s

Verano:

$$V = 0,0941 * 10^{-2} * 15$$

$$V = 0,0141 \text{ m/s}$$

Invierno:

$$V = 0,0681 * 10^{-2} * 15$$

$$V = 0,0102 \text{ m/s}$$

A partir de este momento, se tendrá en cuenta únicamente la velocidad de invierno, ya que es la menor y en consecuencia el caso más desfavorable. Así, si cumple en invierno también lo hará en verano, ya que al ser la velocidad mayor la separación será incluso mejor.

6.1.3. La superficie transversal viene dada por:

$$St (m^2) = \frac{Q(m^3 / s)}{V(m / s)} = B(m) * D(m)$$

Y a su vez: $\frac{D(m)}{B(m)} = 0,3 - 0,5$

Sustituyendo los valores obtenidos anteriormente y resolviendo las dos ecuaciones con dos incógnitas, se determinan los valores de D y B:

Invierno:

El valor de la anchura del API estará comprendido entre los siguientes valores:

$$B (m) = 5,7 - 4,4$$

El valor de la profundidad del API estará comprendido entre los siguientes valores:

$$D(m) = 1,7 - 2,2$$

De los datos anteriores se tomaría una anchura de **B (m) = 5,7** y una profundidad **D(m) = 1,7**. Esto se debe a que teniendo la misma superficie, a menor profundidad la longitud del equipo será menor y en consecuencia el coste será también menor. Otra ventaja es que con estas dimensiones será más fácil la construcción del equipo.

6.1.4.- Aplicando la fórmula de la longitud:

$$L (m) = F * D(m) * \left(\frac{V(m / s)}{v(m / s)} \right)$$

F (factor Global de diseño) se determinaría gráficamente y su valor es de 1,65.

Se toman como datos para el diseño los relativos a invierno y correspondientes a una relación D (m)/B(m) = 0,3

$$L (m) = 42,4m$$

En el caso de los API, su longitud está limitada a 40 m aproximadamente, ya que si son mayores no se pueden emplear rasquetas de plástico por ataque químico a las mismas. Por ello, haremos dos equipos de semejantes dimensiones y que traten los dos el mismo caudal, 180 m³/h de Q_{máx} cada uno en este caso. La nueva longitud de cada uno de los dos API será, por tanto:

$$L = 21,2 \text{ m}$$

6.1.5. Cálculo del tiempo de retención

$$Tr(h) = \frac{Vol(m^3)}{Q\left(\frac{m^3}{h}\right)}$$

$$Tr(h) = \frac{B(m) * D(m) * L(m)}{Q\left(\frac{m^3}{h}\right)}$$

$$Tr(h) = 1,15 \text{ h}$$

El tiempo de retención de cada uno de los equipos será: Tr (h) = 0,6 h

Notas:

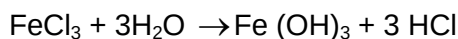
- El agua va a tener una cierta salinidad, ya que una parte viene de los desaladores, y puede estar entre 500 y 3000 ppm (dependiendo del agua de aportación). Se trata de aguas de baja salinidad y así se han considerado.
- Se toma como tamaño de las gotas de aceite un valor superior a 0,15 mm
- Para la realización de los cálculos se emplea el Q_{máx}, ya que es el caso más desfavorable y en consecuencia el que limita el equipo.

6.3. Coagulación

6.3.1. FeCl₃

Reactivo utilizado: FeCl₃

La reacción que tiene lugar entre el cloruro férrico y el agua es la siguiente:



En primer lugar, se ajusta la cantidad de reactivo necesaria:

Dosificación: 200 ppm

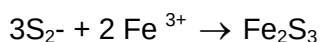
$$200 \text{ mg/L} = 0,2 \text{ Kg/m}^3$$

Siendo el Q_{máx} = 360 m³/h:

$$0,2 \text{ Kg/m}^3 * 360 \text{ m}^3/\text{h} = 72 \text{ Kg/h}$$

Puesto que este reactivo se encuentra en el mercado al 36%, la dosis necesaria sería de: 72 Kg/h * 100/36 = 200 Kg/h.

Por otra parte, se tiene la siguiente reacción:



Se realiza el cálculo partiendo de una concentración de 22ppm de S²⁻ en el agua residual:

$$22 \text{ ppm} = 22 \text{ g/m}^3$$

Puesto que el Peso Molecular del Azufre (S) es 32,06 g/mol,

$$22 \text{ g/m}^3 * \frac{1\text{mol}}{32,06\text{g}} = 0,69 \text{ mol/m}^3$$

$$0,69 \text{ mol /m}^3 * 360 \text{ m}^3/\text{h} = 248,4 \text{ mol/h}$$

Por la estequiometría de la reacción:

$$\text{Moles Fe}^{3+} = 2/3 \text{ moles S}^{2-}$$

$$\text{Moles Fe}^{3+} = 2/3 * 248,4 \text{ mol/h}$$

$$\text{Moles Fe}^{3+} = 165,6 \text{ mol/h}$$

De esta forma, siendo el PM FeCl₃ = 162,2:

$$165,6 \text{ mol/h} * 162,2 \text{ g/mol} = 26860,3 \text{ g/h}$$

La dosificación de FeCl₃ tomando su concentración de 36 %, será de 74,6 Kg/h

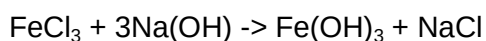
Teniendo en cuenta los cálculos anteriores, la dosificación total de FeCl₃ será de 274,6 Kg/h

6.3.2. Ajuste del pH

El pH inicial está cambiando, por ello se hace el cálculo para el caso más desfavorable: cuando el pH tenga un valor 7 y haya que neutralizar el HCl generado por el FeCl_3

NaOH

Para ajustar el valor idóneo de pH, se lleva a cabo la dosificación de un producto alcalino como puede ser la sosa. Una de las ventajas de utilizar este producto es que en refinería tienen la llamada “sosa gastada”, que se puede utilizar ahorrando costes en el proceso.



$$\text{Moles FeCl}_3 = 1/3 \text{ Moles NaOH}$$

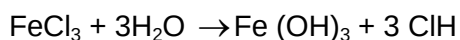
$$443,9 = 1/3 \text{ Moles NaOH}$$

$$\text{Moles NaOH} = 1331,7 \text{ moles/h}$$

$$\text{PM NaOH} = 40 \text{ g/mol}$$

La dosificación total de **NaOH** será de **53,3 Kg/h**

Por otra parte, calculo los Kg/h de HCl generados al añadir el FeCl_3 :



$$\text{Moles HCl} = 3 \text{ moles FeCl}_3$$

$$\text{Moles HCl} = 3 * 443,9$$

$$\text{Moles HCl} = 1331,7$$

Siendo el PM del HCl = 36,5 g/mol, la cantidad de **HCl** generado será de **48,6 Kg/h**

De esta forma, en caso de que el pH del agua de entrada tuviera un valor 7, se neutralizaría el HCl con la cantidad de NaOH anteriormente indicada. Si por el contrario el valor de pH del agua de entrada tuviera un valor de 10, es decir, un pH alcalino, en lugar de añadir NaOH habría que adicionar ácido para disminuir ese valor de pH.

6.3.3. Dimensionamiento del coagulador

El reactor para llevar a cabo la coagulación es de tipo rectangular.

El tiempo de retención para una correcta coagulación, disponiendo de agitación vigorosa, va a ser de 2min para caudal máximo y de 3 min para caudal medio.

$$\text{Vol (m}^3\text{)} = \frac{Q(\text{m}^3 / \text{h}) * \text{Tr}(\text{min})}{60\text{h} / \text{min}}$$

Q: caudal, m³/h

Tr : tiempo de retención, min

Vol: volumen del equipo, m³

Para el caudal máximo se obtiene, a partir de la fórmula anterior, un volumen de 12 m³

Para el caudal medio se obtiene, a partir de la fórmula anterior, un volumen de 14 m³
El volumen del reactor será por tanto **14 m³**

Al haber seleccionado un equipo de sección cuadrada, la longitud de cada lado vendrá dada de la siguiente forma:

$$L(\text{m}) = \sqrt[3]{\text{Vol}(\text{m}^3)}$$

Cada lado del equipo tendrá una longitud de m, que será incrementada en 40 cm para evitar las salpicaduras debidas a la agitación vigorosa.

$$L = 2,8 \text{ m}$$

El coagulador va a ir sobredimensionado en un 10% del volumen teórico obtenido, siendo las nuevas dimensiones:

$$\text{Vol (m}^3\text{)} = 15,4 \text{ m}^3$$

$$L = 2,9 \text{ m}$$

6.4. Floculación

El reactivo utilizado será un polielectrolito, es decir, un polímero orgánico de alto peso molecular y largas cadenas.

La cantidad a utilizar será de 3 ppm.

Se puede determinar la dosificación teniendo en cuenta el Caudal Máximo:

$$0,003 \text{ Kg/m}^3 * 360 \text{ m}^3/\text{h} = 1,08 \text{ Kg/h}$$

6.4.1. Dimensionamiento del floculador

Al tratarse de una reacción de tipo físico, se precisa una agitación muy suave y el tiempo de retención es superior que en el caso de la coagulación.

Se toma un tiempo de retención de 15 minutos para el caudal máximo y de 25 minutos para el caudal medio. Además, se diseña el floculador de sección rectangular.

El cálculo del volumen del floculador se determina a partir del tiempo de retención del agua en el equipo.

El volumen será:

$$\text{Vol (m}^3\text{)} = \frac{Q(\text{m}^3 / \text{h}) \cdot \text{Tr}(\text{min})}{60 \text{ h} / \text{min}}$$

Se calcula el volumen anterior para el caudal máximo y el medio:

Para el Q_{máx} el volumen del equipo será de 90 m³

Para el Q medio el volumen del equipo será 108,3 m³

Se toma un **volumen de floculador de 108,3 m³** y se calcula la longitud de cada lado del equipo:

$$L(\text{m}) = \sqrt[3]{\text{Vol}(\text{m}^3)}$$

$$L(\text{m}) = 4,7 \text{ m}$$

Cada lado del equipo tendrá una longitud de m, que será incrementada en 20 cm para evitar las salpicaduras debidas a la agitación del agua.

$$L = 4,9 \text{ m}$$

El floculador va a ir sobredimensionado en un 10% del volumen teórico obtenido, siendo las nuevas dimensiones:

$$\text{Vol (m}^3\text{)} = 119 \text{ m}^3$$

$$\mathbf{L = 5 \text{ m}}$$

6.5. Flotación

El sistema utilizado será el de Presurización de la recirculación.

Los equipos empleados son:

- Tanque de flotación, donde tiene lugar la separación de los contaminantes.
- Sistema de adicción de aire.
- Calderín de presurización.
- Equipo de bombeo para llevar a cabo la presurización.

6.5.1. Dimensionamiento de los equipos

La variación de la solubilidad con la presión va a seguir la ley de Raoult:

$$X_S^P = P \cdot X_S^1$$

Siendo:

X_S^P : solubilidad del aire en agua (Kg/m³) a la presión determinada

P: Presión absoluta en atmósferas

X_S^1 : solubilidad del aire en agua (Kg/m³) a una atmósfera

En la bibliografía se encuentra la solubilidad del aire a presión atmosférica en el agua en función de la temperatura. En este caso, para una Temperatura de entre 30 y 40 °C, se toma la solubilidad aire/agua en ppm a 40°C, ya que es el valor más desfavorable, y encontramos un valor de 14.

Hay que tener en cuenta que esta solubilidad aire-agua corresponde a un agua pura. En un agua residual la solubilidad se encuentra entre el 60 y 80% del valor teórico. Si se toma el 70%, la solubilidad será de 9,8 ppm.

Determinación de la carga horaria de contaminantes a eliminar

La carga horaria de contaminantes a eliminar es la suma del caudal a tratar por la concentración de los diferentes contaminantes, en las unidades adecuadas para obtener el resultado en Kg/h.

$$A \text{ (Kg/h)} = p \text{ (Kg/Kg)} \times k \text{ (Kg/h)}$$

Siendo:

A: kilos de aire por hora precisos para La flotación, Kg/h

P: necesidades de aire por kilo de contaminante a eliminar, Kg/Kg

K: kilogramos de contaminantes a eliminar, Kg/h

Se fijan las necesidades de aire por kilo de contaminante que va a precisar el proceso:
0,04

$$A(\text{Kg/h}) = 0,04 \times 123 = 4,92 \text{ Kg/h}$$

Los kilogramos de contaminantes a eliminar será la suma de los sólidos en suspensión (SS) en Kg/h, de las grasas y aceites, y el $\text{Fe}(\text{OH})_3$ generado en la coagulación y el Fe_2S_3 de la precipitación.

Es decir:

Grasas y aceites: 100 ppm a la salida API; es decir, 26 Kg/h

SS: 125 ppm a la salida API; es decir, 32,5 Kg/h

$\text{Fe}(\text{OH})_3$: 47,3 Kg/h

Moles $\text{Fe}(\text{OH})_3 = \text{Moles HCl}/3 = 1332/3 = 444$; $\text{Fe}(\text{OH})_3 = 444 \times 106,5$

Fe_2S_3 : 17,14 Kg/h

Moles $\text{Fe}^{3+}/2 = \text{Moles Fe}_2\text{S}_3 = 82,8$; $\text{Fe}_2\text{S}_3 = 82,8 \times 207$

Total Carga Contaminante: 123 Kg/h

Esta cantidad de aire, debe ser disuelta en el caudal de recirculación, por lo tanto si se divide el valor de A entre la solubilidad del aire en agua (en Kg/m^3) en las condiciones de trabajo de presión y temperatura, se obtiene:

$$Q_R (\text{m}^3/\text{h}) = A (\text{Kg/h}) / X_S^P (\text{Kg} / \text{m}^3)$$

Siendo:

Q_R : caudal de recirculación, m^3/h

A: Kilos de aire por hora precisos para flotación, Kg/Kg

X_S^P : solubilidad del aire en agua a la presión y temperatura de trabajo, Kg/m^3

$$X_S^P = 5 * 0,0098 = 0,049 \text{ Kg/m}^3$$

$$Q_R \text{ (m}^3/\text{h)} = 4,92 / 0,049 = 100,4 \text{ m}^3/\text{h}$$

De esta manera, el caudal a emplear en los cálculos de dimensionamiento del tanque de flotación será:

$$Q \text{ (m}^3/\text{h)} = Q_D \text{ (m}^3/\text{h)} + Q_R \text{ (m}^3/\text{h)}$$

Donde:

Q: caudal de alimentación al tanque flotador, m³/h

Q_D: caudal de entrada a la planta, m³/h

Q_R: caudal de recirculación, m³/h

Tomando como el caudal de entrada a la planta el caudal máximo:

$$Q \text{ (m}^3/\text{h)} = 360 + 100,4 = 460,4 \text{ m}^3/\text{h}$$

Tomando como el caudal de entrada a la planta el caudal medio:

$$Q \text{ (m}^3/\text{h)} = 260 + 100,4 = 360,4 \text{ m}^3/\text{h}$$

$$S \text{ (m}^2) = \frac{Q \left(\frac{\text{m}^3}{\text{h}} \right)}{CH \left(\frac{\text{m}^3}{\text{m}^2} \cdot h \right)}$$

Donde:

CH: carga hidráulica, m³/m²*h

La superficie se calcula tanto para el caudal máximo como para el medio, adoptándose el valor máximo obtenido:

Para Q_{máx} y CH = 3 m³/m²*h:

$$S \text{ (m}^2) = 154 \text{ m}^2$$

Para Q_{medio} y CH = 2,5 m³/m²*h :

$$S \text{ (m}^2) = 145 \text{ m}^2$$

$$\text{Siendo el diámetro: } \Phi = \sqrt{\frac{4 \cdot S}{\pi}} = 14 \text{ m}$$

El volumen del tanque se determina a partir del tiempo de retención preciso en este equipo:

$$\text{Vol (m}^3\text{)} = (Q_D \text{ (m}^3\text{/h)} + Q_R \text{ (m}^3\text{/h)}) * \text{Tr (h)} = Q \text{ (m}^3\text{/h)} * \text{Tr (h)}$$

Para Q máx:

$$\text{Vol (m}^3\text{)} = 460,4 * 0,67 = 308,5 \text{ m}^3$$

$$40 \text{ min} = 0,67 \text{ h}$$

Para Qmedio:

$$\text{Vol (m}^3\text{)} = 360,4 * 1 = 360,4 \text{ m}^3$$

$$60 \text{ min} = 1 \text{ h}$$

Se seleccionan los 360,4 m³ de volumen, puesto que es el resultado más desfavorable

$$\mathbf{h \text{ (m)} = \text{vol (m}^3\text{)} / S \text{ (m}^2\text{)} = 360,4 / 154 = \mathbf{2,3 \text{ m}}}$$

6.6. Tratamiento biológico

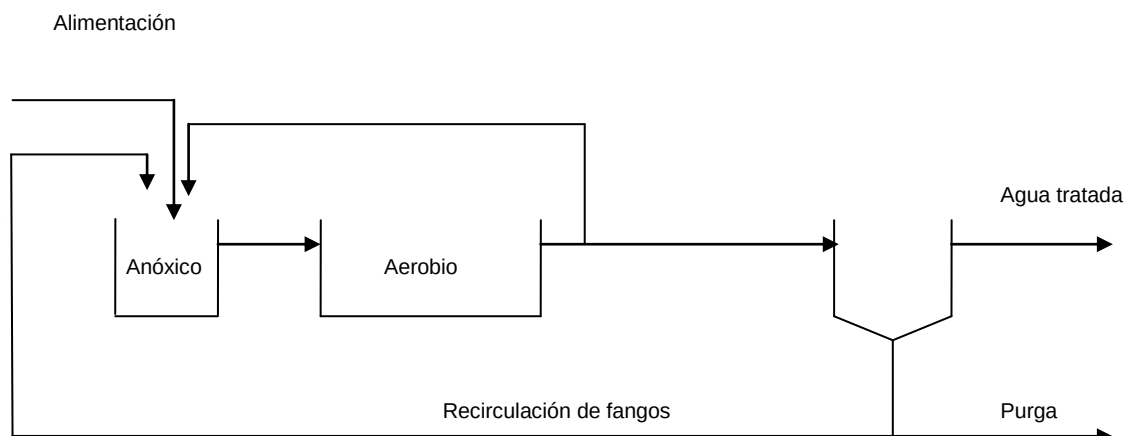


Figura 22: Tratamiento Biológico

La recirculación del reactor aerobio al anóxico será de un 200%:

Impact of Effluent Nitrate Requirement on Nitrate Recycle Flow Rate

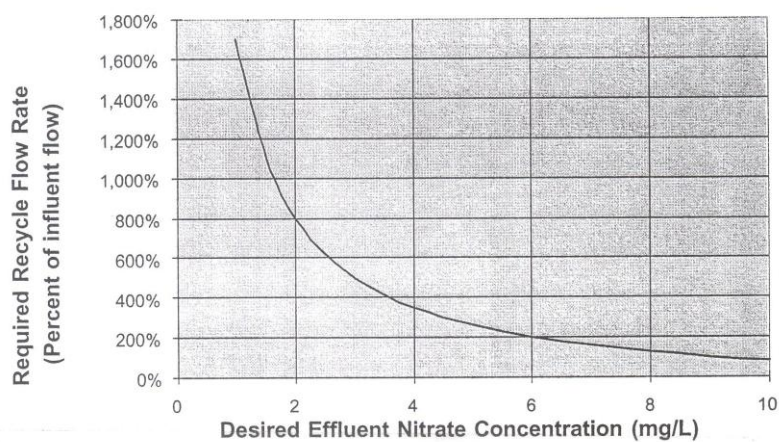


Figura 23: Impact of Effluent Nitrate Requirement on Nitrate Recycle Flow Rate

Fuente: Juan Antonio Sainz

6.6.1. Volumen del tanque

El volumen del tanque de aireación se puede determinar a partir de la carga másica del sistema, y de la concentración de MLVSS o MLSS, de acuerdo con la ecuación:

$$V(m^3) = \frac{L(Kg / d)}{CM \cdot X(Kg / m^3)}$$

Siendo:

V: volumen del reactor, m³

L: DBO en el influente, Kg/d

CM: carga másica, Kg/d/Kg

X: concentración de MLSS en el reactor, Kg/m³

La DBO a la salida del API es de 300 ppm, y en el flotador se elimina un 40%, es decir, 120 ppm. Por tanto, la **DBO de entrada al biológico será de 180 ppm (1123,2 Kg/d)**.

Conociendo la DBO de entrada y la de salida del proceso (25 ppm) se calcula el rendimiento del proceso: $R = (DBO_{in} - DBO_{out}) * 100 / DBO_{in}$

R = 86,1%

El valor de CM (KgDBO/d) / Kg MLSS considerando el Rendimiento obtenido en el paso anterior será de CM = 0,4 KgDBO/d / Kg MLSS.

Sin embargo, puesto que se va a llevar a cabo un proceso de nitrificación - desnitrificación, se debe ir a baja carga. Sin embargo, la temperatura del agua es elevada, por lo que se podría tomar un valor de **CM = 0,2 KgDBO/d / Kg MLSS**.

Con este valor, el Rendimiento obtenido será: **R = 92%**, y la DBO de salida del biológico: **DBO_{out} = 14 ppm**

Además, teniendo en cuenta la tabla siguiente:

CM	E (d)	T (°C)
0,05	35,7	< 10
0,10	15,3	9,5
0,15	9,3	12,8
0,20	6,6	15,3
0,30	4,1	18,9
0,40	2,9	21,5
0,50	2,2	23,7

Tabla 5: Carga Másica – Edad del Fango - Temperatura

Se observa que la temperatura mínima para que exista nitrificación - desnitrificación del agua es de 15,3 °C. Puesto que el rango de Temperatura del agua de entrada se encuentra entre 30 y 40 °C, se va a nitrificar - desnitrificar en cualquier circunstancia, y aunque se podría utilizar un valor más alto de CM, se toma $CM = 0,2$ para obtener una nitrificación elevada y evitar el riesgo de un descenso de Temperatura.

En este caso, la edad del fango será de 15,3 días. Podría ser incluso menor, debido a la Temperatura elevada que tenemos.

Obtenemos el valor de MLSS mg/L a partir del valor de CM obtenido anteriormente y sabiendo que el proceso es Oxidación Total o Aeración Prolongada. MLSS mg/L : 3000-3500 mg/L. Se toma el valor de MLSS = 3000 mg/L, que permitirá adaptar la planta en el futuro a mayores cargas de contaminación.

$$3000 \text{ mg/L} = 3000 \text{ mg/L} * 1\text{Kg}/1000000 \text{ mg} * 1\text{L}/0,001 \text{ m}^3$$
$$MLSS = 3 \text{ Kg/m}^3$$

Se sustituyen los valores anteriores en la formula indicada del Volumen y se obtiene el siguiente valor:

$$V = 1872 \text{ m}^3$$

Del volumen anterior, el 20 % corresponderá al reactor anóxico:

$$\text{Reactor anóxico, } V = 374 \text{ m}^3$$

Por último, el 80 % restante corresponderá al reactor aerobio:

$$\text{Reactor aerobio, } V = 1498 \text{ m}^3$$

6.6.2. Tiempo de Residencia

A partir del volumen obtenido para el reactor, puede determinarse el tiempo de residencia hidráulico, de acuerdo con:

$$Tr \text{ (h)} = V \text{ (m}^3\text{)} / Q \text{ (m}^3\text{/h)}$$

Donde:

Tr: tiempo de residencia hidráulico, h

V: volumen del reactor, m³

Q: caudal, m³/h

Se sustituye el valor del Volumen obtenido anteriormente y el valor del Q medio y se obtiene el siguiente valor:

Reactor anóxico

$$Tr (h) = 374,4 \text{ m}^3 / 260 \text{ m}^3/h$$

$$Tr (h) = 1,4 \text{ h}$$

Reactor aeróbio

$$Tr (h) = 1497,6 \text{ m}^3 / 260 \text{ m}^3/h$$

$$Tr (h) = 5,8 \text{ h}$$

Es importante tener en cuenta que en el proceso de fangos activos el tiempo de residencia hidráulico es diferente al tiempo de residencia celular, debido a la recirculación de biomasa al reactor, lo que conlleva que los microorganismos estén mayor tiempo en el sistema.

$$\theta_c > Tr$$

Donde:

θ_c : Tiempo de residencia celular, h

Tr: Tiempo de residencia hidráulico, h

6.6.3. Necesidades de oxígeno

La cantidad de oxígeno diario preciso para el proceso, en este caso va a determinarse a través de la ecuación siguiente:

$$\text{OR (Kg/d)} = a * L * R/100 + b * V * X + 4,3 * L_n$$

Siendo:

OR: oxígeno requerido, Kg/d

a: coeficiente de síntesis

L: DBO en el influente, Kg/d

R: rendimiento del proceso

b: coeficiente de respiración endógena

V: Volumen del reactor, m³

X: concentración de MLVSS o MLSS en el reactor, Kg/ m³

L_n : Nitrógeno amoniacal eliminado en el reactor en Kg/d

Los valores de a y b se obtienen de la tabla “Valores de los coeficientes de síntesis y respiración endógena”. El resto de parámetros han sido calculados o indicados con anterioridad excepto el valor de L_n que se calcula a continuación:

Cálculo de los nutrientes necesarios

Cantidades de diseño:

4,3 Kg N / 100 Kg DBO eliminada

0,45 Kg P / 100 Kg DBO eliminada

Si la DBO eliminada es :

DBO eliminada = DBO entrada – DBO salida

DBO eliminada = 180 ppm – 14,4 ppm

DBO eliminada = 165,6 ppm, es decir, **DBO eliminada = 1033,3 Kg/d**

Kg Nitrógeno: (4,3 Kg N / 100 Kg DBO eliminada) * 1033,3 Kg DBO eliminada/d

Kg Nitrógeno = **44, 4 Kg N/d**

Kg Fósforo: (0,45 Kg P / 100 Kg DBO eliminada) * 1033,3 Kg DBO eliminada/d

Kg Fósforo = **4,6 Kg P/d**

Aporte de Nitrógeno

En este caso únicamente será necesario añadir fósforo, puesto que el propio agua residual aporta Nitrógeno. En concreto llegan 60 ppm de NTK con el agua residual.

$$60 \text{ ppm NTK} = 60 \text{ mg/L} * 260 \text{ m}^3/\text{h} * 1000 \text{ dm}^3/\text{m}^3 * 1\text{Kg}/1000000\text{mg} * 24\text{h}/\text{d}$$

$$60 \text{ ppm NTK} = \mathbf{374,4 \text{ Kg/d}}$$

De esta forma, se ve que se necesitan 44, 4 Kg N/d y el agua aporta 374,4 Kg/d, con lo cual queda comprobado que no es necesario añadir N.

Aporte de Fósforo

El fósforo se añadirá en forma de Na_2HPO_4 . A continuación se calcula la cantidad necesaria:

$$\text{Kg Na}_2\text{HPO}_4 = \text{Kg P necesarios} *$$

$$\frac{PM_{\text{Na}_2\text{HPO}_4}}{PMP} = 4,6\text{KgP} / d * \frac{142\text{g} / \text{molNa}_2\text{HPO}_4}{31\text{g} / \text{molP}} = 21,1\text{KgNa}_2\text{HPO}_4 / d$$

Por tanto, habrá que añadir **21,1 Kg/d de Na_2HPO_4**

Este reactivo se diluirá al 10% en un tanque y se irá adicionando.

A partir de lo anterior, el término Ln para calcular las necesidades de Oxígeno, sería:

$$\text{Ln} = (\text{Kg N/d})_{\text{entrada}} - (\text{Kg N/d})_{\text{consumidos}}$$

$$\text{Ln} = 374,4 \text{ KgN/d} - 44,4 \text{ KgN/d}$$

$$\mathbf{\text{Ln} = 330 \text{ KgN/d}}$$

Sustituyendo valores se obtiene **OR(Kg/d) = 2545,4**

Se corrige el primer término de la ecuación con el factor 1,2 para cubrir los picos de caudal y composición y el nuevo valor obtenido será:

$$\mathbf{\text{OR(Kg/d)} = 2667,3}$$

6.6.4 Cálculo de difusores

A través de los sistemas de aireación se introduce aire (oxígeno) en el reactor para que el proceso se desarrolle correctamente.

Reactor aerobio

Partiendo de los siguientes datos:

$$OR(Kg/d) = 2667,3$$

$$\text{Reactor aerobio, } V = 1498 \text{ m}^3$$

Se define en primer lugar el tamaño del equipo. La profundidad del tanque de aeración es un factor que influye de manera determinante en el rendimiento de transferencia de un sistema con difusores.

A partir de la siguiente gráfica:

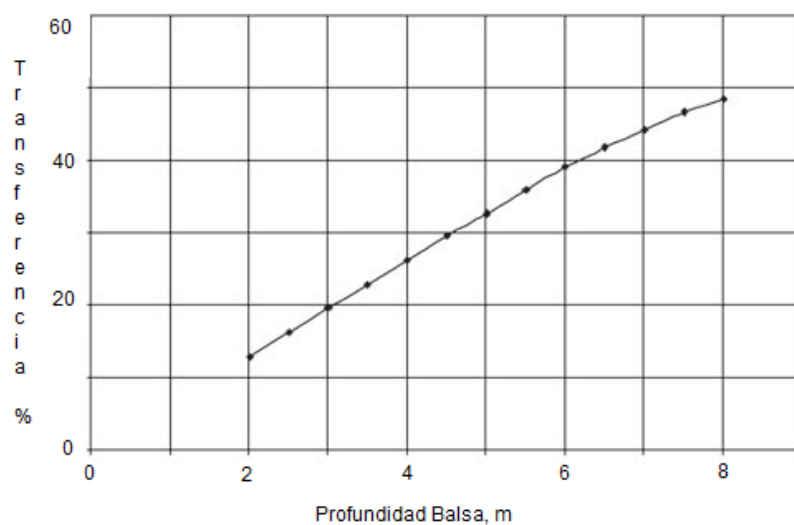


Figura 24: Relación Profundidad Balsa – Rendimiento en Difusores

Se fija una altura de 6m, que corresponderá a un rendimiento teórico del 40%. El rendimiento en condiciones reales será: $40 * 0,6 = 24\%$.

$$111,14 \text{ Kg O}_2/\text{h} * 100/24 = 463 \text{ Kg O}_2/\text{h}$$

Teniendo en cuenta que se introduce O_2 , no aire:

$$463 \text{ Kg O}_2/\text{h} * 100/21 = 2205 \text{ Kg aire/h}$$

Y que se toma como valor de la densidad del aire es $1,2 \text{ Kg/m}^3$:

$$\rho = m \text{ (Kg)} / V \text{ (m}^3\text{)}$$

$$V \text{ (m}^3\text{)} = 1837,5 \text{ m}^3 \text{ aire/h de } 1,2 \text{ Kg/m}^3 \text{ de densidad}$$

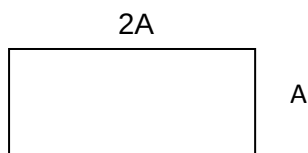
Se utilizarán difusores en forma de domos, cada uno de ellos con capacidad de introducir $2\text{-}4 \text{ m}^3 \text{ aire/h}$, por lo que se necesitarán:

$$1837,5 / 3,5 = 525 \text{ difusores}$$

Si el volumen del reactor es de 1498 m^3 , y la altura 6m , la superficie será de:

$$1498 \text{ m}^3 / 6\text{m} = 250 \text{ m}^2$$

Siendo las dimensiones de la siguiente forma:



$$A * 2A = 525 \text{ difusores}$$

$$A = 17 \text{ filas y } 34 \text{ columnas}$$

De esta forma, aunque estaban previstos 525 difusores se colocarán **578 difusores**.

El ancho y largo de la balsa en función de lo anterior será: $22,5 * 11,5 \text{ m}$

Reactor anóxico

Datos de partida:

$$V = 374 \text{ m}^3$$

$$h = 6\text{m}$$

$$S = V/h = 62 \text{ m}^2$$

Se apoyará sobre el lado de $11,5 \text{ m}$ del reactor aerobio:

$$62 \text{ m}^2 / 11,5 \text{ m} = \mathbf{5,5 \text{ m}}$$

6.6.5. Producción de fangos en exceso

La cantidad de fangos a purgar, puede determinarse mediante la fórmula empírica de Huisken, que se indica a continuación:

$$As \text{ (Kg/d)} = 1,2 * Le * CM^{0,23}$$

Siendo:

As: Fangos a purgar, Kg/d

Le: DBO eliminada en el proceso, Kg/d

CM: carga másica, Kg/Kg*d

Le = 165,6 ppm

Le = 1033,3 Kg/d

Sustituyendo valores en la ecuación obtenemos:

$$As \text{ (Kg/d)} = 856$$

El volumen de fangos a purgar puede obtenerse a partir de los sólidos a purgar y concentración de los mismos, que varía entre 0,8 y 0,6%, dependiendo del tipo de proceso utilizado. En este caso, tomaremos como valor 0,6 %

$$Q_{\text{purga}} \text{ (m}^3\text{/h)} = \frac{AS \text{ (Kg / d)}}{X_n \text{ (Kg / m}^3\text{)} \cdot 24}$$

Donde:

AS: Fangos a purgar, Kg/d

Q_{purga} : caudal de purga, m³/h

X_n : concentración de purga, Kg/m³

Sustituyendo AS por el valor obtenido anteriormente, y dando a X_n (concentración de purga) un valor de 6 Kg/m³, obtenemos:

$$Q_{\text{purga}} \text{ (m}^3\text{/h)} = 5,9 \text{ m}^3\text{/h}$$

6.6.6. Recirculación de fangos

El caudal de recirculación, puede determinarse a partir de la realización de un balance de materia en el decantador, resultando:

$$(Q+Q_R) X = Q_R \times X_R$$

Donde:

Q: caudal influente biológico, m³/h

Q_R: caudal de recirculación, m³/h

X: concentración de MLVSS o MLSS en el reactor, Kg/m³

X_R: concentración de MLSS en la recirculación, Kg/m³

El valor que tomamos de X_R para este tipo de proceso es 6000 ppm, es decir, 6 Kg/m³

El resto de valores se conocen de apartados anteriores. Sustituyéndolos y despejando se obtiene que (para Qmedio):

$$Q_R = 260 \text{ m}^3/\text{h}$$

Utilizando el Q_{máx} (m³/h) se obtiene **Q_R = 360 m³/h**

Con los valores de Q_R obtenidos para el Q_{máx} y el Qmedio habría que regular el caudal de las bombas para hacer el ajuste a lo largo del día.

En procesos de baja carga, la recirculación suele estar entre un 100% y un 200% del caudal de agua tratada. En este caso, es del 100%.

6.6.7.- Decantador secundario

$$CH = 0,6 - 1 \text{ m}^3/\text{m}^2\text{h}$$

$$Tr = 3,5 - 5,5 \text{ h}$$

$$S_{Q_{\text{medio}}} = Q_{\text{medio}} (\text{m}^3/\text{h}) / CH (\text{m}^3/\text{m}^2\text{h})$$

$$S_{Q_{\text{medio}}} = 260 (\text{m}^3/\text{h}) / 0,6 (\text{m}^3/\text{m}^2\text{h}) = 433 \text{ m}^2$$

$$S_{Q_{\text{máximo}}} = Q_{\text{máximo}} (\text{m}^3/\text{h}) / CH (\text{m}^3/\text{m}^2\text{h})$$

$$S_{Q_{\text{máximo}}} = 360 \text{ (m}^3/\text{h)} / 1 \text{ (m}^3/\text{m}^2\text{h)} = 360 \text{ m}^2$$

De esta forma, se toma **S = 433 m²** y se procede a calcular el diámetro del decantador secundario:

$$S(\text{m}^2) = (\pi / 4) * d^2$$

$$d = \sqrt{\frac{4 \cdot S}{\pi}} = 21,4\text{m}$$

Dado el valor anterior, se pondría un decantador de 22 m de diámetro.

$$V = Q * Tr$$

$$V_{Q_{\text{medio}}} = 260 \text{ m}^3/\text{h} * 5,5 \text{ h} = 1430 \text{ m}^3$$

$$V_{Q_{\text{máximo}}} = 360 \text{ m}^3/\text{h} * 3,5 \text{ h} = 1260 \text{ m}^3$$

Se toma **V = 1430 m³**

Se calcula la altura del decantador a partir de los datos anteriores:

$$h = V(\text{m}^3)/S(\text{m}^2)$$

$$h = 1430 \text{ m}^3 / 433 \text{ m}^2 = 3,3\text{m}$$

La altura del decantador secundario será de 3,3 m

LÍNEA DE FANGOS

En este apartado se va a describir el tratamiento que recibirán los lodos o fangos antes de su evacuación de la planta de tratamiento de aguas residuales.

Los procesos generadores de fangos de esta planta depuradora son los siguientes:

1.- Fangos procedentes del API

2.- Fangos procedentes del proceso de flotación

La concentración de estos fangos está comprendida entre un 3 y un 3,5%, de manera que ya están espesados y se trataría el fango directamente mediante el proceso de centrifugación.

Las Grasas y Aceites serían tratados como residuos peligrosos.

3.- Fangos procedentes del tratamiento biológico

Este tipo de fangos están compuestos en su mayor parte por la biomasa formada y presentan concentraciones muy bajas, llegando a valores de 0,6% en casos como el nuestro en que el proceso utilizado sea de oxidación total.

Estos fangos podrían recibir distintos tratamientos:

- Empleo de un flotador en lugar del decantador secundario, y posterior centrifugación. Este tratamiento no sería adecuado, ya que la complejidad de un sistema de flotación no justifica su empleo en este caso.
- Recirculación de los fangos al flotador. En la industria alimentaria es una opción válida, no siéndolo en el caso de la industria petroquímica, ya que en este último caso se contaminarían los fangos con grasas y aceites de tal forma que se transformarían en peligrosos y su destino final tendría que ser vertedero de seguridad.
- Espesado por gravedad y centrifugación. Esta es la opción elegida.

Los fangos tratados mediante esta vía serán enviados posteriormente a vertedero de residuos urbanos.

Cálculo de los fangos generados en el proceso

1.-Fangos del API

En el API las grasas y aceites se sacan por superficie y se las envía al tanque de Slops, donde se las deja reposar, purgando por el fondo el agua que pueda decantar y enviando el sobrenadante a los tanques de crudo para reprocesar. Los SS se sacan por el fondo del API y se envían a mezclar en un tanque con los procedentes de flotación.

Por tanto, los SS del fondo del API serán los que entran menos los que salen del API:

2000 ppm – 125 ppm = **1875 ppm** (este sería el valor máximo de SS del fondo del API, generalmente obtendremos una cantidad menor).

$1875 \text{ ppm} = 1875 \text{ mg/L} * 1\text{Kg}/1000000 \text{ mg} * 260 \text{ m}^3/\text{h} * 1000 \text{ dm}^3/\text{m}^3 * 24\text{h}/\text{d} = \mathbf{11.700 \text{ Kg/d.}}$

Considerando que la concentración de estos sólidos sea del 3%, se tiene:

11700 Kg/d equivalentes a:

$11700 \text{ Kg/d} * (100/3) = 390.000 \text{ Kg/d}$, es decir, **390 m³/d de fangos**

2.- Fangos del flotador

Los fangos del flotador corresponden a la cantidad de carga contaminante que llega a este equipo y que se determinó en el apartado correspondiente: 123 Kg/h.

Puesto que la concentración es del 3%, se tiene un total de:

$123 \text{ Kg/h} * 24\text{h}/1\text{d} = 2.952 \text{ Kg/d}$

$2.952 \text{ Kg/d} * (100/3) = \mathbf{98.400 \text{ Kg/d}}$, equivalentes a **98,4 m³/d de fangos**

3.- Fangos del proceso biológico (decantador secundario)

La cantidad de fangos a purgar calculada en el apartado correspondiente era de 856,3 Kg/d. Para calcular el volumen de fangos tenemos en cuenta que su concentración era del 0,6 %:

$856,3 \text{ Kg/d} * (100/0,6) = \mathbf{142.717 \text{ Kg/d}}$, equivalentes a **142,7 m³/d**

Tratamiento de las corrientes de fangos:

1.- Tratamiento de los fangos procedentes del API y del flotador

La deshidratación por centrifugación consiste en la separación de las partículas sólidas de mayor densidad que el agua presentes en el fango, debido a fuerzas de tipo centrífugo, y utilizando una fuerza entre 500 y 3.000 veces la gravedad.

Los fangos del API y del flotador tienen las siguientes características:

API $Q = 390 \text{ m}^3/\text{d}$, 3%

Flotador $Q = 98,4 \text{ m}^3/\text{d}$, 3%

La mezcla de ambas corrientes tendrá las siguientes características:

$Q = 390 \text{ m}^3/\text{d} + 98,4 \text{ m}^3/\text{d} = 488,4 \text{ m}^3/\text{d}$

Composición: $390 \text{ m}^3/\text{d} * 3 + 98,4 \text{ m}^3/\text{d} * 3 = 488,4 \text{ m}^3/\text{d} * x$; siendo también 3% la concentración de los fangos resultantes.

Diseño centrífuga

El diseño se realiza para que funcionen 12h al día durante 5 días a la semana:

$488,4 \text{ m}^3/\text{d} * (7\text{d}/1\text{semana}) = 3.419 \text{ m}^3/\text{semana}$

$3.419 \text{ m}^3/\text{semana} * (1\text{semana}/5\text{días}) * (1\text{día}/12\text{h}) = 57 \text{ m}^3/\text{h}$

De esta forma, se necesitará una centrífuga con capacidad de tratamiento de **57 m³/h**

2.- Fangos procedentes del tratamiento biológico

Espesado por gravedad

$$Q = 142,7 \text{ m}^3/\text{d} , Q = 5,9 \text{ m}^3/\text{h}$$

$$\text{Tr} = 24 - 36 \text{ h}$$

Fangos espesados por gravedad alcanzan una concentración de 4%

Datos de la tabla Pág. 377 del libro “*Tecnologías para La Sostenibilidad. Procesos y operaciones unitarias en depuración de aguas residuales.* JUAN ANTONIO SAINZ SASTRE. Edita: fundación EOI. Madrid. 2005”:

$$\text{Carga sólidos} = 20 - 40 \text{ Kg/m}^2\cdot\text{d}$$

Para la carga de sólidos:

$$S (\text{m}^2) = A (\text{Kg/d}) / CS (\text{Kg/m}^2\cdot\text{d})$$

Sustituyendo valores obtenemos **$S (\text{m}^2) = 43$**

Se toma una $CS = 20 \text{ Kg/m}^2\cdot\text{d}$, ya que los fangos de entrada traen una concentración muy baja y al tratarse de un proceso biológico de oxidación total espesan muy mal.

Diámetro

$$d = \sqrt{\frac{4 \cdot S}{\pi}}$$

$$\mathbf{d = 7,5 \text{ m}}$$

Volumen

$$V (\text{m}^3) = Q (\text{m}^3/\text{h}) * \text{Tr} (\text{h})$$

$$V (\text{m}^3) = 5,9 * 30$$

$$\mathbf{V (\text{m}^3) = 177}$$

Altura de la unidad:

$$H (\text{m}) = V (\text{m}^3) / S (\text{m}^2)$$

$$H (\text{m}) = 177 / 43$$

$$H = 4 \text{ m}$$

Se tomará, por tanto, una altura del equipo de **4m**.

Diseño centrífuga

Del espesador como máximo se consiguen concentraciones del 4%:

$$(143 \text{ m}^3/\text{d} * 0,6)/4 * 7\text{d/semana} = 150,15 \text{ m}^3/\text{semana}$$

$$150,15 \text{ m}^3/\text{semana} * (1\text{semana} / 5\text{días}) * (1\text{día}/12\text{h}) = 2,5 \text{ m}^3/\text{h}$$

De esta forma, se necesitará una centrífuga con capacidad de tratamiento de **2,5 m³/h**

Se colocarán 2 centrífugas de 30 m³/h de capacidad de tratamiento que tratarán los fangos provenientes del API y del Flotador con un 3% de concentración de sólidos y trabajarán 12 h al día. La tercera de ellas tratará los fangos provenientes del proceso biológico, de 4% de concentración y trabajará 1h al día. Además, servirá de reserva de las otras dos centrífugas.

7. BIBLIOGRAFÍA

- <http://www.sotograndedigital.com/actualidad/empresas/la-refineria-gibraltar-san-roque-cuenta-con-una-planta-de-aguas-residuales-unica-en-la-bahia/>
- http://ec.europa.eu/environment/emas/pdf/es_library/23_20_es_cepsa_gibraltar_san_roque_08.pdf
- <http://www.grupoag.es/refineriabalboa/medioambiente/pdf/vertidos.pdf>
- http://www.anella.cat/c/document_library/get_file?folderId=77033&name=DLFE-2533.pdf
- **Tecnologías para La Sostenibilidad. Procesos y operaciones unitarias en depuración de aguas residuales.** JUAN ANTONIO SAINZ SASTRE. Edita: Fundación EOI. Madrid. 2005
- **Introducción a La Química Industrial.** PROF. DR. ÁNGEL VIANA ORTUÑO. Editorial Reverté, S.A. Barcelona. 1996
- **XXV CURSO SOBRE TRATAMIENTO DE AGUAS RESIDUALES Y EXPLOTACIÓN DE ESTACIONES DEPURADORAS.** Cedex. Madrid. 2007
- **Fundamentos de Química Analítica.** Skoog West Holler. Editorial Reverté. Barcelona. 1997