GOBIERNO DE ESPAÑA

MINISTERIO DE AGRICULTURA, ALIMENTACIÓN Y MEDIO AMBIENTE

# CONFEDERACIÓN HIDROGRÁFICA DEL DUERO

CLAVE

452-A.611.11.06/ 2013

| TIPO: | REF. CRONOLÓGICA |
|---|---|
| PROYECTO | JULIO DE 2013 |

CLASE

PROYECTO

TÍTULO BÁSICO:

## PROYECTO DE MEJORAS DE LAS INSTALACIONES ACTUALES Y ELIMINACIÓN DE NUTRIENTES DE LAS ESTACIONES DE AGUAS RESIDUALES DE MEDINA DEL CAMPO, ISCAR, TORDESILLAS, TUDELA DE DUERO, BENAVENTE Y TORO

| PRESUPUESTO BASE DE LICITACIÓN SIN IVA: | IVA 21%: |
|---|---|
| 4.994.831,14 € | 1.048.914,54 € |

PRESUPUESTO TOTAL CON IVA:

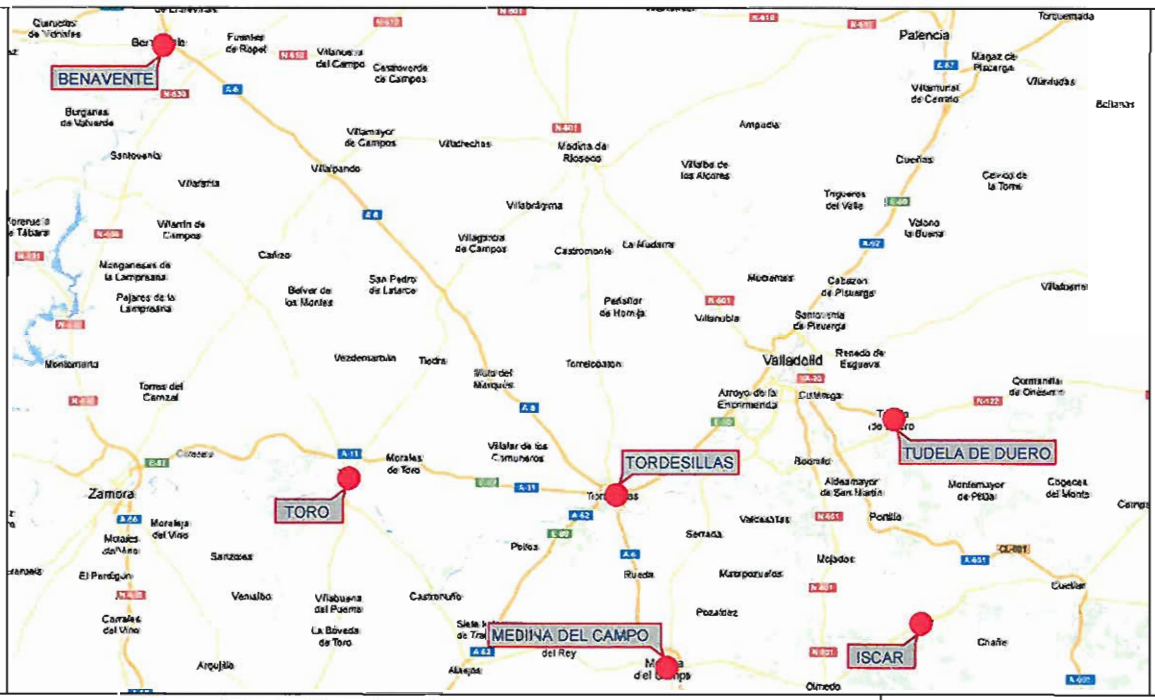
6.043.745,68 €

EL INGENIERO AUTOR DEL PROYECTO:

D. JULIO PAJARES ALONSO

EL INGENIERO DIRECTOR DEL PROYECTO:

D. JULIO PAJARES ALONSO




# TOMO 2

DOCUMENTO Nº 1: MEMORIA Y ANEJOS

ANEJOS 4 Y 5

CONSULTORAS U.T.E.:

INCISA
INGENIERÍA CIVIL INTERNACIONAL, S.A.

ECOSISTEMAS 2.000 S.L.
INGENIERÍA DEL AGUA Y DEL MEDIO AMBIENTE

# INDICE

- **Tomo 1.-** **Doc.nº1: Memoria y Anejos**
  - Memoria
  - Anejo nº1: Ficha Técnica
  - Anejo nº2: Descripción de la situación Actual
  - Anejo nº3: Cálculos de las nuevas incorporaciones a la EDAR

- **Tomo 2.** **Doc.nº1: Memoria y Anejos**
  - Anejo nº4: Funcionamiento del proceso actual
  - Anejo nº5: Estudio de Alternativas

- **Tomo 3.** **Doc.nº1: Memoria y Anejos**
  - Anejo nº6: Estudio de Caracterización de Vertidos
  - Anejo nº7: Topografía

- **Tomo 4.** **Doc.nº1: Memoria y Anejos**
  - Anejo nº8: Geología y Geotecnia

- **Tomo 5.** **Doc.nº1: Memoria y Anejos**
  - Anejo nº9: Descripción y cálculos de la Solución Adoptada
  - Anejo nº10: Cálculos hidráulicos

- **Tomo 6.** **Doc.nº1: Memoria y Anejos**
  - Anejo nº11: Cálculos Estructurales

- **Tomo 7.** **Doc.nº1: Memoria y Anejos**
  - Anejo nº12: Electricidad

- **Tomo 8.** **Doc.nº1: Memoria y Anejos**
  - Anejo nº13: Control y Automatización
  - Anejo nº14: Instrumentación
  - Anejo nº15: Operación y Mantenimiento

- **Tomo 9.** **Doc.nº1: Memoria y Anejos**
  - Anejo nº16: Documentación Ambiental
  - Anejo nº17: Estudio de Inundabilidad
  - Anejo nº18: Expropiaciones y Servicios Afectados

- **Tomo 10.** **Doc.nº1: Memoria y Anejos**
  - Anejo nº19: Estudio de Seguridad y Salud
  - Anejo nº20: Control de Calidad
  - Anejo nº21: Gestión de Residuos

- **Tomo 11.** **Doc.nº1: Memoria y Anejos**
  - Anejo nº22: Plan de Obra
  - Anejo nº23: Justificación de Precios
  - Anejo nº24: Presupuesto para cocimiento de la Administración

- **Tomo 12.** **Doc.nº2: Planos**
  Planos de Medina del Campo, Iscar y Tordesillas

- **Tomo 13.** **Doc.nº2: Planos**
  Planos de Tudela de Duero, Benavente y Toro

- **Tomo 14.** **Doc.nº3: Pliego de Prescripciones Técnicas**

- **Tomo 15.** **Doc.nº3: Pliego de Prescripciones Técnicas**
  Especificaciones Técnicas Particulares

- **Tomo 16.** **Doc.nº4: Presupuesto**
  Mediciones

- **Tomo 17.** **Doc.nº4: Presupuesto**
  Cuadro de Precios
  Presupuesto

# ANEJO Nº 4

# FUNCIONAMIENTO DEL PROCESO ACTUAL

# 4.1. E.D.A.R DE MEDINA DEL CAMPO

## EDAR DE MEDINA DEL CAMPO

### DATOS DE PARTIDA

| **POBLACION** | | **DISEÑO** | **REAL** |
|---|---|---|---|
| **Población equivalente adoptada** | | 60.667 | 70.041 Hab Equiv. |
| Dotación adoptada | | 120 | 77 l/hab*dia |
| **CAUDALES** | | | |
| **CAUDAL DIARIO ADOPTADO PARA LA EDAR** | | **7.280** | **5.374 $m^3$/dia** |
| Caudal promedio | | 303 | 224 $m^3$/h |
| Caudal punta | 2,40 | 728 | 537 $m^3$/h |
| Caudal máximo en pretratamiento | 4,00 | 1.213 | 896 $m^3$/h |
| Caudal máximo bombeado | 4,00 | 1.213 | 896 $m^3$/h |
| Caudal admitido en el colector | 10,00 | 3.033 | 2.239 $m^3$/h |

### CARACTERISTICAS DEL AGUA BRUTA

| **$DBO_5$** | | |
|---|---|---|
| Carga diaria de entrada | 3.640 | 4.202 kg/dia |
| Concentración de entrada | 500 | 782 mg/l |
| Carga diaria máxima de salida | 182 | 134 kg/dia |
| Concentración máxima de salida | **25** | **25** mg/l |
| Carga diaria eliminada | 3.458 | 4.068 kg/dia |

| **DQO** | | |
|---|---|---|
| Carga diaria de entrada | 7.280 | 7.271 kg/dia |
| Concentración de entrada | 1.000 | 1.353 mg/l |
| Carga diaria máxima de salida | 910 | 672 kg/dia |
| Concentración máxima de salida | 125 | 125 mg/l |
| Carga diaria eliminada | 6.370 | 6.599 kg/dia |

| **SS** | | |
|---|---|---|
| Carga diaria de entrada | 2.912 | 2.633 kg/dia |
| Concentración de entrada | 400 | 490 mg/l |
| Carga diaria máxima de salida | 255 | 188 kg/dia |
| Concentración máxima de salida | **35** | **35** mg/l |
| Carga diaria eliminada | 2.657 | 2.445 kg/dia |

| | | | |
|---|---|---|---|
| **N-NTK** | | | |
| Carga diaria de entrada estimada | | 437 | 462 kg/dia |
| Concentración de entrada estimada | | 60 | 86 mg/l |
| Carga diaria máxima de salida | | 109 | 81 kg/dia |
| Concentración máxima de salida estimada | | **15** | **15** mg/l |
| Carga diaria eliminada | | 328 | 382 kg/dia |
| **P** | | | |
| Carga diaria de entrada estimada | | 73 | 86 kg/dia |
| Concentración de entrada estimada | | 10 | 16 mg/l |
| Carga diaria máxima de salida | | 15 | 11 kg/dia |
| Concentración máxima de salida estimada | | **2** | **2** mg/l |
| Carga diaria eliminada | | 58 | 75 kg/dia |
| **pH** | | | |
| Salida entre | | 5,5 y 9 | 5,5 y 9 |
| **TEMPERATURA** | | | |
| Temperatura de cálculo | | 12,00 | 12,00 °C |

***RESULTADOS A OBTENER:***

| | | | |
|---|---|---|---|
| DBO5: | < | 25,00 | 25,00 mg/l |
| DQO: | < | 125,00 | 125,00 mg/l |
| SS totales: | < | 35,00 | 35,00 mg/l |
| N-NTK: | < | 15,00 | 15,00 mg/l |
| P-PO4: | < | 2,00 | 2,00 mg/l |
| pH, entre: | 5,5 y 9 | | 5,5 y 9 |
| Estabilización de fangos: | > | 40,00 | 40,00 % |
| Sequedad de fangos: | > | 20,00 | 20,00 % |

## DIMENSIONAMIENTO DEL PRETRATAMIENTO

### POZO DE GRUESOS

PARAMETROS DE DISEÑO

| | | | |
|---|---|---|---|
| Carga hidráulica a Qmedio | 50,00 | 50,00 | $m^3/m^2/h$ |
| Carga hidráulica a Qmáximo | 200,00 | 200,00 | $m^3/m^2/h$ |
| * Superficie mínima necesaria a Q medio | 6,07 | 4,48 | $m^2$ |
| * Superficie mínima necesaria a Q maximo | 6,07 | 4,48 | $m^2$ |
| Superficie adoptada | 9,00 | 9,00 | $m^2$ |
| * Lado (A) en la pate recta | 3,00 | 3,00 | m |
| * Lado (B) en la parte recta | 3,00 | 3,00 | m |
| * Lado ( A ) en el fondo | 2,00 | 2,00 | m |
| * Lado ( B ) en el fondo | 2,00 | 2,00 | m |
| Tiempo de retención a caudal maximo | 1,00 | 1,00 | min. |
| Volumen mínimo necesario del pozo | | | |
| A Q maximo | 20,22 | 14,93 | $m^3$ |
| * Altura parte recta: | 3,00 | 3,00 | m |
| * Altura parte troncopiramidal : | 0,50 | 0,50 | m |
| * Volumen recto: | 27,00 | 27,00 | $m^3$ |
| * Volumen troncopiramidal : | 3,25 | 3,25 | $m^3$ |
| Volumen total adoptado | 30,25 | 30,25 | $m^3$ |
| Tiempo de renteción a Qmedio adoptado | 5,98 | 8,11 | min |
| Tiempo de renteción a Qpunta adoptado | 2,49 | 3,38 | min |
| Tiempo de renteción a Qmáximo adoptado | 1,50 | 2,03 | min |

### CUCHARA BIVALVA

| | | | |
|---|---|---|---|
| Capacidad de la cuchara bivalva | 100,00 | 100 | Litros |
| Tipo de accionamiento | Electrohidráulico – polipasto | | |
| Destino de los residuos | Contenedor y vertedero | | |
| Producción de residuos | | | |
| Se estima una producción ,de : | 10 | 10 | lt/hab/año |
| Población equivalente : | 60.667 | 70.041 | hab |
| Residuos obtenidos | 1.662,10 | 1.918,94 | l/dia |
| Nº de contenedores | 1 | 1 | Ud |
| Capacidad del contenedor | 5.000 | 5.000 | Litros |
| Autonomía de almacenamiento | 3,01 | 2,61 | dias |

El fondo del pozo se protegerá con perfiles metálicos.

### REJA DE PROTECCION DE BOMBAS

| | | | |
|---|---|---|---|
| Tipo | barrotes | | |
| Limpieza | Mediante peine adosado a la cuchara | | |
| Luz entre barrotes | 100 | 100 | mm |

## POZO DE BOMBEO

| | | | |
|---|---|---|---|
| Dimensiones del pozo diseñado | | | |
| Largo | 6,00 | 6,00 | m |
| Ancho | 3,00 | 3,00 | m |
| Altura util | 1,50 | 1,50 | m |
| Capacidad util | 27,00 | 27,00 | $m^3$ |

EQUIPO DE BOMBEO

**BOMBAS DE AGUA A TRATAMIENTO**

| | | | |
|---|---|---|---|
| Nº bombas a instalar | 5,00 | 5,00 | uds |
| Nº de bombas en servicio | 4,00 | 4,00 | uds |
| Caudal unitario necesario | 303,33 | 179,13 | $m^3/h$ |
| Caudal unitario adoptado | **303,00** | **303,00** | **$m^3/h$** |

CAUDALES IMPULSADOS

| | | | |
|---|---|---|---|
| Con 1 bomba funcionando | 303,00 | 303,00 | $m^3/h$ |
| Con 2 bombas funcionando | 606,00 | 606,00 | $m^3/h$ |
| Con 3 bombas funcionando | 909,00 | 909,00 | $m^3/h$ |
| Con 4 bombas funcionando | 1.212,00 | 1.212,00 | $m^3/h$ |

**COLECTOR DE IMPULSION**

| | | | |
|---|---|---|---|
| Nº de tuberías | 5,00 | 5,00 | ud |
| Diametro | 0,30 | 0,30 | m |
| Longitud | 10,00 | 10,00 | m |

VELOCIDAD

| | | | | |
|---|---|---|---|---|
| Con 1 bomba funcionando | | 1,19 | 1,19 | m/seg |
| Pérdida por rozamiento | $P = J \times l$ | | | |
| Pérdida de carga en la tuberia según Manning | | $J = \frac{n^2 \times v^2}{R^{4/3}}$ | | |
| | $Q =$ | 0,08 | 0,08 | $m^3/s$ |
| | $n =$ | 0,01 | 0,01 | |
| $R = D / 4$ | $R =$ | 0,08 | 0,08 | m |
| | $D =$ | 0,30 | 0,30 | m |
| | $V =$ | 1,19 | 1,19 | m/seg |
| | $J =$ | 0,004 | 0,004 | m/m |
| | $P =$ | 0,04 | 0,04 | m |

**PRETRATAMIENTO**

**DESBASTE DE FINOS / TAMIZADO**

| | | | |
|---|---|---|---|
| Nº de tamices | 2 | 2 | Ud |
| Ancho de canal | 500 | 500 | mm |
| Luz de paso | 6 | 6 | mm |
| Caudal nominal de funcionamiento | 607 | 448 | $m^3/h$ |

**PRODUCCION DE RESIDUOS**

De acuerdo con la experiencia, la producción de residuos puede estimarse, en función de la luz de paso a través de elementos filtrantes, según la siguiente tabla:

| Luz de paso | mm | Producción | | |
|---|---|---|---|---|
| | 1,00 | 45,00 | 45,00 | lt/hab/año |
| | 1,50 | 43,00 | 43,00 | lt/hab/año |
| | 3,00 | 35,00 | 35,00 | lt/hab/año |
| | 6,00 | 24,29 | 24,29 | lt/hab/año |
| | 10,00 | 10,00 | 10,00 | lt/hab/año |
| | 20,00 | 5,00 | 5,00 | lt/hab/año |
| | 50,00 | 1,00 | 1,00 | lt/hab/año |
| Se estima una producción total de: | | 35,00 | 35,00 | lt/hab/año |
| Población equivalente | | 60.666,67 | 70.041,13 | habitantes |
| Producción de residuos | | 5,82 | 6,72 | $m^3/d$ |
| Volumen de los residuos compactados | | 1,75 | 2,01 | $m^3$/dia |
| Autonomía de almacenamiento | | 0,57 | 0,50 | días |
| Nº de contenedores: | | 1 | 1 | Ud |
| Capacidad unitaria: | | 1 | 1 | $m^3$ |

**DESARENADOR-DESENGRASADOR**

| | | | |
|---|---|---|---|
| Caudal medio: | 303,33 | 223,92 | $m^3/h$ |
| Caudal punta: | 728,00 | 537,40 | $m^3/h$ |
| Caudal máximo: | 1.213,33 | 895,67 | $m^3/h$ |
| Nº unidades instaladas | 2 | 2 | Uds |
| Caudal medio unitario: | 0,04 | 0,03 | $m^3/s$ |
| Caudal punta unitario: | 0,10 | 0,07 | $m^3/s$ |
| Caudal máximo unitario: | 0,17 | 0,12 | $m^3/s$ |

| | PARAMETROS DE PARTIDA | RESULTADOS OBTENIDOS | OBTENIDOS | |
|---|---|---|---|---|
| Tiempo permanencia (t): >/= | | | | |
| a Caudal medio: | 15 | 50 | 68 | min. |
| a Caudal punta: | 10 | 21 | 28 | min. |
| a Caudal máximo: | 5 | 12 | 17 | min. |
| Carga hidraulica zona desarenado (Ch): </= | | | | |
| a Caudal medio: | 10 | 6 | 4 | $m^3/m^2/h$ |
| a Caudal punta: | 15 | 13 | 10 | $m^3/m^2/h$ |
| a Caudal máximo: | 25 | 22 | 17 | $m^3/m^2/h$ |

Estos valores de la carga hidráulica y tiempo de permanencia se han tomado de acuerdo con la experiencia, y garantizan la eliminación de las particulas de diámetro >/= 0,2 mm.

| | | | |
|---|---|---|---|
| Velocidad transversal a Qpunta =< | 0,15 | 0,15 | m/seg |
| Aireación >= | 8,00 | 8,00 | $m^3/m^2/h$ |
| Dimensiones unitarias necesarias | | | |
| Superficie de desarenado A=Q/Ch: | | | |
| A Q medio | 15,17 | 19,93 | $m^2$ |
| A Q punta | 24,27 | 19,93 | $m^2$ |
| A Q maximo | 24,27 | 19,93 | $m^2$ |

**DIMENSIONES UNITARIAS ADOPTADAS**

| | | | |
|---|---|---|---|
| **Longitud** | **9,00** | **9,00** | **m** |
| **Anchura desarenador (a1):** | **3,00** | **3,00** | **m** |
| **Anchura desengrasador (a2):** | **1,00** | **1,00** | **m** |
| Anchura total (a): | **4,000** | **4,00** | **m** |
| Superficie unitaria adoptada | 27,00 | 27,00 | $m^2$ |
| Superficie total adoptada desarenador | 54,00 | 54,00 | $m^2$ |
| **Altura total** | 3,50 | 3,50 | m |
| Volumen unitario | 126 | 126 | $m^3$ |
| Volumen total | 252,00 | 252,00 | m3 |
| Sección transv. S=W/l: | 7,00 | 7,00 | $m^2$ |
| Velocidad transversal a Qmáximo | 0,02 | 0,02 | m/s |

**AIREADORES SUMERGIDOS**

| | | | |
|---|---|---|---|
| Aireadores por línea | 2 | 2 | ud |
| Aireadores instalados | 4 | 4 | ud |
| Instaladas | 6 | 6 | ud |
| Potencia específica | 30 | 30 | w/m3 |
| Potencia unitaria mínima | 1.890 | 1.890 | w |
| Potencia unitaria adoptada | **2.100** | **2.100** | **w** |

**EXTRACCION DE ARENAS**

| | | | |
|---|---|---|---|
| Caudal medio: | 151,67 | 111,96 | $m^3/h$ |
| Caudal punta: | 364,00 | 268,70 | $m^3/h$ |
| Caudal máximo: | 606,67 | 447,83 | $m^3/h$ |
| Capacidad máxima de extracción: | 50,00 | 50,00 | $l/m^3$ |
| Mezcla agua + arena: | | | |
| - A caudal medio: | 7,58 | 5,60 | $m^3/h$ |
| - A caudal punta: | 18,20 | 13,44 | $m^3/h$ |
| - A caudal máximo: | 30,33 | 22,39 | $m^3/h$ |
| Sistema de extracción de arenas | Bomba | | |
| Unidades | 2 | 2 | ud |
| Caudal unitario mínimo | 15 | 11 | m3/h |
| Caudal unitario adoptado | 8 | 8 | m3/h |
| Destino final de la arena: | Contenedor/vertedero | | |
| Producción teórica de arenas: | 360 | 360 | $gr/m^3$ |
| Carga diaria de arenas a retirar: | 2.621 | 1.935 | kg/dia |
| Densidad de la arena: | 2 | 2 | $Ton/m^3$ |
| Volumen de arena a retirar: | 1.310 | 967 | l/dia |

**GRASAS**

Las grasas se extraen mediante bombeo al concentrador de grasas

| | | | |
|---|---|---|---|
| Producción estimada de grasas: | 20 | 20 | gr/hab/día |
| Producción diaria de grasas: | 1.213,33 | 1.400,82 | kg/dia |
| Densidad estimada de las grasas | 0,8 | 0,8 | $Ton/m^3$ |
| Volumen de grasas estimado: | 1.516,67 | 1.751,03 | l/dia |

| **ALIVIADERO** | $m^3/h$ | m3/h | | $m^3/s$ |
|---|---|---|---|---|
| Q máximo de salida de pretratamiento | 1.213,33 | 895,67 | | 0,34 |
| Q punta a tratamiento biológico | 728,00 | 537,40 | | 0,20 |
| Caudal a aliviar | 485,33 | 358,27 | | 0,13 |
| Longitud del aliviadero | 1,00 | 1,00 | m | |
| $h = Q^2/(0,41^2*L^2*2*9,81)^{1/3}$ | | | | |
| Altura de lámina de agua en el vertedero | | | | |
| * aliviando el exceso de caudal | 0,18 | 0,18 | m | |
| * aliviando la totalidad del caudal | 0,33 | 0,33 | m | |

## DATOS BASICOS DE PARTIDA

| CAUDALES | | DISEÑO | REAL | |
|---|---|---|---|---|
| Caudal diario | | 7.280,00 | 5.374,00 | m3/día |
| Caudal medio | | 303,33 | 223,92 | m3/h |
| | equivalente a | 0,08 | 0,06 | m3/s |
| Caudal punta | | 728,00 | 537,40 | m3/h |
| | equivalente a | 0,20 | 0,15 | m3/s |

**CONTAMINACION:-**

| | | | |
|---|---|---|---|
| **DBO5:** | | | |
| Peso diario | 3.640,00 | 4.202,47 | Kg/dia |
| Concentración promedio | 500,00 | 782,00 | mg/l |
| **SST:** | | | |
| Peso diario | 2.912,00 | 2.633,26 | Kg/día |
| Concentración promedio | 400,00 | 490,00 | mg/l |
| **N-NTK:** | | | |
| Peso diario | 436,80 | 462,16 | Kg/día |
| Concentración promedio | 60,00 | 86,00 | mg/l |
| **P-PT:** | | | |
| Peso diario | 72,80 | 85,98 | Kg/día |
| Concentración promedio | 10,00 | 16,00 | mg/l |

**RESULTADOS A OBTENER :-**

| | | | | |
|---|---|---|---|---|
| DBO5 | < | 275,00 | 430,10 | mg/l |
| SST | < | 140,00 | 171,50 | mg/l |
| Rendimiento neto de la DBO5 | | 0,45 | 0,45 | % |
| Factor del rendimiento | | 0,45 | 0,45 | |

## TRATAMIENTO FISICO-QUIMICO

| | | | |
|---|---|---|---|
| **REACTORES** | 2,00 | 2,00 | Uds |
| Caudal punta | 728,00 | 537,40 | m3/h |
| | | | |
| **Mezcla Rápida:** | | | |
| Capacidad necesaria | 4.416,53 | 2.406,66 | m3 |
| Características del reactor: | | | |
| * longitud | 1,40 | 1,40 | m |
| * anchura | 1,00 | 1,00 | m |
| * altura útil | 2,00 | 2,00 | m |
| * altura total | 2,50 | 2,50 | m |
| * capacidad útil real | 2,80 | 2,80 | m3 |
| Capacidad util real total | 5,60 | 5,60 | m3 |
| Tiempo de retención real a qmedio | 1,11 | 1,50 | minuto |
| Potencia específica de mezcla | 250,00 | 250,00 | W/m3 |
| Potencia nominal necesaria | 700,00 | 700,00 | W |
| Potencia unitaria a instalar | 350,00 | 350,00 | KW |
| Potencia unitaria instalada | 500,00 | 500,00 | |
| | | | |
| **Floculación:** | | | |
| | | | |
| Tiempo de residencia previsto a Qp | 15,00 | 15,00 | minuto |
| Capacidad necesaria | 75,83 | 55,98 | m3 |
| Características del reactor: | | | |
| * longitud | 3,00 | 3,00 | m |
| * anchura | 3,00 | 3,00 | m |
| * altura útil | 4,37 | 4,37 | m |
| * altura total | 4,87 | 4,87 | m |
| * capacidad útil real | 39,33 | 39,33 | m3 |
| Capacidad util real total | 78,66 | 78,66 | m3 |
| Tiempo de retención real a qmedio | 15,56 | 21,08 | minuto |
| Potencia específica de mezcla | 15,00 | 15,00 | W/m3 |
| Potencia nominal necesaria | 589,95 | 589,95 | W |
| Potencia unitaria a instalar | 294,98 | 294,98 | KW |
| Potencia unitaria instalada | 500,00 | 500,00 | |

## REACTIVOS

### COAGULANTE

| | | | | |
|---|---|---|---|---|
| Producto a emplear | cloruro férrico | | | |
| Forma física | solución prepreparada al 40% p/p | | | |
| Forma de presentación | bidones, contenedores o cisternas | | | |
| Concentración de la solución | | 40,00 | 40,00 | % p/p |
| | equivalente a | 560,00 | 560,00 | g/l |
| Dosis media prevista | | 0,00 | 0,00 | mg/l |
| | equivalente a | 0,00 | 0,00 | g/m3 |
| Dosificación horaria del reactivo a caudal medio | | 0,00 | 0,00 | l/h |
| Dosificación horaria máxima del reactivo | | 0,00 | 0,00 | l/h |
| Nº de bombas dosificadoras (1 + 1R) | | 2,00 | 2,00 | Ud |
| Tipo | | | pistón membrana | |
| Caudal unitario, regulable hasta | | 50,00 | 50,00 | l/h |
| Materiales de construcción | | | PVC y teflón | |
| Funcionamiento de la bomba dosificadora | | | automático | |
| Controles | | | ΔQ x frecuencia eléctrica de la dosabomba | |
| Consumo diario máximo de la solución | | 0,00 | 0,00 | l/día |
| Consumo quincenal máximo de la solución | | 0,00 | 0,00 | litros |
| Nº depósitos almacenamiento de solución | | 1,00 | 1,00 | Ud |
| Capacidad útil unitaria | | 0,00 | 0,00 | litros |
| Capacidad adoptada | | 20,00 | 20,00 | m3 |
| Materiales de construcción | | | PRFV | |
| Nº bombas de carga de la solución | | 1,00 | 1,00 | Ud |
| Tipo | | | horizontal, rodete abierto | |
| Caudal unitario | | 15,00 | 15,00 | m3/h |
| Presión de trabajo | | 6,00 | 6,00 | mca |
| Materiales de construcción | | | polipropileno | |

**AJUSTE DE pH**

| | | | | |
|---|---|---|---|---|
| Producto a emplear | hidróxido cálcico | | | |
| Forma física | en polvo | | solución prepreparada al 50% p/p | |
| Forma de presentación | tolva | | | |
| Dosis media prevista | | 0,00 | 0,00 | mg/l |
| Dosificación horaria del reactivo a caudal medio | | 0,00 | 0,00 | Kg/h |
| Dosificación horaria máxima del reactivo | | 0,00 | 0,00 | Kg/h |
| Consumo diario | | 0,00 | 0,00 | kg/dia |
| Consumo quincenal | | 0,00 | 0,00 | kg |
| N° de silos | | 1,00 | 1,00 | ud |
| Capacidad útil | | 20.000,00 | 20.000,00 | Kg |

**FLOCULANTE**

| | | | | |
|---|---|---|---|---|
| Producto a emplear | polielectrolito aniónico | | | |
| Forma física | sólido granulado | | | |
| Forma de presentación | sacos o bidones plásticos de 25 Kg. | | | |
| Concentración de la solución a preparar | | 0,20 | 0,20 | % p/v |
| | equivalente a | 2,00 | 2,00 | g/l |
| Dosis media prevista | | 0,00 | 0,00 | mg/l |
| Dosificación horaria del reactivo a caudal medio | | 0,00 | 0,00 | l/h |
| Dosificación horaria máxima del reactivo | | 0,00 | 0,00 | l/h |
| Consumo diario de la solución | | 0,00 | 0,00 | l/día |

Preparación automática, capacidad total de la unidad preparativa 1.000,00 litros

**DECANTADOR PRIMARIO**

| | | | |
|---|---|---|---|
| Nº de unidades | 2,00 | 2,00 | uds |
| Caudal punta | 728,00 | 537,40 | m3/h |
| | | | |
| Carga hidráulica superficial máxima | 2,00 | 2,00 | m/h |
| Superficie horizontal mínima necesaria | 182,00 | 134,35 | m2 |
| | | | |
| Diámetro de cálculo | 15,22 | 13,08 | m |
| Diámetro adoptado | 16,00 | 16,00 | m |

**DIMENSIONES DEL DECANTADOR**

| | | | |
|---|---|---|---|
| Nº de decantadores | 2,00 | 2,00 | Ud |
| Forma del decantador | circular | | |
| Tipo | flujo radial ascendente | | |
| Barrido de fangos sedimentados a la poceta central | puente giratorio/rasquetas inferiores | | |
| Barrido de flotantes a la tolva de recogida perimetral | rasqueta superficial | | |
| | | | |
| Diámetro | 16,00 | 16,00 | m |
| Calado perimetral | 3,00 | 3,00 | m |
| Altura perimetral total | 3,50 | 3,50 | m |
| | | | |
| Superficie unitaria | 201,06 | 201,06 | m2 |
| Superficie total | 402,12 | 402,12 | m2 |
| | | | |
| Capacidad unitaria | 603,00 | 603,00 | m3 |
| Capacidad total | 1.206,00 | 1.206,00 | m3 |
| | | | |
| Carga hidráulica a Qmed | 0,75 | 0,56 | m3/m2/h |
| Carga hidráulica a Qpunta | 1,81 | 1,34 | m3/m2/h |
| | | | |
| Caudal unitario por metro lineal de vertedero a Qm | 3,02 | 2,23 | m3/mL/h |
| Caudal unitario por metro lineal de vertedero a Qp | 14,48 | 10,69 | m3/mL/h |
| | | | |
| Tiempo de retención a Qmed | 3,98 | 5,39 | horas |
| Tiempo de retencióna Qpunta | 1,66 | 2,24 | horas |
| | | | |
| Diámetro de la campana central de distribución | 3,20 | 3,20 | m |
| | | | |
| Pendiente del fondo, aproximado | 10,00 | 10,00 | % |

Manejo de Espumas y Flotantes

| | | |
|---|---|---|
| Recogida | tolva en pantalla deflectora perimetral | |
| Salida de espumas y flotantes de la tolva | intermitente, automática | |
| Mecanismo de salida | válvula de manguito elástico neumático | |
| Diámetro | 100,00 | mm |
| Destino inicial | pozo de bombeo de drenajes y vaciados | |
| Destino final | cabecera de la planta | |

## RENDIMIENTOS DE DECANTACION PRIMARIA (SIN FISICO-QUIMICO)

| | | |
|---|---|---|
| **DBO5:** | | |
| Peso diario de entrada | 3.640,00 | 4.202,47 Kg/dia |
| Rendimiento en decantación 1ª | 0,25 | 0,25 |
| Peso diario retenido | 910,00 | 1.050,62 Kg/día |
| Peso diario a biológico | 2.730,00 | 3.151,85 Kg/h |
| Concentración a biológico | 375,00 | 586,50 mg/l |
| **MES** | | |
| Peso diario de entrada | 2.912,00 | 2.633,26 Kg/dia |
| Rendimiento en decantación | 0,65 | 0,65 |
| Peso diario retenido | 1.892,80 | 1.711,62 Kg/día |
| Peso diario a biológico | 1.019,20 | 921,64 Kg/h |
| Concentración a biológico | 189,65 | 171,50 mg/l |
| Concentración del fango decantado | 15,00 | 15,00 kg/m3 |
| Volumen de fangos a purgar | 126,19 | 114,11 m3/d |
| Lugar de envio | Espesamiento por gravedad | |
| **DQO** | | |
| Peso diario de entrada | 7.280,00 | 7.271,02 Kg/dia |
| Rendimiento en decantación | 0,25 | 0,25 |
| Peso diario retenido | 1.820,00 | 1.817,76 Kg/día |
| Peso diario a biológico | 5.460,00 | 5.453,27 Kg/h |
| Concentración a biológico | 1.016,00 | 1.014,75 mg/l |
| **N-NTK:** | | |
| Peso diario de entrada | 436,80 | 462,16 Kg/día |
| Rendimiento en decantación | 0,10 | 0,10 |
| Peso diario retenido | 43,68 | 46,22 Kg/día |
| Peso diario a biológico | 393,12 | 415,95 Kg/h |
| Concentración a biológico | 73,15 | 77,40 mg/l |
| **Fósforo** | | |
| Peso diario de entrada | 72,80 | 85,98 Kg/día |
| Rendimiento en decantación | 0,10 | 0,10 |
| Peso diario retenido | 7,28 | 8,60 Kg/día |
| Peso diario a biológico | 65,52 | 77,39 Kg/h |
| Concentración a biológico | 12,19 | 14,40 mg/l |

# PRODUCCION DE FANGOS

**Fangos Propios:**

| | | | |
|---|---|---|---|
| Peso diario inicial de sólidos suspendidos | 2.912,00 | 2.633,26 | Kg/día |
| Concentración promedio inicial de sólidos suspendidos | 400,00 | 490,00 | mg/l |
| Peso diario final de sólidos suspendidos | 1.019,20 | 921,64 | Kg/día |
| Concentración promedio final de sólidos suspendidos | 189,65 | 171,50 | mg/l |
| Peso diario de sólidos suspendidos eliminados | 1.892,80 | 1.711,62 | Kg/día |

**Fangos Químicos:**

Base química $Cl3.Fe + 3(OH.Na) = (OH)3.Fe \downarrow + 3(Cl.Na)$

| | | | | |
|---|---|---|---|---|
| de los pesos atómicos | {(3 x 35,5)+56} | producen | {(3 x 17) + 56} | de sólidos químicos |
| = | 162,50 | producen | 107,00 | sólidos químicos |
| luego, cada gramo de cloruro férrico añadido producen | 0,66 | | 0,66 | gramos de fangos |
| Producción diario de fangos químicos | 0,00 | | 0,00 | kg/día |

**Producción Diario de Fangos:**

| | | | |
|---|---|---|---|
| Producción diaria de fangos propios | 1.892,80 | 1.711,62 | Kg MS/dia |
| Producción diaria de fangos químicos | 0,00 | 0,00 | Kg MS/día |
| Producción diario total de fangos | 1.892,80 | 1.711,62 | Kg MS/día |
| Concentración del fangos sedimentado | 10.000,00 | 10.000,00 | gr/m3 |
| Volumen de la producción diario de fangos | 189,28 | 171,16 | m3/día |

**BOMBEOS DE FANGOS PRIMARIOS**

| | | | | |
|---|---|---|---|---|
| Volumen de fangos a purgar | | 189,28 | 171,16 | $m^3$/dia |
| Lugar de envio | Espesamiento por gravedad | | | |
| Forma de envio | Bombeo | | | |
| Tipo de bomba | Centrífuga sumergible | | | |
| Tiempo de purga | | 12,00 | 12,00 | h/d |
| N° de bombas en servicio | | 1,00 | 1,00 | ud |
| N° de bombas de reserva | | 1,00 | 1,00 | ud |
| N° de bombas instaladas | | 2,00 | 2,00 | ud |
| Caudal de purga teórico | | 15,77 | 14,26 | $m^3$/h |
| Caudal mínimo de la bomba | | 15,77 | 14,26 | $m^3$/h |
| Caudal de la bomba adoptado | | **24,00** | **24,00** | **$m^3$/h** |
| Altura manométrica | | 10,00 | 10,00 | mca |
| Sistema de control | Temporizado-programado | | | |

**TRATAMIENTO BIOLOGICO**

| | **DISEÑO** | **REAL** | |
|---|---|---|---|
| **POBLACION** | 60.667 | 70.041 | Habitantes |
| CAUDALES | | | |
| Caudal diario | 7.280,00 | 5.374,00 | $m^3$/dia |
| Caudal promedio | 303,33 | 223,92 | $m^3$/h |
| Caudal punta | 728,00 | 537,40 | $m^3$/h |
| **CARACTERISTICAS DEL VERTIDO** | | | |
| **DBO5** | | | |
| Carga diaria de entrada | 2.730,00 | 3.151,85 | kg/dia |
| Concentración de entrada | 375,00 | 586,50 | mg/l |
| Carga diaria máxima de salida | 182,00 | 134,35 | kg/dia |
| Concentración máxima de salida | 25,00 | 25,00 | mg/l |
| Carga diaria eliminada | 2.548,00 | 3.017,50 | kg/dia |
| Rendimiento mínimo exigido | 0,93 | 0,96 | |
| Rendimiento mínimo porcentual exigido | 93% | 96% | |
| **SS** | | | |
| Carga diaria de entrada | 1.380,68 | 921,64 | kg/dia |
| Concentración de entrada | 189,65 | 171,50 | mg/l |
| Carga diaria máxima de salida | 254,80 | 188,09 | kg/dia |
| Concentración máxima de salida | 35,00 | 35,00 | mg/l |
| Carga diaria eliminada | 2.657,20 | 2.445,17 | kg/dia |
| **DQO** | | | |
| Carga diaria de entrada | 7.396,50 | 5.453,27 | kg/dia |
| Concentración de entrada | 1.016,00 | 1.014,75 | mg/l |
| Carga diaria máxima de salida S/P.B. | 910,00 | 671,75 | kg/dia |
| Concentración máxima de salida S/P.B. | 125,00 | 125,00 | mg/l |
| Carga diaria eliminada | 6.486,50 | 4.781,52 | kg/dia |
| **NTK** | | | |
| Carga diaria de entrada | 532,55 | 415,95 | kg/dia |
| Concentración de entrada estimada | 73,15 | 77,40 | mg/l |
| Carga diaria máxima de salida | 109,20 | 80,61 | kg/dia |
| Concentración máxima de salida | 15,00 | 15,00 | mg/l |
| Carga diaria eliminada | 327,60 | 381,55 | kg/dia |
| **P** | | | |
| Carga diaria de entrada | 88,76 | 77,39 | kg/dia |
| Concentración de entrada estimada | 12,19 | 14,40 | mg/l |
| Carga diaria máxima de salida | 14,56 | 10,75 | kg/dia |
| Concentración máxima de salida | 2,00 | 2,00 | mg/l |
| Carga diaria eliminada | 58,24 | 75,24 | kg/dia |
| **pH** | entre | entre | 6 Y 9 |
| **Temperatura de cálculo** | 12,00 | 12,00 | °C |

## TRATAMIENTO BIOLOGICO

El sistema de tratamiento biológico previsto es por Fangos Activados, mediante **Aireación prolongada** incluyendo **Nitrificación - Desnitrificación Y eliminación de fósforo**

| | | | |
|---|---|---|---|
| Tipo de reactor | Canal | | |
| Sistema de aireación | Soplante y difusores | | |
| Sistema de recirculación interna | Recirculadores de corriente | | |
| Nº de reactores | 2,00 | 2,00 | Uds |

## CRITERIOS DE DISEÑO

| | | | |
|---|---|---|---|
| Tª de diseño | 12,00 | 12,00 | °C |
| Carga másica < | 0,10 | 0,10 | $kgDBO_5/kgMLSS/d$ |
| Concentración de sólidos MLSS ≤ | 4.000,00 | 4.000,00 | mg/l |
| Tiempo de retención hidraúlico a Qmedio ≥ | 24,00 | 24,00 | h |

## ZONA ANOXICA Y EDAD DEL FANGO

Los fangos biológicos en exceso se consideran estabilizados cuando aireados durante 5 dias a una temperatura de 20 °C pierden menos del 10% de su peso.
La siguiente tabla, basada en la experiencia indica la edad mínima del fango necesaria para obtener dicha estabilidad, en función de la temperatura del licor mezcla (MLSS) en el reactor biológico.

| TEMPERATURA (ºC) | EDAD DEL FANGO (dias) |
|---|---|
| 5,00 | >35 |
| 10,00 | 20,00 |
| **12,00** | **17,00** |
| 13,00 | 15,50 |
| 14,00 | 14,80 |
| 15,00 | 14,00 |
| 16,00 | 13,00 |
| 18,00 | 12,00 |
| 20,00 | 10,00 |
| 22,00 | 8,00 |

La posibilidad de que se produzca nitrificación depende de la temperatura T (°C) y de la edad de fangos Ef (días), siendo la ecuación que relaciona estos parámetros para que dicha nitrifición, que debe considerarse completa, dada la pequeña variación de temperatura que es necesaria para pasar de una nitrificación parcial a una total, ocurra según Van Haandel, Döld y Marais, de la Universidad de Cape Town (Sudáfrica), la siguiente relación.

$$(1 - fx) = S \times (bnT + 1/Ef) / unmT$$

| | | | |
|---|---|---|---|
| siendo | | | |
| fx = Fracción de los MLSS existentes en la zona anóxica | 0,25 | 0,25 | |
| S = Fator de seguridad. Oscila entre 1 y 1,5 | 1,25 | 1,25 | |
| T = Temperatura (°C) a partir de la cual deben cumplirse los rendimientos exigidos en el Pliego de Bases. | 12,00 | 12,00 | |
| bnT = Factor para organismos eterótrofos | | | |
| $bnT = 0,04 \times 1,029^{T-20}$ (1/dias) | 0,03 | 0,03 | |
| Ef = Edad del fango mínima (dias) | | | |
| unmT = Factor de crecimiento de bacterias nitrificantes | | | |
| $unmT = u20 \times 1,123^{T-20}$ | 0,18 | 0,18 | |
| u20 = sus valores oscilan entre 0,4 en condiciones desfaborables y 0,5 en condiciones normales | 0,45 | 0,45 | |
| Edad del fango mínima | 9,33 | 9,33 | dias |
| Edad del fango adoptada para cálculo | 17,00 | 17,00 | dias |

La edad del fango, Ef, se define tambien por la fórmula :

$Ef = 1/ ( 1,2 . Cm^{1,23} + 0,5(B-0,6) . Cm ) R/100$

En donde :

Cm = Carga másica = Kg DBO5/Kg MLSS/dia

B = SS/DBO5 en entrada al reactor biológico

| | | | |
|---|---|---|---|
| En nuestro caso B = | 0,51 | 0,29 | |
| Resolviendo la fórmula obtenemos Cm = | 0,096 | 0,109 | kg/d/kg |

**COMPROBACION DE LA CALIDAD DEL EFLUENTE**

La concentración de la DBO5 del efluente se debe en parte a una componente soluble y en parte a los sólidos suspendidos de dicho efluente.

| | | | |
|---|---|---|---|
| D-So = DBO5-En/(1+(Km.DBO5-En))/(M.Cm.1,000) | 1,42 | 1,60 | mg/l |
| En donde | | | |
| Tª | 10,00 | 10,00 | 20,00 |
| Km | 180,00 | 180,00 | 360,00 |
| DBO5-En (DBO5 de entrada en el reactor) = | 375,00 | 586,50 | mg/l |
| Km (Constante) = | 270,00 | 270,00 | $dias^{-1}$ |
| M (Concentración de MLSS) | 4,00 | 4,00 | $kg/m^3$ |
| Cm ( Carga másica) | 0,096 | 0,109 | kg/d/kg |
| DBO5 de los sólidos del efluente decantado =SS efluente x f(Cm) | 8,69 | 9,22 | mg/l |
| SS en el efluente decantado | 35,00 | 35,00 | mg/l |
| f(CM) : Factor de carga $=0,8*Cm^{1/2}$ | 0,25 | 0,26 | |
| **Concentración total teórica de DBO5 en el efluente =** | **10,12** | **10,83** | **mg/l** |
| **Rendimiento teórico obtenido =** | **97%** | **98%** | |

## VOLUMEN DEL REACTOR

| | | | | |
|---|---|---|---|---|
| Volumen del reactor MINIMO NECESARIO V = DBO5/( M x Cm) = | | 7.077,81 | 7.261,45 | $m^3$ |
| | M = | 4,00 | 4,00 | $kg/m^3$ |
| | Cm = | 0,096 | 0,109 | kg/d/kg |
| Proporción de la zona anóxica adoptada | | 0,25 | 0,25 | |
| Volumen de la zona anóxica | | 1.769,45 | 1.815,36 | $m^3$ |
| N° de reactores | | 2,00 | 2,00 | Uds |
| Volumen unitario | | 3.538,91 | 3.630,73 | $m^3$ |
| Volumen unitario de la zona anóxica = | | 884,73 | 907,68 | $m^3$ |
| Altura de agua adoptada | | 5,00 | 5,00 | m |
| Altura de resguardo adoptada | | 0,50 | 0,50 | m |
| Altura total adoptada | | 5,50 | 5,50 | m |

## CARACTERISTICAS DEL REACTOR ADOPTADO

| | | | |
|---|---|---|---|
| N° de reactores | **2,00** | **2,00** | **ud** |
| Tipo | **Canal** | **Canal** | |
| Longitud recta | **41,50** | **41,50** | **m** |
| Longitud total | **61,50** | **61,50** | m |
| Ancho de canal | **10,00** | **10,00** | **m** |
| Altura de lámina de agua | **5,00** | **5,00** | **m** |
| Altura de resguardo | **0,50** | **0,50** | **m** |
| Altura total | **5,50** | **5,50** | **m** |
| Volumen unitario | **5.720,00** | **5.720,00** | **$m^3$** |
| Volumen total | **11.440,00** | **11.440,00** | **$m^3$** |
| **Tiempo de retención a Qmedio (SIN RECIRCULACION)** | **37,71** | **51,09** | **h** |
| **Tiempo de retención a Qpunta (SIN RECIRCULACION)** | **15,71** | **21,29** | **h** |
| ***CARGA MASICA REAL (kg DBO5/Kg MLSS)*** | ***0,060*** | ***0,069*** | ***kg/d/kg*** |
| ***CONCENTRACION DEL LICOR MEZCLA*** | ***4,00*** | ***4,00*** | ***kg/$m^3$*** |

## FANGOS EN EXCESO

| | | | |
|---|---|---|---|
| Según HUISKEN Peso diario de fangos en exceso Fe = | $1,2 \times Cm^{0,23}$ x DBO5 eliminada | | |
| DBO5eliminada = | 2.548,00 | 3.017,50 | kg/dia |
| $Cm^{0,23}$ = | 0,52 | 0,54 | |
| $1,2 \times Cm^{0,23}$ = | 0,63 | 0,65 | |
| Peso teórico diario de fangos en exceso = | 1.598,77 | 1.956,98 | Kg/dia |
| Conversión de DBO5 en fangos en exceso = | 0,63 | 0,65 | |
| Por seguridad adoptamos | 0,80 | 0,80 | |
| Peso de fangos en exceso adoptado | 2.038,40 | 2.414,00 | kg/dia |
| Concentración media prevista de los fangos extraidos | 8,00 | 8,00 | $kg/m^3$ |
| Volumen de fangos a eliminar | 254,80 | 301,75 | $m^3/d$ |
| Edad del fango real | 22,45 | 18,96 | dias |

## NITRIFICACION - DESNITRIFICACION

La máxima concentración de nitrógeno cono nitrato que podría desnitrificarse en la zona anóxica prevista, viene dada por la expresión

$Dc = Sbi * (fbs * (1-P*Y)/2,86 + Y *E*K2*Fx/(1+bHT*E))$

| | Siendo: | | |
|---|---|---|---|
| Sbi =Concentr. DQO biodegradable en afluente | 914,40 | 913,28 | mg/l |
| fbs =Relación DQO rap-biod y DQO biodegrad. | | | |
| 0,33 para agua decantada 0,24 no decant. | 0,33 | 0,33 | |
| P =Relación DQO/VSS de la masa de fangos | 1,50 | 1,50 | mg DQO/mg VS |
| Y =Coef. crecimiento bacterias heterótrofas | 0,45 | 0,45 | mg VSS/mg DQO |
| E =Edad del fango biológico | 17,00 | 17,00 | días |
| K2 =Coeficiente de desnitrificación = | | | |
| $0,1*1,08^{T-20}$ | 0,08 | 0,08 | $N\text{-}NO_3H/mgVA$ |
| Fx =Fracción de los MLSS en zona anóxica | 0,25 | 0,25 | |
| bhT =Coef. decrecimiento bacterias heterótrofas | | | |
| $0,24*1,029^{T-20}$ | 0,19 | 0,19 | l/día |
| T =Temp. (°C) del proceso de nitrificación | 12,00 | 12,00 | °C |
| **Dc (1)** | **67,06** | **66,98** | **mg/l** |
| | 488,18 | 359,92 | kg/dia |

La concentración de nitrógeno amoniacal que no se nitrifica viene dada por la expresión
$Na = (Knt * (bnT + 1/E))/(unmT*(1-fx)-(bnt+1/E))$

| Siendo | | | |
|---|---|---|---|
| Knt =Coeficiente de saturación para la nitrifiación | | | |
| $1,123^{T-20}$ | 0,40 | 0,40 | mg $N\text{-}NH_3$/l |
| bnT =Coeficiente decrecimiento de las bacterias nitrificantes para respiración endógena | | | |
| $0,04*1,029^{T-20}$ | 0,03 | 0,03 | l/día |
| Ef =Edad del fango | 17,00 | 17,00 | días |
| unmT =factor crecimiento bacterias nitrificantes | | | |
| $u20 * 1,123^{T-20}$ | 0,18 | 0,18 | l/dia |
| Tomando u20 = | 0,45 | 0,45 | l/dia |
| fx =fracción de los MLSS en zona anóxica | 0,25 | 0,25 | |
| T °C del proceso de nitrificación | 12,00 | 12,00 | |
| Na (mg $N\text{-}NH_3$/l) | 0,84 | 0,84 | mg/l |
| | 6,10 | 4,50 | kg/dia |

Por otra parte, el Nitrógeno en el agua residual puede fraccionarse de la siguiente manera :

| | | | |
|---|---|---|---|
| Concentración total de NTK de entrada | 73,15 | 77,40 | mg/l |
| **(a)** N orgánico insoluble (decantable) = 10% | 7,32 | 7,74 | mg/l |
| **(b)** N orgánico soluble no biodegradable = 2% | 1,46 | 1,55 | mg/l |
| **(c)** N orgánico soluble biodegradable = 2% | 1,46 | 1,55 | mg/l |

N3 = Cantidad asimilada por los fangos biológicos y eliminada con los fangos en exceso. Depende de la edad del fango y oscila entre 8,6 y 2,9 g/100 gDBO5 eliminada. Adoptamos :

| Ef | Ne |
|---|---|
| 6,00 | 5,80 |
| 10,00 | 5,10 |
| 15,00 | 4,60 |
| 20,00 | 4,30 |
| 22,00 | 4,10 |

| | | | |
|---|---|---|---|
| N eliminado ( g N3/ 100 g DBO5) | 4,10 | 4,10 | $gN_3/100\ g\ DBO_5$ |
| En nuestro caso N3 eliminado | 104,47 | 123,72 | kg/dia |
| **(d)** | 14,35 | 23,02 | mg/l |
| Nitrógeno eliminado por Kg de sólidos en el efluente | 0,05 | 0,05 | kg/ Nelim/kg Fe |
| Concentración de los sólidos en el efluente | 35,00 | 35,00 | mg/l |
| **(e)** | 1,75 | 1,75 | mg/l |
| Nitrógeno eliminado con los sólidos en el efluente | 12,74 | 9,40 | kg/dia |
| N-NTK en el efluente = Na + b +c +e = | 5,51 | 5,68 | mg/l |
| = | 40,14 | 30,54 | kg/dia |
| N-NTK que puede oxidarse | | | |
| N-NTKox = NTK - a -b - c -d - Na | 47,72 | 42,70 | mg/l |
| | 347,42 | 229,50 | kg/dia |
| N-NTKox que es necesario desnitrificar para obtener en el efluente N Total < | 15,00 | 15,00 | mg/l |
| N-NO3+N-NO2 influente | 0,00 | 0,00 | mg/l |
| N-NTKox desnitrificado = N-NTKox-(N Total efluente-NTK efluente) + N-NO3+N-NO2 | 38,24 | 33,39 | mg/l |
| | 278,37 | 179,43 | kg/dia |

**Dado que las necesidades de desnitrificación son menores que las disponibilides se considera que la zona anóxica y la edad del fango adoptadas son correctas y adecuadas para la obtención de un efluente que cumple los requerimientos de Zona sensible. La desnitrificación obtenida será completa**

| | | | |
|---|---|---|---|
| **RECIRCULACION INTERNA** | | | |
| La necesidad de recirculación para desnitrificación es | | | |
| R Total = ( N-NTKox / N-NTK efl) - 1 | 218,15 | 184,70 | % |
| La recirculación se produce por los recirculadores de corriente | | | |
| **RECIRCULADORES DE CORRIENTE** | | | |
| Ancho de canal | 10,00 | 10,00 | m |
| Altura de agua | 5,00 | 5,00 | m |
| Volumen del tanque | 5.720,00 | 5.720,00 | $m^3$ |
| Concentración | 4,00 | 4,00 | $kg/m^3$ |
| Sección del canal | 50,00 | 50,00 | $m^2$ |
| Velocidad de flujo | 0,30 | 0,30 | m/seg |
| Potencia necesaria por tanque | 14,30 | 14,30 | CV |
| Nº de recirculadores por tanque | 2,00 | 2,00 | uds |
| Nº de recirculadores instalados | 4,00 | 4,00 | uds |
| Potencia unitaria necesaria | 5,26 | 5,26 | kW |
| Potencia unitaria adoptada | 4,50 | 4,50 | kW |
| Potencia instalada por tanque | 9,00 | 9,00 | kW |
| Potencia total instalada | 18,00 | 18,00 | kW |
| Potencia de mezcla obtenida | 1,57 | 1,57 | $W/m^3$ |
| **RECIRCULACION EXTERNA DE FANGOS** | | | |
| Caudal medio horario | 303,33 | 223,92 | $m^3/h$ |
| Caudal horario punta | 728,00 | 537,40 | $m^3/h$ |
| Recirculación de fangos | | | |
| Qr = Qm*C/(Cr-C) | 303,33 | 223,92 | $m^3/h$ |
| % R =Qr / Qm *100 | 100% | 100% | |
| % ADOPTADO | 150% | 150% | |
| Concentración del licor mezcla | 4,00 | 4,00 | $kg/m^3$ |
| Concentración del fango recirculado | 8,00 | 8,00 | $kg/m^3$ |
| Caudales de recirculación teóricos | 455,00 | 335,88 | $m^3/h$ |
| Nº de bombas de recirculación en servicio | 2,00 | 2,00 | uds |
| Nº de bombas de recirculación de reserva | 1,00 | 1,00 | uds |
| Nº de bombas de recirculación instaladas | 3,00 | 3,00 | uds |
| Caudales unitarios necesarios | 227,50 | 167,94 | $m^3/h$ |
| Caudales unitarios adoptados | **155,00** | **155,00** | **$m^3/h$** |
| Caudal máximo en servico | 310,00 | 310,00 | $m^3/h$ |
| Caudal máximo en reserva | 155,00 | 155,00 | $m^3/h$ |
| Caudal total disponible | 465,00 | 465,00 | $m^3/h$ |
| % de recirculación en servicio sobre Qmedio | 102% | 138% | |
| % de recirculación en reserva sobre Qmedio | 51% | 69% | |
| Tipo de bomba | Centrífuga sumergida | | |
| Caudal unitario | 155,00 | 155,00 | $m^3/h$ |
| Altura manométrica | 2,00 | 2,00 | mca |

## CALCULO DE LA AIREACION

Independientemente de la nitrificación, el peso de Oxigeno necesario para la reducción de la DBO5 es la suma de dos componentes:

O2 para la síntesis de las células bacterianas (O')

O2 para la respiración celular (endogénesis) (O")

**Oxigeno de síntesis**

O2 síntesis = a * P-DBO5 * R/100

siendo :

a = Coeficiente de necesidad de oxígeno para la síntesis de la materia orgánica disuelta, Kg de O2 por Kg de DBO que depende de la edad del fango y de la carga másica.

P-DBO5 = Peso de DBO5 que entra en el reactor

R = Rendimiento en eliminación de DBO previsto

| Cm | a |
|---|---|
| ≤ 0,05 | 0,66 |
| 0,10 | 0,65 |
| 0,15 | 0,63 |
| 0,20 | 0,59 |
| 0,25 | 0,57 |
| 0,30 | 0,56 |
| 0,40 | 0,53 |
| ≥ 0,5 | 0,50 |

| | | | |
|---|---|---|---|
| P-DBO5 = | 2.730,00 | 3.151,85 | kg/dia |
| R/100 = | 0,97 | 0,98 | |
| O2 síntesis = a * P-DBO5 * R/100 | 1.753,19 | 2.041,82 | kg/dia |

**Oxigeno para la respiración endógena**

O2 para la respiración de la masa celular =Kre*V*M

Siendo

Kre = Coeficiente de respiración endógena; Kg de O2 por Kg de MLSS y dependiente de Cm

V = Volumen del reactor

M = Concentración de la masa celular en el reactor

| Cm | Kre |
|---|---|
| 0,05 | 0,041 |
| 0,10 | 0,067 |
| 0,15 | 0,080 |
| 0,20 | 0,092 |
| 0,25 | 0,100 |
| 0,30 | 0,109 |
| 0,40 | 0,118 |
| 0,50 | 0,123 |
| 0,60 | 0,128 |
| 0,70 | 0,131 |
| 0,80 | 0,133 |
| 1,00 | 0,136 |

| | | | |
|---|---|---|---|
| V = | 11.440,00 | 11.440,00 | $m^3$ |
| M= | 4,00 | 4,00 | $kg/m^3$ |
| O2 para la respiración de la masa celular = | 2.059,20 | 2.516,80 | kg/dia |
| Necesidad MEDIA total de O2 | 3.812,39 | 4.558,62 | kg/dia |
| O2/Kg DBO5 eliminada | 1,50 | 1,51 | |
| O2/Kg DBO5 entrada | 1,40 | 1,45 | |

## OXIGENO PARA NITRIFICACION-DESNITRIFICACION

El Oxígeno necesario para la nitrificación y la desnitrificación es la diferencia entre dos componentes.
Componente 1°. Oxígeno necesario para la oxidación total del amoniaco y del nitrógeno orgánico. ON1
Componente 2°. Oxígeno recuperado por la desnitrificación de nitritos y nitratos a nitrógeno elemental. (gas). ON2

**Nitrificación**

ON1 = b * NTKox

| | | | |
|---|---|---|---|
| b = | 4,57 | 4,57 | kg $O_2$ / kg N-NTKox |
| NTKox = | 347,42 | 229,50 | kg/dia |
| ON1 = | 1.587,73 | 1.048,79 | kg $O_2$/dia |

**Desnitrificación**

ON2 = d * N-NO3 red.

| | | | |
|---|---|---|---|
| d = | 2,80 | 2,80 | kg $O_2$ / kg N-$NO_3$ red |
| N-NO3red = | 278,37 | 179,43 | kg/dia |
| ON2 = | 779,42 | 502,40 | kg $O_2$/dia |

BALANCE DE LAS NECESIDADES MEDIAS TEORICAS DIARIAS DE OXIGENO

| | | | |
|---|---|---|---|
| Sintesis | 1.753,19 | 2.041,82 | kg $O_2$/dia |
| Respiración endógena | 2.059,20 | 2.516,80 | kg $O_2$/dia |
| Nitrificación | 1.587,73 | 1.048,79 | kg $O_2$/dia |
| Desnitrificación | -779,42 | -502,40 | kg $O_2$/dia |
| TOTAL | 4.620,69 | 5.105,01 | kg $O_2$/dia |
| | 1,69 | 1,62 | |

BALANCE DE LAS NECESIDADES MEDIAS TEORICAS HORARIAS DE OXIGENO

| | | | |
|---|---|---|---|
| Sintesis | 73,05 | 85,08 | kg $O_2$/h |
| Respiración endógena | 85,80 | 104,87 | kg $O_2$/h |
| Nitrificación | 66,16 | 43,70 | kg $O_2$/h |
| Desnitrificación | -32,48 | -20,93 | kg $O_2$/h |
| TOTAL | 192,53 | 212,71 | kg $O_2$/h |

Cálculo de necesidades de O2 por puntas

| | | | |
|---|---|---|---|
| Punta de Caudal = | 2,40 | 2,40 | 1,08 |
| Punta de DBO5 teórica = | 1,50 | 1,50 | 0,83 |
| Punta de DBO5 efectiva =0,45 Pq + 0,55 Pc= | 1,91 | 1,91 | 1,91 |

BALANCE DE LAS NECESIDADES PUNTAS TEORICAS DIARIAS DE OXIGENO

| | | | |
|---|---|---|---|
| Sintesis | 3.339,82 | 3.889,67 | kg $O_2$/dia |
| Respiración endógena | 2.059,20 | 2.516,80 | kg $O_2$/dia |
| Nitrificación | 3.024,63 | 1.997,95 | kg $O_2$/dia |
| Desnitrificación | -1.484,80 | -957,08 | kg $O_2$/dia |
| TOTAL | 6.938,85 | 7.447,34 | kg $O_2$/dia |
| | 2,54 | 2,36 | |

BALANCE DE LAS NECESIDADES PUNTAS TEORICAS HORARIAS DE OXIGENO

| | | | |
|---|---|---|---|
| Sintesis | 139,16 | 162,07 | kg $O_2$/h |
| Respiración endógena | 85,80 | 104,87 | kg $O_2$/h |
| Nitrificación | 126,03 | 83,25 | kg $O_2$/h |
| Desnitrificación | -61,87 | -39,88 | kg $O_2$/h |
| TOTAL | 289,12 | 310,31 | kg $O_2$/h |

## CAPACIDAD DE OXIGENACION

El aporte específico de los sistemas de aireación se establece en condiciones standard de laboratorio, por lo que es necesario calcular la capacidad real de oxigenación requerida, **OC**

$$OC = OR * Cs10(Cs-Cl)^{-1} * (D10/DT)^{1/2} * (Po/Ph) * a^{-1}$$

siendo :

| | | | |
|---|---|---|---|
| Cs10 =Concentración de la saturación de oxígeno de agua pura a 10 °C = | 11,33 | 11,33 | mg/l |
| Cs = Concentración de la saturación de oxígeno en el reactor a la temperatura del licor mezcla; en nuestro caso T= | 12,00 | 12,00 | °C |
| Cs = b * Cst | | | |
| b = | 0,95 | 0,95 | |
| Cst = | 8,95 | 8,95 | |
| Cs = | 8,50 | 8,50 | |
| Cl = Concentración de O2 a mantener en el licor mezcla = | 2,00 | 2,00 | mg/l |
| $(Cs-Cl)^{-1}$ = | 0,15 | 0,15 | |
| D10 y DT = Coeficientes de difusión de O2 a 10°C y T de cálculo. | | | |
| $(D10/DT)^{1/2}$ = | 0,80 | 0,80 | |
| Po = Presión atmosférica al nivel del mar = | 760,00 | 760,00 | mm Hg |
| Ph = Presión atmosférica a la altura de la EDAR. 1 mm Hg menos por cada 11 m. de altura sobre el nivel del mar | | | |
| Altura de la EDAR | 600,00 | 600,00 | m |
| Ph = | 705,45 | 705,45 | mm Hg |
| Po/Ph = | 1,08 | 1,08 | |
| a = Coeficiente de intercambio entre MLSS y agua pura = | | | |
| para difusores; a = | 0,75 | 0,75 | |
| 1/a = | 1,33 | 1,33 | |
| OC = OR * | 2,00 | 2,00 | |
| OR / OC = | 0,50 | 0,50 | |
| Aplicando este cociente a las necesidades de O2 | | | 3,39 |
| Necesidad media teórica diaria | 9.251,88 | 10.221,62 | kg $O_2$/dia |
| Necesidad media teórica horaria | 385,50 | 425,90 | kg $O_2$/h |
| | | | 5,09 |
| Necesidad punta teórica diaria | 13.893,45 | 14.911,60 | kg $O_2$/dia |
| Necesidad punta teórica horaria | 578,89 | 621,32 | kg $O_2$/h |

**SISTEMA DE AIREACION**
CALCULO DE LOS DIFUSORES
Difusores de burbuja fina de membrana

El aire atmosférico contiene un 20,9% de Oxígeno en volumen (23,9% en peso. Su densidad es de 1,248 Kg/M3 a 10°C y a presión atmosférica.

| | | | |
|---|---|---|---|
| Peso de O2 / M3 de aire = | 0,30 | 0,30 | kg $O_2/m^3$ aire |

El rendimiento de los difusores de membrana de burbuja elegidos depende de la profundidad de sumergencia y del caudal de aire suministrado por difusor.

| | Q unitario | Q unitario | Rto en %/m. De profundi |
|---|---|---|---|
| $Nm^3/h$ | 2,00 | 2,00 | 5,90 |
| $Nm^3/h$ | 3,00 | 3,00 | 5,50 |
| $Nm^3/h$ | 4,00 | 4,00 | 5,10 |
| $Nm^3/h$ | 5,00 | 5,00 | 4,70 |
| Caudal unitario adoptado = | 4,00 | 4,00 | $Nm^3/h$ |
| Altura de agua del reactor = | 5,00 | 5,00 | m |
| Altura de agua sobre el difusor = | 4,75 | 4,75 | m |
| Rendimiento estimado = | 24,23 | 24,23 | % |
| ***Rendimiento adoptado =*** | ***24%*** | ***24%*** | |

NECESIDADES DE AIRE

| | | | |
|---|---|---|---|
| Media horaria = | 5.354,10 | 5.915,29 | $Nm^3/h$ |
| Punta horaria = | 8.040,19 | 8.629,40 | $Nm^3/h$ |

SOPLANTES

| | | | |
|---|---|---|---|
| **N° de soplantes en servicio =** | **2,00** | **2,00** | **Uds** |
| **N° de soplantes de reserva =** | **1,00** | **1,00** | **Uds** |
| **N° de soplantes instaladas =** | **3,00** | **3,00** | **Uds** |
| Caudal unitario necesario = | 4.020,10 | 4.314,70 | $Nm^3/h$ |
| Caudal unitario adoptado = | **3.600,00** | **3.600,00** | **$Nm^3/h$** |
| Caudal total en servicio = | 7.200,00 | 7.200,00 | $Nm^3/h$ |
| Caudal en reserva = | 3.600,00 | 3.600,00 | $Nm^3/h$ |
| Caudal total disponible = | 10.800,00 | 10.800,00 | $Nm^3/h$ |

DIFUSORES

| | | | |
|---|---|---|---|
| Caudal unitario estimado = | 6,00 | 6,00 | $Nm^3/h$ |
| N° de difusores necesarios = | 1.200,00 | 1.200,00 | Uds |
| **N° de difusores instalados =** | **1.200,00** | **1.200,00** | **Uds** |
| N° de difusores por reactor = | 600,00 | 600,00 | Uds |
| Caudal real unitario a Qpunta | 6,00 | 6,00 | $Nm^3/h$ |
| Caudal real unitario a Qmedio | 4,46 | 4,93 | $Nm^3/h$ |

| **DECANTACION SECUNDARIA** | | **DISEÑO** | **REAL** | |
|---|---|---|---|---|
| Nº de líneas | | 2,00 | 2,00 | ud |
| Caudal medio horario | | 303,33 | 223,92 | $m^3/h$ |
| Caudal punta horario | | 728,00 | 537,40 | $m^3/h$ |
| Caudal medio por decantador | | 151,67 | 111,96 | $m^3/h$ |
| Caudal punta por decantador | | 364,00 | 268,70 | $m^3/h$ |
| CALCULO SEGÚN LA NORMA ALEMANA ATV-A131 | | | | |
| DIAMETRO | | | | |
| qSV = | carga volumértrica de fangos | 450,00 | 450,00 | $l/m^2/h$ |
| SVI = | indice volumétrico de fangos | 150,00 | 125,00 | ml/gr |
| M = | concentración en el reactor | 4,00 | 4,00 | mg/l |
| CSV = M x SVI | volumen comparativo de fangos | 600,00 | 500,00 | $l/m^3$ |
| qA = qSV / CSV = | carga hidraulica | 0,75 | 0,90 | $m^3/m^2/h$ |
| RV = | relación de recirculación | 1,02 | 1,38 | |
| DSRS = | concentración de fangos recirculados | 8,00 | 8,00 | g/l |
| DSTF = | concentración de fangos en el fondo decantador | 8,89 | 8,89 | g/l |
| tE = (DSTF x SVI /1000)^3 = | tiempo de estancia | 2,37 | 1,37 | h |
| C = 300 tE + 500 = | Concentración Empírica | 1.211,11 | 911,52 | $l/m^3$ |
| S = Qp / qA | Superficie unitaria mínima necesaria | 485,33 | 298,56 | $m^2$ |
| Di = | Diámetro estricto unitario | 24,86 | 19,50 | m |
| Nº de decantadores | | 2,00 | 2,00 | ud |
| Diámetro adoptado | | 20,00 | 20,00 | m |
| Superficie unitaria real adoptada | | 314,00 | 314,00 | $m^2$ |
| Carga hidraulica real a caudal medio | | 0,48 | 0,36 | $m^3/m^2/h$ |
| Carga hidraulica real a caudal punta | | 1,16 | 0,86 | $m^3/m^2/h$ |
| ALTURA | | | | |
| El calado del decantador a 1/3 del centro es la suma de las siguientes alturas | | | | |
| h1 = | valor constante | 0,50 | 0,50 | m |
| h2 = altura de la zona de separación de sólidos | | | | |
| h2 = 0,5qA(1+RV)/(1-CSV/1000) | | 2,93 | 2,04 | m |
| h3 = altura de seguridad por lluvias | | | | |
| h3 = 0,45qSV(1+RV)/500 | | 0,82 | 0,97 | m |
| h4 = | altura de la zona de espesamiento | | | |
| H4 = qSV x te x (1+RV) / C | | 1,78 | 1,61 | m |
| Con estos valores obtenemos | HT = | 6,03 | 5,12 | |
| Teniendo en cuenta que existe un aliviadero de pluviales no consideramos h3 | | | | |
| | HT = | 5,21 | 4,16 | m |
| En vertical de vertedero con pendiente en el fondo de un 10% | | | | |
| $H_{ver}$ | | 4,88 | 3,82 | |

| | | | | |
|---|---|---|---|---|
| **Unidades instaladas** | | **2,00** | **2,00** | **Ud** |
| **Diámetro adoptado** | | **20,00** | **20,00** | **m** |
| **Altura bajo vertedero adoptada** | | **3,60** | **3,60** | **m** |
| Tipo de decantador | | Rasquetas | Rasquetas | |
| Superficie unitaria | | 314,00 | 314,00 | $m^2$ |
| Volumen unitario por decantador | | 1.235,07 | 1.235,07 | $m^3$ |
| Longitud vertedero | | 62,83 | 62,83 | m |
| Velocidad ascensional real a caudal medio | | 0,48 | 0,36 | m/h |
| Velocidad ascensional real a caudal máximo | | 1,16 | 0,86 | m/h |
| Tiempo de retención a caudal medio | | 8,14 | 11,03 | h |
| Tiempo de retención a caudal medio necesario | | > 3,5 | > 3,5 | h |
| Carga sólidos por unidad de superficie a caudal medio | | 1,93 | 1,43 | $kg/m^2/h$ |
| Carga s. por unid. de superficie nec. a caudal medio exigida | | <2 | <2 | $kg/m^2/h$ |
| Carga sólidos por unidad de superficie a caudal punta | | 4,64 | 3,42 | $kg/m^2/h$ |
| Carga sólidos por unidad de superficie a caudal punta exigida | | < 4 | < 4 | $kg/m^2/h$ |
| Carga sobre vertedero a caudal medio | < 5 | 2,42 | 1,78 | $m^3/ml\ h$ |
| Carga sobre vertedero a caudal punta | < 10 | 5,80 | 4,28 | $m^3/ml\ h$ |

BOMBEO DE ESPUMAS Y FLOTANTES

| | | | |
|---|---|---|---|
| Sistema de barrido | Barredor superficial adosado al puente del dec. | | |
| Sistema de recogida | Tolva | | |
| Sistema de evacuación | A concentrador de grasas | | |
| Tipo de bomba | Centrifuga sumergible | | |
| Nº de bombas en servicio | 1,00 | 1,00 | ud |
| Nº de bombas de reserva | 1,00 | 1,00 | ud |
| Nº de bombas instaladas | 2,00 | 2,00 | uds |
| Caudal unitario | 10,00 | 10,00 | $m^3/h$ |
| Altura manometrica | 10,00 | 10,00 | m.c.a. |
| Destino de las espumas y flotantes | Concentrador de grasas | | |

## TRATAMIENTO DE FANGOS

| BALANCE DE FANGOS EN EXCESO | DISEÑO | REAL | |
|---|---|---|---|
| **FANGOS PRIMARIOS** | | | |
| Producción diario total de fangos | 1.892,80 | 1.711,62 | Kg MS/día |
| Concentración del fangos sedimentado | 10.000,00 | 10.000,00 | gr/m3 |
| Volumen de la producción diario de fangos | 189,28 | 171,16 | m3/día |
| **BOMBEOS DE FANGOS PRIMARIOS** | | | |
| Tiempo de purga | 12,00 | 12,00 | h/d |
| Nº de bombas en servicio | 1,00 | 1,00 | ud |
| Nº de bombas de reserva | 1,00 | 1,00 | ud |
| Nº de bombas instaladas | 2,00 | 2,00 | ud |
| Caudal de purga teórico | 15,77 | 14,26 | m3/h |
| Caudal de la bomba adoptado | 24,00 | 24,00 | m3/h |
| **TAMIZADO DE FANGOS PRIMARIOS** | | | |
| Caudal de fangos a tamizar | 24,00 | 24,00 | m3/h |
| Equipo de tamizado | tamiz rotativo | | |
| caudal nominal del equipo | 50,00 | 50,00 | m3/h |
| Luz de paso | 3,00 | 3,00 | mm |
| **FANGOS EN EXCESO DERIVADOS DE LA DBO** | | | |
| Peso de DBO5 que entran al biológico | 2.730,00 | 3.151,85 | kg/dia |
| Peso de DBO5 que sale del biológico | 182,00 | 134,35 | kg/dia |
| Peso de DBO5 eliminada | 2.548,00 | 3.017,50 | kg/dia |
| Fangos biológicos en exceso | 2.038,40 | 2.414,00 | kg/dia |
| Concentración del fango purgado del decantador 2º | 8,00 | 8,00 | $kg/m^3$ |
| Volumen de fangos biológicos purgados | 254,80 | 301,75 | $m^3$/dia |
| **BOMBEOS DE FANGOS BIOLÓGICOS** | | | |
| Volumen de fangos a purgar | 254,80 | 301,75 | $m^3$/dia |
| Lugar de envio | Espesamiento por gravedad | | |
| Forma de envio | Bombeo | | |
| Tipo de bomba | Centrifuga sumergible | | |
| Tiempo de purga | 12,00 | 12,00 | h/d |
| Nº de bombas en servicio | 1,00 | 1,00 | ud |
| Nº de bombas de reserva | 1,00 | 1,00 | ud |
| Nº de bombas instaladas | 2,00 | 2,00 | ud |
| Caudal de purga teórico | 21,23 | 25,15 | $m^3/h$ |
| Caudal mínimo de la bomba | 21,23 | 25,15 | $m^3/h$ |
| Caudal de la bomba adoptado | **30,00** | **30,00** | **$m^3/h$** |
| Altura manométrica | 10,00 | 10,00 | mca |
| Sistema de control | Temporizado-programado | | |

**ESPESAMIENTO DE FANGOS**

| | | | |
|---|---|---|---|
| Tipo de espesador | Por gravedad | | |
| Fangos a espesar | 3.931,20 | 4.125,62 | kg/dia |
| Concentración promedia | 8,85 | 8,72 | $kg/m^3$ |
| Volumen de fangos a espesar | 444,08 | 472,91 | $m^3$/dia |
| Caudal de espesamiento horario | 54,00 | 54,00 | $m^3$/h |
| PARAMETROS DE CALCULO | | | |
| Carga de sólidos < | 30,00 | 30,00 | $kg/m^2$/dia |
| Carga hidraulica < | 0,45 | 0,45 | $m^3/m^2$/h |
| Tiempo de retención de fangos > | 24,00 | 24,00 | h |
| Concentración fango espesado < | 30,00 | 30,00 | gr/l |
| **Número de espesadores** | **1,00** | **1,00** | **ud** |
| Tipo = rasquetas con picket-fence vertical central | | | |
| Accionamiento = central | | | |
| Superficie minima necesaria | 131,04 | 137,52 | $m^2$ |
| Por carga hidraulica | 66,67 | 66,67 | $m^2$ |
| Por carga de sólidos | 131,04 | 137,52 | $m^2$ |
| Diametro mínimo necesario | 12,92 | 13,24 | m |
| Diámetro adoptado | 11,00 | 11,00 | m |
| Superficie real unitaria | 94,99 | 94,99 | $m^2$ |
| Superficie real | 94,99 | 94,99 | $m^2$ |
| Carga de sólidos máxima real | 41,39 | 43,43 | $kg/m^2$/dia |
| Carga hidraulica real | 0,32 | 0,32 | $m^3/m^2$/h |
| Pendiente del fondo | 13,00 | 13,00 | % |
| Volumen a tratar | 444,08 | 472,91 | $m^3$/dia |
| Concentración de fangos espesados | 30,00 | 30,00 | $kg/m^3$ |
| Concentración promedia | 15,00 | 15,00 | $kg/m^3$ |
| Volumen total necesario | 355,26 | 378,33 | $m^3$ |
| Volumen unitario necesario | 355,26 | 378,33 | $m^3$ |
| Altura util mínima | 3,74 | 3,98 | m |
| **Altura util adoptada** | **4,00** | **4,00** | **m** |
| Altura de resguardo | 0,50 | 0,50 | m |
| **Altura total** | **4,50** | **4,50** | **m** |
| Capacidad real unitaria | 402,58 | 402,58 | $m^3$ |
| Capacidad real total | 402,58 | 402,58 | $m^3$ |
| Tiempo de retención hidraúlico | 0,91 | 0,85 | dias |
| Tiempo de retención de sólidos | 1,54 | 1,46 | dias |
| Volumen de fangos espesados | 131,04 | 137,52 | $m^3$/dia |
| Concentración del fango espesado | 30,00 | 30,00 | $kg/m^3$ |

**PRODUCCION DE SOBRENADANTES**

| | | | |
|---|---|---|---|
| Volumen de sobrenadante de los espesadores | 313,04 | 335,39 | m3/dia |
| Destino de los sobrenadantes | Red de sobrenadantes | | |

**El espesador existente es insuficiente para los fangos en exceso que se producen. Esto es debido a que el epsesador se diseñó solo para los fangos biológicos. Sin embargo el explotador lo está utilizando para espesar tanto los fangos primarios como los biológicos.**

| | | | |
|---|---|---|---|
| **DESHIDRATACION DE FANGOS** | | | |
| Peso de fangos a deshidratar | 3.931,20 | 4.125,62 | kg/día |
| Concentración de entrada | 30,00 | 30,00 | $kg/m^3$ |
| Volumen de fangos deshidratar | 131,04 | 137,52 | $m^3$/día |
| Días semanales de secado | 5,00 | 5,00 | dias/semana |
| Horas diarias de secado | 12,00 | 12,00 | h/dia |
| Carga diaria | 5.503,68 | 5.775,87 | kg/día |
| Carga horaria | 458,64 | 481,32 | kg/h |
| Volumen horario | 15,29 | 16,04 | $m^3$/h |
| **BOMBEO DE FANGOS A DESHIDRATACIÓN** | | | |
| Tipo | Tornillo helicoidal | | |
| N° de bombas en servico | 2,00 | 2,00 | Ud |
| n° de bombas de reserva | 1,00 | 1,00 | Ud |
| N° de bombas instaladas | 3,00 | 3,00 | Ud |
| Caudal máximo a bombear por bomba | 7,64 | 8,02 | $m^3$/h |
| Rango de caudal unitario | de 3 a 12 | de 3 a 12 | $m^3$/h |
| Altura manométrica | 20,00 | 20,00 | mca |
| Regulación | Mediante variador eléctronico | | |
| **DESHIDRATACIÓN DE FANGOS** | | | |
| Tipo de secado | Centrifuga | | |
| N° de centrífugas en servico | 2,00 | 2,00 | Ud |
| N° de centrífugas de reserva | 0,00 | 0,00 | Ud |
| N° de centrífugas a instalar | 2,00 | 2,00 | Ud |
| Caudal unitario necesario de centrifuga | 7,64 | 8,02 | $m^3$/h |
| Caudal unitario de centrifuga adoptado | 9,00 | 9,00 | $m^3$/h |
| Concentración de fango seco | 22,00 | 22,00 | % |

| | | | |
|---|---|---|---|
| **BOMBEO DE FANGOS SECOS** | | | |
| Peso de fangos a secar por dia util | 5.503,68 | 5.775,87 | kg/d |
| Volumen de fangos a secar por dia util | 183,46 | 192,53 | $m^3$/dia |
| Sequedad obtenida | 22 | 22 | % |
| Volumen de fangos secos por dia util | 25,02 | 26,25 | $m^3$/dia |
| Horas diarias de secado | 12,00 | 12,00 | h/dia |
| Caudal de fangos a bombear | 2,08 | 2,19 | m3/h |
| Tipo | Bomba de Tornillo helicoidal | | |
| N° de bombas en servico | 2,00 | 2,00 | Ud |
| n° de bombas de reserva | 0,00 | 0,00 | Ud |
| N° de bombas instaladas | 2,00 | 2,00 | Ud |
| Caudal máximo a bombear por bomba | 1,04 | 1,09 | $m^3$/h |
| Rango de caudal unitario | de 0,5 a 2 | de 0,5 a 2 | $m^3$/h |
| Altura manométrica | 10,00 | 10,00 | mca |
| Regulación | Mediante variador eléctronico | | |
| Densidad de la torta | 1,10 | 1,10 | T/$m^3$ |
| Peso de fangos secos por dia util | 27,52 | 28,88 | T/d |
| **ALMACENAMIENTO DE FANGOS SECOS** | | | |
| Transporte de fangos secos | Bomba de tornillo | | |
| Destino del fango seco | Tolva | | |
| Capacidad de almacenamiento | 2,00 | 2,00 | días |
| Volumen necesario de almacenamiento | 50,03 | 52,51 | $m^3$ |
| N° de silos | 1,00 | 1,00 | Ud |
| Capacidad de cada silo necesario | 50,03 | 52,51 | $m^3$ |
| Volumen adoptado | **30,00** | **30,00** | **$m^3$** |
| Tiempo real de almacenamiento | 1,20 | 1,14 | días |
| **Sobrenadantes del secado** | 158,44 | 166,27 | $m^3$/dia |
| Horas de producción | 12,00 | 12,00 | h/dia |
| Caudal horario | 13,20 | 13,86 | m3/h |
| Destino | Tratamiento de escurridos | | |

| | | | |
|---|---|---|---|
| **ACONDICIONAMIENTO DEL FANGO** | | | |
| **FLOCULACION PREVIA** | | | |
| Peso de fangos por dia util | 5.503,68 | 5.775,87 | kg/d |
| | | | |
| Reactivo : | Polielectrolito | | |
| Dosis media | 5,00 | 5,00 | kg/tn |
| Dosis máxima | 6,00 | 6,00 | kg/tn |
| Consumo medio diario | 27,52 | 28,88 | kg/dia |
| Consumo máximo diario | 33,02 | 34,66 | kg/dia |
| Horas de funcionamiento | 12,00 | 12,00 | h/dia |
| Consumo medio horario | 2,29 | 2,41 | kg/h |
| Consumo máximo horario | 2,75 | 2,89 | kg/h |
| Concentración de la solución madre | 0,50 | 0,50 | % |
| Consumo de solución madre medio diario | 5.503,68 | 5.775,87 | l/dia |
| Consumo de solución madre máximo diario | 6.604,42 | 6.931,04 | l/dia |
| Consumo de solución madre medio horario | 458,64 | 481,32 | l/h |
| Consumo de solución madre máximo horario | 550,37 | 577,59 | l/h |
| Dilución en la linea de dosificación | 0,10 | 0,10 | % |
| | | | |
| EQUIPO DE DOSIFICACION | 1,00 | 1,00 | ud |
| Unidad compacta de preparación y dosificación | | | |
| Numero de unidades compactas | 1,00 | 1,00 | uds |
| Capacidad de la unidad compacta | **1.000,00** | **1.000,00** | **l** |
| | | | |
| Dosificación | | | |
| Tipo de bomba | Tornillo helicoidal | | |
| Nº de bombas dosificadoras en servicio | 2,00 | 2,00 | uds |
| Nº de bombas dosificadoras de reserva | 1,00 | 1,00 | uds |
| Nº de bombas dosificadoras instaladas | 3,00 | 3,00 | uds |
| Caudal nominal unitario mínimo | 275,18 | 288,79 | l/h |
| Caudal nominal unitario adoptado | **900,00** | **900,00** | **l/h** |
| Altura manométrica | 10 | 10 | m.c.a. |
| Regulación | Mediante variador de velocidad | | |

# 4.2. E.D.A.R DE ISCAR

## EDAR DE ISCAR

### DATOS DE PARTIDA

| **POBLACION** | | **DISEÑO** | **REAL** | |
|---|---|---|---|---|
| **Población equivalente adoptada** | | 12.700 | 8.516 | Hab Equiv. ✓ |
| Dotación adoptada | | 250 | 252 | l/hab*dia |
| **CAUDALES** | | | | |
| **CAUDAL DIARIO ADOPTADO PARA LA EDAR** | | **3.175** | **2.147** | **$m^3$/dia** |
| Caudal promedio | | 132 | 89 | $m^3$/h |
| Caudal punta | 2,00 | 265 | 179 | $m^3$/h |
| Caudal máximo en pretratamiento | 6,00 | 794 | 537 | $m^3$/h ✓ |
| Caudal máximo bombeado | 6,00 | 794 | 537 | $m^3$/h |
| Caudal admitido en el colector | 10,00 | 1.323 | 1.323 | $m^3$/h |

### CARACTERISTICAS DEL AGUA BRUTA

| **$DBO_5$** | | | |
|---|---|---|---|
| Carga diaria de entrada | 762 | 511 | kg/dia |
| Concentración de entrada | **240** | **238** | mg/l |
| Carga diaria máxima de salida | 79 | 54 | kg/dia ✓ |
| Concentración máxima de salida | **25** | **25** | mg/l |
| Carga diaria eliminada | 683 | 457 | kg/dia |

| **DQO** | | | |
|---|---|---|---|
| Carga diaria de entrada | 1.588 | 882 | kg/dia |
| Concentración de entrada | **500** | **411** | mg/l |
| Carga diaria máxima de salida | 397 | 268 | kg/dia ✓ |
| Concentración máxima de salida | 125 | 125 | mg/l |
| Carga diaria eliminada | 1.191 | 614 | kg/dia |

| **SS** | | | |
|---|---|---|---|
| Carga diaria de entrada | 953 | 328 | kg/dia ✓ |
| Concentración de entrada | **300** | **153** | mg/l |
| Carga diaria máxima de salida | 111 | 75 | kg/dia |
| Concentración máxima de salida | **35** | **35** | mg/l |
| Carga diaria eliminada | 841 | 253 | kg/dia |

| | | | | |
|---|---|---|---|---|
| **N-NTK** | | | | |
| Carga diaria de entrada estimada | | 191 | 129 | kg/dia |
| Concentración de entrada estimada | | **60** | **60** | mg/l |
| Carga diaria máxima de salida | | 48 | 32 | kg/dia |
| Concentración máxima de salida estimada | | **15** | **15** | mg/l |
| Carga diaria eliminada | | 143 | 97 | kg/dia |
| **P** | | | | |
| Carga diaria de entrada estimada | | 38 | 17 | kg/dia |
| Concentración de entrada estimada | | **12** | **8** | mg/l |
| Carga diaria máxima de salida | | 6 | 4 | kg/dia |
| Concentración máxima de salida estimada | | **2** | **2** | mg/l |
| Carga diaria eliminada | | 32 | 13 | kg/dia |
| **pH** | | | | |
| Salida entre | | 5,5 y 9 | 5,5 y 9 | |
| **TEMPERATURA** | | | | |
| Temperatura de cálculo | | 12,00 | 12,00 | ºC |

***RESULTADOS A OBTENER:***

| | | | | |
|---|---|---|---|---|
| DBO5: | < | 25,00 | 25,00 | mg/l |
| DQO: | < | 125,00 | 125,00 | mg/l |
| SS totales: | < | 35,00 | 35,00 | mg/l |
| N-NTK: | < | 15,00 | 15,00 | mg/l |
| P-PO4: | < | 2,00 | 2,00 | mg/l |
| pH, entre: | 5,5 y 9 | | 5,5 y 9 | |
| Estabilización de fangos: | > | 40,00 | 40,00 | % |
| Sequedad de fangos: | > | 25,00 | 25,00 | % |

## DIMENSIONAMIENTO DEL PRETRATAMIENTO

### POZO DE GRUESOS

PARAMETROS DE DISEÑO

| | | | |
|---|---|---|---|
| Carga hidráulica a Qmedio | 50,00 | 50,00 | $m^3/m^2/h$ |
| Carga hidráulica a Qmáximo | 200,00 | 200,00 | $m^3/m^2/h$ |
| * Superficie mínima necesaria a Q medio | 2,65 | 1,79 | $m^2$ |
| * Superficie mínima necesaria a Q maximo | 3,97 | 2,68 | $m^2$ |
| Superficie adoptada | 6,00 | 6,00 | $m^2$ |
| * Lado (A) en la pate recta | 3,00 | 3,00 | m |
| * Lado (B) en la parte recta | 2,00 | 2,00 | m |
| * Lado ( A ) en el fondo | 1,00 | 1,00 | m |
| * Lado ( B ) en el fondo | 1,00 | 1,00 | m |
| Tiempo de retención a caudal maximo | 1,00 | 1,00 | min. |
| Volumen mínimo necesario del pozo | | | |
| A Q maximo | 13,23 | 8,95 | $m^3$ |
| * Altura parte recta: | 1,50 | 1,50 | m |
| * Altura parte troncopiramidal : | 0,50 | 0,50 | m |
| * Volumen recto: | 9,00 | 9,00 | $m^3$ |
| * Volumen troncopiramidal : | 1,75 | 1,75 | $m^3$ |
| Volumen total adoptado | 10,75 | 10,75 | $m^3$ |
| Tiempo de renteción a Qmedio adoptado | 4,88 | 7,21 | min |
| Tiempo de renteción a Qpunta adoptado | 2,44 | 3,61 | min |
| Tiempo de renteción a Qmáximo adoptado | 0,81 | 1,20 | min |

CUCHARA BIVALVA

| | | | |
|---|---|---|---|
| Capacidad de la cuchara bivalva | 100 Litros | | |
| Tipo de accionamiento | Electrohidráulico – polipasto | | |
| Destino de los residuos | Contenedor y vertedero | | |
| Producción de residuos | | | |
| Se estima una producción ,de : | 10 | 10 | lt/hab/año |
| Población equivalente : | 12.700 | 8.516 | hab |
| Residuos obtenidos | 347,95 | 233,33 | l/dia |
| Nº de contenedores | 1 | 1 | Ud |
| Capacidad del contenedor | 5.000 | 5.000 | Litros |
| Autonomía de almacenamiento | 14,37 | 21,43 | dias |

El fondo del pozo se protegerá con perfiles metálicos.

### REJA DE PROTECCION DE BOMBAS

**Reja automática**

| | | | |
|---|---|---|---|
| Nº de rejas | 1,00 | 1,00 | ud |
| Tipo | barrotes | | |
| Limpieza | Automática | | |
| Luz entre barrotes | 30 | 30 | mm |
| Ancho de canal | 60,00 | 60 | cm |

**Reja manual**

| | | | |
|---|---|---|---|
| Nº de rejas | 1,00 | 1,00 | ud |
| Tipo | barrotes | | |
| Limpieza | Manual con rastrillo | | |
| Luz entre barrotes | 30 | 30 | mm |
| Ancho de canal | 60,00 | 60 | cm |

| **ALIVIADERO** | $m^3/h$ | | $m^3/s$ |
|---|---|---|---|
| Q máximo de llegada | 1.322,92 | 1.322,92 | 0,37 |
| Caudal máximo de bombeo | 793,75 | 536,75 | 0,22 |
| Caudal a aliviar | 529,17 | 786,17 | 0,15 |
| Longitud del aliviadero | 3,00 | 3,00 | m |
| $h = Q^2/(0,41^2*L^2*2*9,81)^{1/3}$ | | | |
| Altura de lámina de agua en el vertedero | | | |
| * aliviando el exceso de caudal | 0,09 | 0,09 | m |
| * aliviando la totalidad del caudal | 0,17 | 0,17 | m |

| **POZO DE BOMBEO** | | | |
|---|---|---|---|
| Tiempo de retención a caudal medio | 6,00 | 6,00 | min |
| Nº de pozos | 1,00 | 1,00 | uds |
| Capacidad util mínima requerida | 13,23 | 8,95 | $m^3$ |
| | | | |
| Dimensiones del pozo diseñado | | | |
| Largo | 4,00 | 4,00 | m |
| Ancho | 2,00 | 2,00 | m |
| Altura util | 1,50 | 1,50 | m |
| Capacidad util | 12,00 | 12,00 | $m^3$ |

| **BOMBAS** | | | |
|---|---|---|---|
| Nº bombas a instalar | 4,00 | 4,00 | uds |
| Nº de bombas en servicio | 3,00 | 3,00 | uds |
| Caudal unitario necesario | 264,58 | 134,19 | $m^3/h$ |
| Caudal unitario adoptado | **264,00** | **264,00** | **$m^3/h$** |
| CAUDALES IMPULSADOS | | | |
| Con 1 bomba funcionando | 264,00 | 264,00 | $m^3/h$ |
| Con 2 bombas funcionando | 528,00 | 528,00 | $m^3/h$ |
| Con 3 bombas funcionando | 792,00 | 792,00 | $m^3/h$ |
| Altura manométrica adoptada | 11,00 | 11,00 | m |
| Tipo de bomba | Centrifuga sumergible | | |

**PRETRATAMIENTO**

| | | | |
|---|---|---|---|
| Nº de unidades | 2 | 2 | Ud |
| Tipo | obra civil | | |

**DESBASTE DE FINOS / TAMIZADO**

| | | | |
|---|---|---|---|
| Nº de tamices | 2 | 2 | Ud |
| Reja tamiz | | | |
| Ancho de canal | 600 | 600 | mm |
| Luz de paso | 3 | 3 | mm |
| Caudal de diseño | 500 | 500 | $m^3/h$ |
| Caudal nominal de funcionamiento | 396 | 396 | $m^3/h$ |
| Materiales de construcción | acero inoxidable | | |

**PRODUCCION DE RESIDUOS**

De acuerdo con la experiencia, la producción de residuos puede estimarse, en función de la luz de paso a través de elementos filtrantes, según la siguiente tabla:

| Luz de paso | mm | Producción | | |
|---|---|---|---|---|
| | 1,00 | 45,00 | 45,00 | lt/hab/año |
| | 1,50 | 43,00 | 43,00 | lt/hab/año |
| | 3,00 | 35,00 | 35,00 | lt/hab/año |
| | 6,00 | 24,29 | 24,29 | lt/hab/año |
| | 10,00 | 10,00 | 10,00 | lt/hab/año |
| | 20,00 | 5,00 | 5,00 | lt/hab/año |
| | 50,00 | 1,00 | 1,00 | lt/hab/año |
| Se estima una producción total de: | | 35,00 | 35,00 | lt/hab/año |
| Población equivalente | | 12.700,00 | 8.516,43 | habitantes |
| Producción de residuos | | 1,22 | 0,82 | $m^3/d$ |
| Volumen de los residuos compactados | | 0,37 | 0,24 | $m^3$/dia |
| Autonomía de almacenamiento | | 2,74 | 4,08 | días |
| Nº de contenedores: | | 1 | 1 | Ud |
| Capacidad unitaria: | | 1 | 1 | $m^3$ |

**DESARENADOR-DESENGRASADOR**

| | | | |
|---|---|---|---|
| Caudal medio: | 132,29 | 89,46 | $m^3/h$ |
| Caudal punta: | 264,58 | 178,92 | $m^3/h$ |
| Caudal máximo: | 793,75 | 536,75 | $m^3/h$ |
| Nº unidades instaladas: | 2 | 2 | Uds |
| Caudal medio unitario: | 0,02 | 0,01 | $m^3/s$ |
| Caudal punta unitario: | 0,04 | 0,02 | $m^3/s$ |
| Caudal máximo unitario: | 0,11 | 0,07 | $m^3/s$ |

| | PARAMETROS DE PARTIDA | RESULTADOS OBTENIDOS | | |
|---|---|---|---|---|
| Tiempo permanencia (t): >/= | | | | |
| a Caudal medio: | 15 | 46 | 68 | min. |
| a Caudal punta: | 10 | 23 | 34 | min. |
| a Caudal máximo: | 5 | 8 | 11 | min. |
| Carga hidraulica zona desarenado (Ch): </= | | | | |
| a Caudal medio: | 10 | 4 | 3 | $m^3/m^2/h$ |
| a Caudal punta: | 15 | 8 | 5 | $m^3/m^2/h$ |
| a Caudal máximo: | 25 | 23 | 16 | $m^3/m^2/h$ |

Estos valores de la carga hidráulica y tiempo de permanencia se han tomado de acuerdo con la experiencia, y garantizan la eliminación de las particulas de diámetro >/= 0,2 mm.

| | | | |
|---|---|---|---|
| Velocidad transversal a Qpunta < | 0,15 | 0,15 | m/seg |
| Aireación > | 8,00 | 8,00 | $m^3/m^2/h$ |
| Dimensiones unitarias necesarias | | | |
| Superficie de desarenado A=Q/Ch: | | | |
| A Q medio | 6,61 | 11,50 | $m^2$ |
| A Q punta | 8,82 | 11,50 | $m^2$ |
| A Q maximo | 15,88 | 11,50 | $m^2$ |

| | | | | |
|---|---|---|---|---|
| DIMENSIONES UNITARIAS ADOPTADAS | | | | |
| **Longitud** | | **8,50** | **8,50** | **m** |
| **Anchura desarenador (a1):** | | **2,00** | **2,00** | **m** |
| **Anchura desengrasador (a2):** | | **1,00** | **1,00** | **m** |
| Anchura total (a): | | **3,000** | **3,00** | **m** |
| Superficie unitaria adoptada | | 17,00 | 17,00 | $m^2$ |
| Superficie total adoptada desarenador | | 34,00 | 34,00 | $m^2$ |
| **Altura total** | | 2,00 | 2,00 | m |
| Volumen unitario | | 51 | 51 | $m^3$ |
| | | | | |
| Sección transv. S=W/I: | | 3,00 | 3,00 | $m^2$ |
| Velocidad transversal a Qmáximo | | 0,04 | 0,02 | m/s |
| | | | | |
| SOPLANTE DE DESARENADO | | | | |
| En funcionamiento: | | 2 | 2 | ud |
| De reserva | | 0 | 0 | ud |
| Instaladas | | 2 | 2 | ud |
| **Potencia del motor** | | 4 | 4 | kW |
| | | | | |
| **EXTRACCION DE ARENAS** | | | | |
| Caudal medio: | | 132,29 | 89,46 | $m^3/h$ |
| Caudal punta: | | 264,58 | 178,92 | $m^3/h$ |
| Caudal máximo: | | 793,75 | 536,75 | $m^3/h$ |
| Capacidad máxima de extracción: | | 50,00 | 50,00 | $l/m^3$ |
| Mezcla agua + arena: | | | | |
| - A caudal medio: | | 6,61 | 4,47 | $m^3/h$ |
| - A caudal punta: | | 13,23 | 8,95 | $m^3/h$ |
| - A caudal máximo: | | 39,69 | 26,84 | $m^3/h$ |
| Sistema de extracción de arenas | Bomba | | | |
| Unidades | | 2 | 2 | ud |
| Caudal unitario | | **20** | **20** | **m3/h** |
| | | | | |
| Destino final de la arena: | Contenedor/vertedero | | | |
| Producción teórica de arenas: | | 360 | 360 | $gr/m^3$ |
| Carga diaria de arenas a retirar: | | 1.143 | 773 | kg/dia |
| Densidad de la arena: | | 2 | 2 | $Ton/m^3$ |
| Volumen de arena a retirar: | | 572 | 386 | l/dia |
| | | | | |
| **GRASAS** | | | | |
| Las grasas se extraen mediante bombeo al concentrador de grasas | | | | |
| Producción estimada de grasas: | | 20 | 20 | gr/hab/día |
| Producción diaria de grasas: | | 254,00 | 170,33 | kg/dia |
| Densidad estimada de las grasas | | 0,8 | 0,8 | $Ton/m^3$ |
| Volumen de grasas estimado: | | 317,50 | 212,91 | l/dia |

**TRATAMIENTO BIOLOGICO**

**DATOS DE PARTIDA**

| | | | |
|---|---|---|---|
| **POBLACION** | 12.700 | 8.516 | Habitantes |
| CAUDALES | | | |
| Caudal diario | 3.175 | 2.147 | $m^3$/dia |
| Caudal promedio | 132,29 | 89,46 | $m^3$/h |
| Caudal punta | 264,58 | 178,92 | $m^3$/h |
| **CARACTERISTICAS DEL VERTIDO** | | | |
| **DBO5** | | | |
| Carga diaria de entrada | 762,00 | 510,99 | kg/dia |
| Concentración de entrada | 240,00 | 238,00 | mg/l |
| Carga diaria máxima de salida | 79,38 | 53,68 | kg/dia |
| Concentración máxima de salida | 25,00 | 25,00 | mg/l |
| Carga diaria eliminada | 682,63 | 457,31 | kg/dia |
| Rendimiento mínimo exigido | 0,90 | 0,89 | |
| Rendimiento mínimo porcentual exigido | 90% | 89% | |
| **SS** | | | |
| Carga diaria de entrada | 952,50 | 328,49 | kg/dia |
| Concentración de entrada | 300,00 | 153,00 | mg/l |
| Carga diaria máxima de salida | 111,13 | 75,15 | kg/dia |
| Concentración máxima de salida | 35,00 | 35,00 | mg/l |
| Carga diaria eliminada | 841,38 | 253,35 | kg/dia |
| **DQO** | | | |
| Carga diaria de entrada | 1.587,50 | 882,42 | kg/dia |
| Concentración de entrada | 500,00 | 411,00 | mg/l |
| Carga diaria máxima de salida S/P.B. | 396,88 | 268,38 | kg/dia |
| Concentración máxima de salida S/P.B. | 125,00 | 125,00 | mg/l |
| Carga diaria eliminada | 1.190,63 | 614,04 | kg/dia |

| | | | |
|---|---|---|---|
| **NTK** | | | |
| Carga diaria de entrada | 190,50 | 128,82 | kg/dia |
| Concentración de entrada estimada | 60,00 | 60,00 | mg/l |
| Carga diaria máxima de salida | 47,63 | 32,21 | kg/dia |
| Concentración máxima de salida | 15,00 | 15,00 | mg/l |
| Carga diaria eliminada | 142,88 | 96,62 | kg/dia |
| **P** | | | |
| Carga diaria de entrada | 38,10 | 17,18 | kg/dia |
| Concentración de entrada estimada | 12,00 | 8,00 | mg/l |
| Carga diaria máxima de salida | 6,35 | 4,29 | kg/dia |
| Concentración máxima de salida | 2,00 | 2,00 | mg/l |
| Carga diaria eliminada | 31,75 | 12,88 | kg/dia |
| **pH** | entre | entre | 6 Y 9 |
| **Temperatura de cálculo** | 12,00 | 12,00 | ºC |

## TRATAMIENTO BIOLOGICO

El sistema de tratamiento biológico previsto es por Fangos Activados, mediante **Aireación prolongada** incluyendo **Nitrificación - Desnitrificación Y eliminación de fósforo**

| | | | |
|---|---|---|---|
| Tipo de reactor | Concéntrico | | |
| Sistema de aireación | Soplante y difusores | | |
| Sistema de recirculación interna | Recirculadores de corriente | | |
| Nº de reactores | 1,00 | 1,00 | Uds |

## CRITERIOS DE DISEÑO

| | | | |
|---|---|---|---|
| Tª de diseño | 12,00 | 12,00 | ºC |
| Carga másica < | 0,10 | 0,10 | kg$DBO_5$/kgMLSS/d |
| Concentración de sólidos MLSS ≤ | 4.000,00 | 4.000,00 | mg/l |
| Tiempo de retención hidraúlico a Qmedio ≥ | 24,00 | 24,00 | h |

## ZONA ANOXICA Y EDAD DEL FANGO

Los fangos biológicos en exceso se consideran estabilizados cuando aireados durante 5 dias a una temperatura de 20 ºC pierden menos del 10% de su peso.
La siguiente tabla, basada en la experiencia indica la edad mínima del fango necesaria para obtener dicha estabilidad, en función de la temperatura del licor mezcla (MLSS) en el reactor

| TEMPERATURA (ºC) | EDAD DEL FANGO (dias) |
|---|---|
| 5,00 | >35 |
| 10,00 | 20,00 |
| **12,00** | **17,00** |
| 13,00 | 15,50 |
| 14,00 | 14,80 |
| 15,00 | 14,00 |
| 16,00 | 13,00 |
| 18,00 | 12,00 |
| 20,00 | 10,00 |
| 22,00 | 8,00 |

La posibilidad de que se produzca nitrificación depende de la temperatura T (ºC) y de la edad de fangos Ef (días), siendo la ecuación que relaciona estos parámetros para que dicha nitrifición, que debe considerarse completa, dada la pequeña variación de temperatura que es necesaria para pasar de una nitrificación parcial a una total, ocurra según Van Haandel, Döld y Marais, de la Universidad de Cape Town (Sudáfrica), la siguiente relación.

$$(1 - fx) = S \times (bnT + 1/Ef) / unmT$$

siendo

| | | | |
|---|---|---|---|
| fx = Fracción de los MLSS existentes en la zona anóxica | 0,25 | 0,25 | |
| S = Fator de seguridad. Oscila entre 1 y 1,5 | 1,25 | 1,25 | |
| T = Temperatura (ºC) a partir de la cual deben cumplirse los rendimientos exigidos en el Pliego de Bases. | 12,00 | 12,00 | |
| bnT = Factor para organismos eterótrofos $bnT = 0,04 \times 1,029^{T-20}$ (1/dias) | 0,03 | 0,03 | |
| Ef = Edad del fango mínima (dias) | | | |
| unmT = Factor de crecimiento de bacterias nitrificantes $unmT = u20 \times 1,123^{T-20}$ | 0,18 | 0,18 | |
| u20 = sus valores oscilan entre 0,4 en condiciones desfaborables y 0,5 en condiciones normales | 0,45 | 0,45 | |
| Edad del fango mínima | 9,33 | 9,33 | dias |
| Edad del fango adoptada para cálculo | 17,00 | 17,00 | dias |

La edad del fango, Ef, se define tambien por la fórmula :

$Ef = 1/ ( 1,2 . Cm^{1,23} + 0,5(B-0,6) . Cm ) R/100$

En donde :

Cm = Carga másica = Kg DBO5/Kg MLSS/dia

B = SS/DBO5 en entrada al reactor biológico

| | | | |
|---|---|---|---|
| En nuestro caso B = | 1,25 | 0,64 | |
| Resolviendo la fórmula obtenemos Cm = | 0,068 | 0,092 | kg/d/kg |

**COMPROBACION DE LA CALIDAD DEL EFLUENTE**

La concentración de la DBO5 del efluente se debe en parte a una componente soluble y en parte a los sólidos suspendidos de dicho efluente.

| | | | |
|---|---|---|---|
| D-So = DBO5-En/(1+(Km.DBO5-En))/(M.Cm.1,000) | 1,00 | 1,35 | mg/l |
| En donde | | | |
| Tª | 10,00 | 10,00 | 20,00 |
| Km | 180,00 | 180,00 | 360,00 |
| DBO5-En (DBO5 de entrada en el reactor) = | 240,00 | 238,00 | mg/l |
| Km (Constante) = | 270,00 | 270,00 | $dias^{-1}$ |
| M (Concentración de MLSS) | 4,00 | 4,00 | $kg/m^3$ |
| Cm ( Carga másica) | 0,068 | 0,092 | kg/d/kg |
| DBO5 de los sólidos del efluente decantado =SS efluente x f(Cm) | 7,28 | 8,49 | mg/l |
| SS en el efluente decantado | 35,00 | 35,00 | mg/l |
| f(CM) : Factor de carga $=0,8*Cm^{1/2}$ | 0,21 | 0,24 | |
| **Concentración total teórica de DBO5 en el efluente =** | **8,28** | **9,85** | **mg/l** |
| **Rendimiento teórico obtenido =** | **97%** | **96%** | |

**VOLUMEN DEL REACTOR**

| | | | | |
|---|---|---|---|---|
| Volumen del reactor MINIMO NECESARIO V = DBO5/( M x Cm) = | | 2.816,55 | 1.388,85 | $m^3$ |
| | M = | 4,00 | 4,00 | $kg/m^3$ |
| | Cm = | 0,068 | 0,092 | kg/d/kg |
| Proporción de la zona anóxica adoptada | | 0,25 | 0,25 | |
| Volumen de la zona anóxica | | 704,14 | 347,21 | $m^3$ |
| Nº de reactores | | 1,00 | 1,00 | Uds |
| Volumen unitario = | | 2.816,55 | 1.388,85 | $m^3$ |
| Volumen unitario de la zona anóxica = | | 704,14 | 347,21 | $m^3$ |
| Altura de agua adoptada | | 4,50 | 4,50 | m |
| Altura de resguardo adoptada | | 0,50 | 0,50 | m |
| Altura total adoptada | | 5,00 | 5,00 | m |

**CARACTERISTICAS DEL REACTOR ADOPTADO**

| | | | |
|---|---|---|---|
| N° de reactores | **1,00** | **1,00** | **ud** |
| Tipo | **Canal** | **Canal** | |
| Longitud recta | **30,00** | **30,00** | **m** |
| Longitud total | **50,00** | **50,00** | m |
| Ancho de canal | **10,00** | **10,00** | **m** |
| Altura de lámina de agua | **4,50** | **4,50** | **m** |
| Altura de resguardo | **0,50** | **0,50** | **m** |
| Altura total | **5,00** | **5,00** | **m** |
| Volumen unitario | **4.113,00** | **4.113,00** | **$m^3$** |
| Volumen total | **4.113,00** | **4.113,00** | **$m^3$** |
| **Tiempo de retención a Qmedio (SIN RECIRCULACION)** | **31,09** | **45,98** | **h** |
| **Tiempo de retención a Qpunta (SIN RECIRCULACION)** | **15,55** | **22,99** | **h** |
| ***CARGA MASICA (kg DBO5/Kg MLSS)*** | ***0,046*** | ***0,031*** | ***kg/d/kg*** |
| ***CONCENTRACION DEL LICOR MEZCLA*** | ***4,00*** | ***4,00*** | ***kg/$m^3$*** |

**FANGOS EN EXCESO**

| | | | |
|---|---|---|---|
| Según HUISKEN Peso diario de fangos en exceso Fe = $1,2 \times Cm^{0,23}$ x DBO5 eliminada | | | |
| DBO5eliminada = | 682,63 | 457,31 | kg/dia |
| $Cm^{0,23}$ = | 0,49 | 0,45 | |
| $1,2 \times Cm^{0,23}$ = | 0,59 | 0,54 | |
| Peso teórico diario de fangos en exceso = | 404,09 | 246,94 | Kg/dia |
| Conversión de DBO5 en fangos en exceso = | 0,59 | 0,54 | |
| Por seguridad adoptamos | 0,80 | 0,80 | |
| Peso de fangos en exceso adoptado | 546,10 | 365,85 | kg/dia |
| Concentración media prevista de los fangos extraidos | 7,50 | 7,50 | $kg/m^3$ |
| Volumen de fangos a eliminar | 72,81 | 48,78 | $m^3/d$ |
| Edad del fango real | 30,13 | 44,97 | dias |

**NITRIFICACION - DESNITRIFICACION**

La máxima concentración de nitrógeno cono nitrato que podría desnitrificarse en la zona anóxica prevista, viene dada por la expresión

$Dc = Sbi * (fbs * (1-P*Y)/2,86 + Y *E*K2*Fx/(1+bHT*E))$

| | Siendo: | | |
|---|---|---|---|
| Sbi =Concentr. DQO biodegradable en afluente | 450,00 | 369,90 | mg/l |
| fbs =Relación DQO rap-biod y DQO biodegrad. | | | |
| 0,33 para agua decantada 0,24 no decant. | 0,24 | 0,24 | |
| P =Relación DQO/VSS de la masa de fangos | 1,50 | 1,50 | mg DQO/mg VS |
| Y =Coef. crecimiento bacterias heterótrofas | 0,45 | 0,45 | mg VSS/mg DQO |
| E =Edad del fango biológico | 30,13 | 44,97 | días |
| K2 =Coeficiente de desnitrificación = $0,1*1,08^{T-20}$ | 0,08 | 0,08 | $N\text{-}NO_3H/mgVA$ |
| Fx =Fracción de los MLSS en zona anóxica | 0,25 | 0,25 | |
| bhT =Coef. decrecimiento bacterias heterótrofas $0,24*1,029^{T-20}$ | 0,19 | 0,19 | l/día |
| T =Temp. (ºC) del proceso de nitrificación | 12,00 | 12,00 | ºC |
| **Dc (1)** | **30,24** | **25,62** | **mg/l** |
| | 96,02 | 55,00 | kg/dia |

La concentración de nitrógeno amoniacal que no se nitrifica viene dada por la expresión
$Na = (Knt * (bnT + 1/E))/(unmT*(1-fx)-(bnt+1/E))$

Siendo

| | | | |
|---|---|---|---|
| Knt =Coeficiente de saturación para la nitrifiación $1,123^{T-20}$ | 0,40 | 0,40 | mg $N\text{-}NH_3$/l |
| bnT =Coeficiente decrecimiento de las bacterias nitrificantes para respiración endógena $0,04*1,029^{T-20}$ | 0,03 | 0,03 | l/día |
| Ef =Edad del fango | 30,13 | 44,97 | días |
| unmT =factor crecimiento bacterias nitrificantes $u20 * 1,123^{T-20}$ | 0,18 | 0,18 | l/dia |
| Tomando u20 = | 0,45 | 0,45 | l/dia |
| fx =fracción de los MLSS en zona anóxica | 0,25 | 0,25 | |
| T ºC del proceso de nitrificación | 12,00 | 12,00 | |
| Na (mg $N\text{-}NH_3$/l) | 0,38 | 0,27 | mg/l |
| | 1,19 | 0,58 | kg/dia |

Por otra parte, el Nitrógeno en el agua residual puede fraccionarse de la siguiente manera :

| | | | |
|---|---|---|---|
| Concentración total de NTK de entrada | 60,00 | 60,00 | mg/l |
| **(a)** N orgánico insoluble (decantable) = 10% | 6,00 | 6,00 | mg/l |
| **(b)** N orgánico soluble no biodegradable = 2% | 1,20 | 1,20 | mg/l |
| **(c)** N orgánico soluble biodegradable = 2% | 1,20 | 1,20 | mg/l |

N3 = Cantidad asimilada por los fangos biológicos y eliminada con los fangos en exceso. Depende de la edad del fango y oscila entre 8,6 y 2,9 g/100 gDBO5 eliminada. Adoptamos :

| Ef | Ne |
|---|---|
| 6,00 | 5,80 |
| 10,00 | 5,10 |
| 15,00 | 4,60 |
| 20,00 | 4,30 |

| | | | |
|---|---|---|---|
| N eliminado ( g N3/ 100 g DBO5) | 4,40 | 4,40 | $gN_3/100\ g\ DBO_5$ |
| En nuestro caso N3 eliminado | 30,04 | 20,12 | kg/dia |
| **(d)** | 9,46 | 9,37 | mg/l |
| Nitrógeno eliminado por Kg de sólidos en el efluente | 0,05 | 0,05 | kg/ Nelim/kg Fe |
| Concentración de los sólidos en el efluente | 35,00 | 35,00 | mg/l |
| **(e)** | 1,75 | 1,75 | mg/l |
| Nitrógeno eliminado con los sólidos en el efluente | 5,56 | 3,76 | kg/dia |
| N-NTK en el efluente = Na + b +c +e = | 4,53 | 4,42 | mg/l |
| = | 14,37 | 9,49 | kg/dia |
| N-NTK que puede oxidarse | | | |
| N-NTKox = NTK - a -b - c -d - Na | 41,76 | 41,96 | mg/l |
| | 132,60 | 90,09 | kg/dia |
| N-NTKox que es necesario desnitrificar para obtener en el efluente | | | |
| N Total < | 15,00 | 15,00 | mg/l |
| N-NO3+N-NO2 influente | 0,00 | 0,00 | mg/l |
| **N-NTKox desnitrificado = N-NTKox-(N Total efluente-NTK efluente) + N-NO3+N-NO2** | **31,29** | **31,38** | **mg/l** |
| | 99,35 | 67,37 | kg/dia |

**Dado que las necesidades de desnitrificación son MAYORES que las disponibilides se considera que la zona anóxica y la edad del fango adoptadas son INSUFICIENTES para la obtención de un efluente que cumpla los requerimientos de ZONA SENSIBLE.**
**La desnitrificación obtenida será INCOMPLETA**

| | | | |
|---|---|---|---|
| **RECIRCULACION INTERNA** | | | |
| La necesidad de recirculación para desnitrificación es | | | |
| R Total = ( N-NTKox / N-NTK efl) - 1 | 178,43 | 179,72 | % |
| | | | |
| La recirculación se produce por los recirculadores de corriente | | | |
| | | | |
| **RECIRCULADORES DE CORRIENTE** | | | |
| Ancho de canal | 10,00 | 10,00 | m |
| Altura de agua | 4,50 | 4,50 | m |
| Volumen del tanque | 4.113,00 | 4.113,00 | $m^3$ |
| Concentración | 4,00 | 4,00 | $kg/m^3$ |
| Sección del canal | 45,00 | 45,00 | $m^2$ |
| Velocidad de flujo | 0,30 | 0,30 | m/seg |
| Potencia necesaria por tanque | 10,28 | 10,28 | CV |
| Nº de recirculadores por tanque | 2,00 | 2,00 | uds |
| Nº de recirculadores instalados | 2,00 | 2,00 | uds |
| Potencia unitaria necesaria | 3,78 | 3,78 | kW |
| Potencia unitaria adoptada | 3,50 | 3,50 | kW |
| Potencia instalada por tanque | 7,00 | 7,00 | kW |
| Potencia total instalada | 7,00 | 7,00 | kW |
| Potencia de mezcla obtenida | 1,70 | 1,70 | $W/m^3$ |
| | | | |
| **RECIRCULACION EXTERNA DE FANGOS** | | | |
| | | | |
| Caudal medio horario | 132,29 | 89,46 | $m^3/h$ |
| Caudal horario punta | 264,58 | 178,92 | $m^3/h$ |
| | | | |
| Recirculación de fangos | | | |
| | | | |
| Qr = Qm*C/(Cr-C) | 151,19 | 102,24 | $m^3/h$ |
| % R =Qr / Qm *100 | 114% | 114% | |
| % ADOPTADO | 150% | 150% | |
| | | | |
| Concentración del licor mezcla | 4,00 | 4,00 | $kg/m^3$ |
| Concentración del fango recirculado | 7,50 | 7,50 | $kg/m^3$ |
| | | | |
| Caudales de recirculación teóricos | 198,44 | 134,19 | $m^3/h$ |
| Nº de bombas de recirculación en servicio | 2,00 | 2,00 | uds |
| Nº de bombas de recirculación de reserva | 1,00 | 1,00 | uds |
| Nº de bombas de recirculación instaladas | 3,00 | 3,00 | uds |
| Caudales unitarios necesarios | 99,22 | 67,09 | $m^3/h$ |
| Caudales unitarios adoptados | 130,00 | 130,00 | $m^3/h$ |
| Caudal máximo en servico | 260,00 | 260,00 | $m^3/h$ |
| Caudal máximo en reserva | 130,00 | 130,00 | $m^3/h$ |
| Caudal total disponible | 390,00 | 390,00 | $m^3/h$ |
| % de recirculación en servicio sobre Qmedio | 197% | 291% | |
| % de recirculación en reserva sobre Qmedio | 98% | 145% | |
| Tipo de bomba | | | Centrífuga sumergida |
| Caudal unitario | 130,00 | 130,00 | $m^3/h$ |
| Altura manométrica | 2,00 | 2,00 | mca |

## CALCULO DE LA AIREACION

131,40

Independientemente de la nitrificación, el peso de Oxigeno necesario para la reducción de la DBO5 es la suma de dos componentes:

O2 para la síntesis de las células bacterianas (O·)

O2 para la respiración celular (endogénesis) (O¨)

**Oxigeno de síntesis**

O2 síntesis = a * P-DBO5 * R/100 siendo :

a = Coeficiente de necesidad de oxígeno para la síntesis de la materia orgánica disuelta, Kg de O2 por Kg de DBO que depende de la edad del fango y de la carga másica.

P-DBO5 = Peso de DBO5 que entra en el reactor

R = Rendimiento en eliminación de DBO previsto

| Cm | a |
|---|---|
| ≤ 0,05 | 0,66 |
| 0,10 | 0,65 |
| 0,15 | 0,63 |
| 0,20 | 0,59 |
| 0,25 | 0,57 |
| 0,30 | 0,56 |
| 0,40 | 0,53 |
| ≥ 0,5 | 0,50 |

| | | | |
|---|---|---|---|
| P-DBO5 = | 762,00 | 510,99 | kg/dia |
| R/100 = | 0,97 | 0,96 | |
| O2 síntesis = a * P-DBO5 * R/100 | 485,57 | 323,30 | kg/dia |

**Oxigeno para la respiración endógena**

O2 para la respiración de la masa celular =Kre*V*M Siendo

Kre = Coeficiente de respiración endógena; Kg de O2 por Kg de MLSS y dependiente de Cm

V = Volumen del reactor

M = Concentración de la masa celular en el reactor

| Cm | Kre |
|---|---|
| 0,05 | 0,041 |
| 0,10 | 0,067 |
| 0,15 | 0,080 |
| 0,20 | 0,092 |
| 0,25 | 0,100 |
| 0,30 | 0,109 |
| 0,40 | 0,118 |
| 0,50 | 0,123 |
| 0,60 | 0,128 |
| 0,70 | 0,131 |
| 0,80 | 0,133 |
| 1,00 | 0,136 |

| | | | |
|---|---|---|---|
| V = | 4.113,00 | 4.113,00 | $m^3$ |
| M= | 4,00 | 4,00 | $kg/m^3$ |
| O2 para la respiración de la masa celular = | 904,86 | 904,86 | kg/dia |
| Necesidad MEDIA total de O2 | 1.390,43 | 1.228,16 | kg/dia |
| O2/Kg DBO5 eliminada | 2,04 | 2,69 | |
| O2/Kg DBO5 entrada | 1,82 | 2,40 | |

## OXIGENO PARA NITRIFICACION-DESNITRIFICACION

El Oxígeno necesario para la nitrificación y la desnitrificación es la diferencia entre dos componentes.
Componente 1º. Oxígeno necesario para la oxidación total del amoniaco y del nitrógeno orgánico. ON1
Componente 2º. Oxígeno recuperado por la desnitrificación de nitritos y nitratos a nitrógeno elemental. (gas). ON2

**Nitrificación**

ON1 = b * NTKox

| | | | |
|---|---|---|---|
| b = | 4,57 | 4,57 | kg $O_2$ / kg N-NTKox |
| NTKox = | 132,60 | 90,09 | kg/dia |
| ON1 = | 605,99 | 411,69 | kg $O_2$/dia |

**Desnitrificación**

ON2 = d * N-NO3 red.

| | | | |
|---|---|---|---|
| d = | 2,80 | 2,80 | kg $O_2$ / kg N-$NO_3$ red |
| N-NO3red = | 99,35 | 67,37 | kg/dia |
| ON2 = | 278,17 | 188,63 | kg $O_2$/dia |

BALANCE DE LAS NECESIDADES MEDIAS TEORICAS DIARIAS DE OXIGENO

| | | | |
|---|---|---|---|
| Sintesis | 485,57 | 323,30 | kg $O_2$/dia |
| Respiración endógena | 904,86 | 904,86 | kg $O_2$/dia |
| Nitrificación | 605,99 | 411,69 | kg $O_2$/dia |
| Desnitrificación | -278,17 | -188,63 | kg $O_2$/dia |
| TOTAL | 1.718,25 | 1.451,22 | kg $O_2$/dia |
| | 2,25 | 2,84 | |

BALANCE DE LAS NECESIDADES MEDIAS TEORICAS HORARIAS DE OXIGENO

| | | | |
|---|---|---|---|
| Sintesis | 20,23 | 13,47 | kg $O_2$/h |
| Respiración endógena | 37,70 | 37,70 | kg $O_2$/h |
| Nitrificación | 25,25 | 17,15 | kg $O_2$/h |
| Desnitrificación | -11,59 | -7,86 | kg $O_2$/h |
| TOTAL | 71,59 | 60,47 | kg $O_2$/h |

Cálculo de necesidades de O2 por puntas

| | | | |
|---|---|---|---|
| Punta de Caudal = | 2,00 | 2,00 | 0,90 |
| Punta de DBO5 teórica = | 1,50 | 1,50 | 0,83 |
| Punta de DBO5 efectiva =0,45 Pq + 0,55 Pc= | 1,73 | 1,73 | 1,73 |

BALANCE DE LAS NECESIDADES PUNTAS TEORICAS DIARIAS DE OXIGENO

| | | | |
|---|---|---|---|
| Sintesis | 837,61 | 557,69 | kg $O_2$/dia |
| Respiración endógena | 904,86 | 904,86 | kg $O_2$/dia |
| Nitrificación | 1.045,33 | 710,17 | kg $O_2$/dia |
| Desnitrificación | -479,84 | -325,39 | kg $O_2$/dia |
| TOTAL | 2.307,96 | 1.847,32 | kg $O_2$/dia |
| | 3,03 | 3,62 | |

BALANCE DE LAS NECESIDADES PUNTAS TEORICAS HORARIAS DE OXIGENO

| | | | |
|---|---|---|---|
| Sintesis | 34,90 | 23,24 | kg $O_2$/h |
| Respiración endógena | 37,70 | 37,70 | kg $O_2$/h |
| Nitrificación | 43,56 | 29,59 | kg $O_2$/h |
| Desnitrificación | -19,99 | -13,56 | kg $O_2$/h |
| TOTAL | 96,16 | 76,97 | kg $O_2$/h |

## CAPACIDAD DE OXIGENACION

El aporte específico de los sistemas de aireación se establece en condiciones standard de laboratorio, por lo que es necesario calcular la capacidad real de oxigenación requerida, **OC**

$$OC = OR * Cs10(Cs-Cl)^{-1} * (D10/DT)^{1/2} * (Po/Ph) * a^{-1}$$

siendo :

| | | | |
|---|---|---|---|
| Cs10 =Concentración de la saturación de oxígeno de agua pura a 10 °C = | 11,33 | 11,33 | mg/l |
| Cs = Concentración de la saturación de oxígeno en el reactor a la temperatura del licor mezcla; en nuestro caso T= | 12,00 | 12,00 | °C |
| Cs = b * Cst | | | |
| b = | 0,95 | 0,95 | |
| Cst = | 8,95 | 8,95 | |
| Cs = | 8,50 | 8,50 | |
| Cl = Concentración de O2 a mantener en el licor mezcla = | 2,00 | 2,00 | mg/l |
| $(Cs-Cl)^{-1}$ = | 0,15 | 0,15 | |
| D10 y DT = Coeficientes de difusión de O2 a 10°C y T de cálculo. | | | |
| $(D10/DT)^{1/2}$ = | 0,80 | 0,80 | |
| Po = Presión atmosférica al nivel del mar = | 760,00 | 760,00 | mm Hg |
| Ph = Presión atmosférica a la altura de la EDAR. 1 mm Hg menos por cada 11 m. de altura sobre el nivel del mar | | | |
| Altura de la EDAR | 600,00 | 600,00 | m |
| Ph = | 705,45 | 705,45 | mm Hg |
| Po/Ph = | 1,08 | 1,08 | |
| a = Coeficiente de intercambio entre MLSS y agua pura = | | | |
| para difusores; a = | 0,75 | 0,75 | |
| 1/a = | 1,33 | 1,33 | |
| OC = OR * | 2,00 | 2,00 | |
| OR / OC = | 0,50 | 0,50 | |
| Aplicando este cociente a las necesidades de O2 | | | 4,51 |
| Necesidad media teórica diaria | 3.440,40 | 2.905,73 | kg $O_2$/dia |
| Necesidad media teórica horaria | 143,35 | 121,07 | kg $O_2$/h |
| | | | 6,06 |
| Necesidad punta teórica diaria | 4.621,16 | 3.698,84 | kg $O_2$/dia |
| Necesidad punta teórica horaria | 192,55 | 154,12 | kg $O_2$/h |

**SISTEMA DE AIREACION**

CALCULO DE LOS DIFUSORES

Difusores de burbuja fina de membrana

El aire atmosférico contiene un 20,9% de Oxígeno en volumen (23,9% en peso. Su densidad es de 1,248 Kg/M3 a 10ºC y a presión atmosférica.

| | | | |
|---|---|---|---|
| Peso de O2 / M3 de aire = | 0,30 | 0,30 | kg $O_2/m^3$ aire |

El rendimiento de los difusores de membrana de burbuja elegidos depende de la profundidad de sumergencia y del caudal de aire suministrado por difusor.

| | Q unitario | Q unitario | Rto en %/m. De profur |
|---|---|---|---|
| $Nm^3/h$ | 2,00 | 2,00 | 5,90 |
| $Nm^3/h$ | 3,00 | 3,00 | 5,50 |
| $Nm^3/h$ | 4,00 | 4,00 | 5,10 |
| $Nm^3/h$ | 5,00 | 5,00 | 4,70 |
| Caudal unitario adoptado = | 4,00 | 4,00 | $Nm^3/h$ |
| Altura de agua del reactor = | 4,50 | 4,50 | m |
| Altura de agua sobre el difusor = | 4,25 | 4,25 | m |
| Rendimiento estimado = | 21,68 | 21,68 | % |
| ***Rendimiento adoptado =*** | ***22%*** | ***22%*** | |

NECESIDADES DE AIRE

| | | | |
|---|---|---|---|
| Media horaria = | 2.171,97 | 1.834,42 | $Nm^3/h$ |
| Punta horaria = | 2.917,40 | 2.335,13 | $Nm^3/h$ |

SOPLANTES

| | | | |
|---|---|---|---|
| **Nº de soplantes en servicio =** | **2,00** | **2,00** | **Uds** |
| **Nº de soplantes de reserva =** | **1,00** | **1,00** | **Uds** |
| **Nº de soplantes instaladas =** | **3,00** | **3,00** | **Uds** |
| Caudal unitario necesario = | 1.458,70 | 1.167,56 | $Nm^3/h$ |
| Caudal unitario adoptado = | **1.500,00** | **1.500,00** | **$Nm^3/h$** |
| Caudal total en servicio = | 3.000,00 | 3.000,00 | $Nm^3/h$ |
| Caudal en reserva = | 1.500,00 | 1.500,00 | $Nm^3/h$ |
| Caudal total disponible = | 4.500,00 | 4.500,00 | $Nm^3/h$ |

DIFUSORES

| | | | |
|---|---|---|---|
| Caudal unitario estimado = | 4,00 | 4,00 | $Nm^3/h$ |
| Nº de difusores necesarios = | 750,00 | 750,00 | Uds |
| **Nº de difusores instalados =** | **1.000,00** | **1.000,00** | **Uds** |
| Nº de difusores por reactor = | 1.000,00 | 1.000,00 | Uds |
| Caudal real unitario a Qpunta | 3,00 | 3,00 | $Nm^3/h$ |
| Caudal real unitario a Qmedio | 2,17 | 1,83 | $Nm^3/h$ |

**DECANTACION SECUNDARIA**

| | | | |
|---|---|---|---|
| Nº de líneas | 1,00 | 1,00 | ud |
| Caudal medio horario | 132,29 | 89,46 | $m^3/h$ |
| Caudal punta horario | 264,58 | 178,92 | $m^3/h$ |
| Caudal medio por decantador | 132,29 | 89,46 | $m^3/h$ |
| Caudal punta por decantador | 264,58 | 178,92 | $m^3/h$ |

CALCULO SEGÚN LA NORMA ALEMANA ATV-A131

DIAMETRO

| | | | | |
|---|---|---|---|---|
| qSV = | carga volumértrica de fangos | 450,00 | 450,00 | $l/m^2/h$ |
| SVI = | indice volumétrico de fangos | 125,00 | 125,00 | mg/l |
| M = | concentración en el reactor | 4,00 | 4,00 | mg/l |
| CSV = M x SVI | volumen comparativo de fangos | 500,00 | 500,00 | $l/m^3$ |
| qA = qSV / CSV = | carga hidraulica | 0,90 | 0,90 | $m^3/m^2/h$ |
| RV = | relación de recirculación | 1,00 | 1,00 | |
| DSRS = | concentración de fangos recirculados | 7,50 | 7,50 | g/l |
| DSTF = | concentración de fangos en el fondo decantador | 8,33 | 8,33 | g/l |
| tE = (DSTF x SVI /1000)^3 = | tiempo de estancia | 1,13 | 1,13 | h |
| C = 300 tE + 500 = | Concentración Empírica | 839,08 | 839,08 | $l/m^3$ |
| S = Qp / qA | Superficie unitaria mínima necesaria | 293,98 | 198,80 | $m^2$ |
| Di = | Diámetro estricto unitario | 19,35 | 15,91 | m |
| Nº de decantadores | | 1,00 | 1,00 | ud |
| **Diámetro adoptado** | | **17,00** | **17,00** | **m** |
| Superficie unitaria real adoptada | | 226,87 | 226,87 | $m^2$ |
| Carga hidraulica real a caudal medio | | 0,58 | 0,39 | $m^3/m^2/h$ |
| Carga hidraulica real a caudal punta | | 1,17 | 0,79 | $m^3/m^2/h$ |

ALTURA

El calado del decantador a 1/3 del centro es la suma de las siguientes alturas

| | | | |
|---|---|---|---|
| h1 = valor constante | 0,50 | 0,50 | m |
| h2 = altura de la zona de separación de sólidos | | | |
| h2 = 0,5qA(1+RV)/(1-CSV/1000) | 2,33 | 1,58 | m |
| h3 = altura de seguridad por lluvias | | | |
| h3 = 0,45qSV(1+RV)/500 | 0,81 | 0,81 | m |
| h4 = altura de la zona de espesamiento | | | |
| H4 = qSV x te x (1+RV) / C | 1,21 | 1,21 | m |
| Con estos valores obtenemos HT = | 4,85 | 4,10 | |

Teniendo en cuenta que existe un aliviadero de pluviales no consideramos h3

| | | | |
|---|---|---|---|
| HT = | 4,04 | 3,29 | m |

En vertical de vertedero con pendiente en el fondo de un 10%

| | | | |
|---|---|---|---|
| $H_{vert}$ | 3,76 | 3,01 | |

| | | | |
|---|---|---|---|
| **Unidades instaladas** | **1,00** | **1,00** | **Ud** |
| **Diámetro adoptado** | **17,00** | **17,00** | **m** |
| **Altura bajo vertedero adoptada** | **3,00** | **3,00** | **m** |
| Tipo de decantador | Rasquetas | Rasquetas | |
| Superficie unitaria | 226,87 | 226,87 | $m^2$ |
| Volumen unitario por decantador | 744,87 | 744,87 | $m^3$ |
| Longitud vertedero | 53,41 | 53,41 | m |
| Velocidad ascensional real a caudal medio | 0,58 | 0,39 | m/h |
| Velocidad ascensional real a caudal máximo | 1,17 | 0,79 | m/h |
| Tiempo de retención a caudal medio | 5,63 | 8,33 | h |
| Tiempo de retención a caudal medio necesario | > 3,5 | > 3,5 | h |
| Carga sólidos por unidad de superficie a caudal medio | 2,33 | 1,58 | $kg/m^2/h$ |
| Carga s. por unid. de superficie nec. a caudal medio exigida | <2 | <2 | $kg/m^2/h$ |
| Carga sólidos por unidad de superficie a caudal punta | 4,67 | 3,15 | $kg/m^2/h$ |
| Carga sólidos por unidad de superficie a caudal punta exigida | < 4 | < 4 | $kg/m^2/h$ |
| Carga sobre vertedero a caudal medio < 5 | 2,48 | 1,68 | $m^3/ml\ h$ |
| Carga sobre vertedero a caudal punta < 10 | 4,96 | 3,35 | $m^3/ml\ h$ |

| BOMBEO DE ESPUMAS Y FLOTANTES | | |
|---|---|---|
| Sistema de barrido | Barredor superficial adosado al puente del dec. | |
| Sistema de recogida | Tolva | |
| Sistema de evacuación | A concentrador de grasas | |
| | | |
| Tipo de bomba | Centrifuga sumergible | |
| Nº de bombas en servicio | 1,00 | 1,00 ud |
| Nº de bombas de reserva | 1,00 | 1,00 ud |
| Nº de bombas instaladas | 2,00 | 2,00 uds |
| Caudal unitario | 10,00 | 10,00 $m^3/h$ |
| Altura manometrica | 10,00 | 10,00 m.c.a. |
| Destino de las espumas y flotantes | Concentrador de grasas | |

## TRATAMIENTO DE FANGOS

| BALANCE DE FANGOS EN EXCESO | DISEÑO | REAL | |
|---|---|---|---|
| **FANGOS EN EXCESO DERIVADOS DE LA DBO** | | | |
| Peso de DBO5 que entran al biológico | 762,00 | 510,99 | kg/dia |
| Peso de DBO5 que sale del biológico | 79,38 | 53,68 | kg/dia |
| Peso de DBO5 eliminada | 682,63 | 457,31 | kg/dia |
| Fangos biológicos en exceso | 546,10 | 365,85 | kg/dia |
| Concentración del fango purgado del decantador 2º | 7,50 | 7,50 | $kg/m^3$ |
| Volumen de fangos biológicos purgados | 72,81 | 48,78 | $m^3$/dia |
| **BOMBEOS DE FANGOS** | | | |
| Volumen de fangos a purgar | 72,81 | 48,78 | $m^3$/dia |
| Lugar de envio | Espesamiento por gravedad | | |
| Forma de envio | Bombeo | | |
| Tipo de bomba | Centrífuga sumergible | | |
| Tiempo de purga | 12,00 | 12,00 | h/d |
| Nº de bombas en servicio | 1,00 | 1,00 | ud |
| Nº de bombas de reserva | 1,00 | 1,00 | ud |
| Nº de bombas instaladas | 2,00 | 2,00 | ud |
| Caudal de purga teórico | 6,07 | 4,06 | $m^3/h$ |
| Caudal mínimo de la bomba | 6,07 | 4,06 | $m^3/h$ |
| Caudal de la bomba adoptado | **10,00** | **10,00** | **$m^3/h$** |
| Altura manométrica | 10,00 | 10,00 | mca |
| Sistema de control | Temporizado-programado | | |

**ESPESAMIENTO DE FANGOS**

| | | | |
|---|---|---|---|
| Tipo de espesador | Por gravedad | | |
| Fangos a espesar | 546,10 | 365,85 | kg/dia |
| Concentración promedia | 7,50 | 7,50 | $kg/m^3$ |
| Volumen de fangos a espesar | 72,81 | 48,78 | $m^3$/dia |
| Caudal de espesamiento horario | 10,00 | 10,00 | $m^3$/h |
| | | | |
| PARAMETROS DE CALCULO | | | |
| Carga de sólidos < | 30,00 | 30,00 | $kg/m^2$/dia |
| Carga hidraulica < | 0,45 | 0,45 | $m^3/m^2$/h |
| Tiempo de retención de fangos > | 24,00 | 24,00 | h |
| Concentración fango espesado < | 30,00 | 30,00 | gr/l |
| | | | |
| **Número de espesadores** | **1,00** | **1,00** | **ud** |
| Tipo = rasquetas con picket-fence vertical central | | | |
| Accionamiento = central | | | |
| | | | |
| Superficie minima necesaria | 22,22 | 22,22 | $m^2$ |
| Por carga hidraulica | 22,22 | 22,22 | $m^2$ |
| Por carga de sólidos | 18,20 | 12,19 | $m^2$ |
| Diametro mínimo necesario | 5,32 | 5,32 | m |
| **Diámetro adoptado** | **7,00** | **7,00** | **m** |
| Superficie real unitaria | 38,47 | 38,47 | $m^2$ |
| Superficie real | 38,47 | 38,47 | $m^2$ |
| Carga de sólidos máxima real | 14,20 | 9,51 | $kg/m^2$/dia |
| Carga hidraulica real | 0,26 | 0,26 | $m^3/m^2$/h |
| Pendiente del fondo | 13,00 | 13,00 | % |
| Volumen a tratar | 72,81 | 48,78 | $m^3$/dia |
| Concentración de fangos espesados | 30,00 | 30,00 | $kg/m^3$ |
| Concentración promedia | 15,00 | 15,00 | $kg/m^3$ |
| Volumen total necesario | 58,25 | 39,02 | $m^3$ |
| Volumen unitario necesario | 58,25 | 39,02 | $m^3$ |
| Altura util mínima | 1,51 | 1,01 | m |
| **Altura util adoptada** | **3,50** | **3,50** | **m** |
| Altura de resguardo | 0,50 | 0,50 | m |
| **Altura total** | **4,00** | **4,00** | **m** |
| Capacidad real unitaria | 140,46 | 140,46 | $m^3$ |
| Capacidad real total | 140,46 | 140,46 | $m^3$ |
| Tiempo de retención hidraúlico | 1,93 | 2,88 | dias |
| Tiempo de retención de sólidos | 3,86 | 5,76 | dias |
| | | | |
| Volumen de fangos espesados | 18,20 | 12,19 | $m^3$/dia |
| Concentración del fango espesado | 30,00 | 30,00 | $kg/m^3$ |
| | | | |
| PRODUCCION DE SOBRENADANTES | | | |
| Volumen de sobrenadante de los espesadores | 54,61 | 36,58 | $m^3/m^2$/h |
| Destino de los sobrenadantes | Red de sobrenadantes | | |

| | | | |
|---|---|---|---|
| **DESHIDRATACION DE FANGOS** | | | |
| Peso de fangos a deshidratar | 546,10 | 365,85 | kg/día |
| Concentración de entrada | 30,00 | 30,00 | kg/m$^3$ |
| Volumen de fangos deshidratar | 18,20 | 12,19 | m$^3$/día |
| Días semanales de secado | 5,00 | 5,00 | dias/semana |
| Horas diarias de secado | 8,00 | 8,00 | h/dia |
| Carga diaria | 764,54 | 512,19 | kg/día |
| Carga horaria | 95,57 | 64,02 | kg/h |
| Volumen horario | 3,19 | 2,13 | m$^3$/h |
| **BOMBEO** | | | |
| Tipo | Tornillo helicoidal | | |
| Nº de bombas en servico | 1,00 | 1,00 | Ud |
| nº de bombas de reserva | 1,00 | 1,00 | Ud |
| Nº de bombas instaladas | 2,00 | 2,00 | Ud |
| Caudal máximo a bombear por bomba | 3,19 | 2,13 | m$^3$/h |
| Rango de caudal unitario | DE 3 A 8 | DE 3 A 8 | m$^3$/h |
| Altura manométrica | 10,00 | 10,00 | mca |
| Regulación | Mediante variador eléctronico | | |
| **SECADO** | | | |
| Tipo de secado | Centrifuga | | |
| Nº de centrífugas en servico | 1,00 | 1,00 | Ud |
| Nº de centrífugas de reserva | 0,00 | 0,00 | Ud |
| Nº de centrífugas a instalar | 1,00 | 1,00 | Ud |
| Caudal unitario necesario de centrifuga | 3,19 | 2,13 | m$^3$/h |
| Caudal unitario de centrifuga adoptado | **6,00** | **6,00** | **m$^3$/h** |
| Concentración de fango seco | 22,00 | 22,00 | % |
| **ALMACENAMIENTO DE FANGOS SECOS** | | | |
| Peso de fangos a secar por dia util | 764,54 | 512,19 | kg/d |
| Volumen de fangos a secar por dia util | 25,48 | 17,07 | m$^3$/dia |
| Sequedad obtenida | 22 | 22 | % |
| Volumen de fangos secos por dia util | 3,48 | 2,33 | m$^3$/dia |
| Densidad de la torta | 1,10 | 1,10 | T/m$^3$ |
| Peso de fangos secos por dia util | 3,82 | 2,56 | T/d |
| **ALMACENAMIENTO DE FANGOS SECOS** | | | |
| Transporte de fangos secos | Tornillo transportador | | |
| Destino del fango seco | Tolva | | |
| Capacidad de almacenamiento | 4,00 | 4,00 | días |
| Volumen necesario de almacenamiento | 13,90 | 9,31 | m$^3$ |
| Nº de silos | 1,00 | 1,00 | Ud |
| Capacidad de cada silo necesario | 13,90 | 9,31 | m$^3$ |
| Volumen adoptado | **20,00** | **20,00** | **m$^3$** |
| Tiempo real de almacenamiento | 5,76 | 8,59 | días |
| Sobrenadantes del secado | 22,01 | 14,74 | m$^3$/dia |
| Destino | Vaciados y sobrenadantes | | |

| | | | |
|---|---|---|---|
| **ACONDICIONAMIENTO DEL FANGO** | | | |
| **FLOCULACION PREVIA** | | | |
| Peso de fangos por dia util | 764,54 | 512,19 | kg/d |
| | | | |
| Reactivo : | Polielectrolito | | |
| Dosis media | 5,00 | 5,00 | kg/tn |
| Dosis máxima | 6,00 | 6,00 | kg/tn |
| Consumo medio diario | 3,82 | 2,56 | kg/dia |
| Consumo máximo diario | 4,59 | 3,07 | kg/dia |
| Horas de funcionamiento | 8,00 | 8,00 | h/dia |
| Consumo medio horario | 0,48 | 0,32 | kg/h |
| Consumo máximo horario | 0,57 | 0,38 | kg/h |
| Concentración de la solución madre | 0,50 | 0,50 | % |
| Consumo de solución madre medio diario | 764,54 | 512,19 | l/dia |
| Consumo de solución madre máximo diario | 917,45 | 614,63 | l/dia |
| Consumo de solución madre medio horario | 95,57 | 64,02 | l/h |
| Consumo de solución madre máximo horario | 114,68 | 76,83 | l/h |
| Dilución en la linea de dosificación | 0,10 | 0,10 | % |
| | | | |
| EQUIPO DE DOSIFICACION | 1,00 | 1,00 | ud |
| Unidad compacta de preparación y dosificación | | | |
| Numero de unidades compactas | 1,00 | 1,00 | uds |
| Capacidad de la unidad compacta | **1.000,00** | **1.000,00** | **l** |
| | | | |
| Dosificación | | | |
| Tipo de bomba | Tornillo helicoidal | | |
| Nº de bombas dosificadoras en servicio | 1,00 | 1,00 | uds |
| Nº de bombas dosificadoras de reserva | 1,00 | 1,00 | uds |
| Nº de bombas dosificadoras instaladas | 2,00 | 2,00 | uds |
| Caudal nominal unitario mínimo | 114,68 | 76,83 | l/h |
| Caudal nominal unitario adoptado | **DE 30 A 300** | **DE 30 A 300** | **l/h** |
| Altura manométrica | 10 | 10 | m.c.a. |
| Regulación | Mediante variador de velocidad | | |

# 4.3. E.D.A.R DE TORDESILLAS

## INDICE

**1. INTRODUCCIÓN ..... 1**

**2. PARÁMETROS DE PARTIDA DE DISEÑO ..... 1**

**3. PARÁMETROS DE TRABAJO REALES ..... 2**

**4. ESTUDIO DEL PROCESO BIOLÓGICO ..... 5**

4.1. DISEÑO DEL TRATAMIENTO BIOLÓGICO ..... 5

4.2. CONCLUSIONES TRATAMIENTO BIOLÓGICO ..... 31

**5. ESTUDIO DE LA LINEA DE FANGOS ..... 33**

5.1. DISEÑO DE LA LÍNEA DE FANGOS ..... 33

5.2. CONCLUSIONES DE LA LÍNEA DE FANGOS ..... 39

**6. RESUMEN DEL PROCESO ..... 39**

# 1. INTRODUCCIÓN

Una vez descrita la situación actual del bombeo previo y de la EDAR de Tordesillas, se lleva a cabo un estudio del funcionamiento de la planta, tanto de la línea de agua (centrada en el tratamiento biológico) como de la línea de fangos.

Para el estudio se va a realizar una comparativa de los valores para los cuales fue diseñada la EDAR con los valores reales de funcionamiento. Para ello se solicitan datos a la empresa que gestiona la planta: SOCAMEX.

# 2. PARÁMETROS DE PARTIDA DE DISEÑO

Los parámetros para los cuales fue diseñada la depuradora, a partir de los datos del proyecto, tal y como se recoge en el anejo nº 1:

| ***PARÁMETROS DE DISEÑO*** | |
|---|---|
| Población | 9.500 habitantes |
| **Habitantes equivalentes** | **17.250 e-h** |
| **Caudal medio diario** | **3.450 $m^3$/día** |
| Caudal medio horario | 144 $m^3$/h |
| Caudal máximo a pretratamiento | 345 $m^3$/h |
| Caudal punta a biológico | 345 $m^3$/h |
| Carga contaminante $DBO_5$ | 1.035 kg/día |
| Carga contaminante DQO | 3.105 Kg/día |
| Carga contaminante SS | 1.035 Kg/dia |
| Concentración $DBO_5$ | 300 mg/l |
| Concentración DQO | 900 mg/l |
| Concentración SS | 300 mg/l |

## 3. PARÁMETROS DE TRABAJO REALES

Para poder comparar los valores de diseño de la EDAR con la situación de trabajo real, se solicitan los datos de caudal y de concentración contaminante del año 2011.

A continuación se indica en una tabla los valores de caudales medios mensuales y la media diaria del año 2011 facilitados por SOCAMEX:

| | **2011** |
|---|---|
| ENERO | 3.149 $m^3$ |
| FEBRERO | 4.110 $m^3$ |
| MARZO | 4.188 $m^3$ |
| ABRIL | 4.253 $m^3$ |
| MAYO | 3.617 $m^3$ |
| JUNIO | 3.966 $m^3$ |
| JULIO | 3.890 $m^3$ |
| AGOSTO | 4.254 $m^3$ |
| SEPTIEMBRE | 3.947 $m^3$ |
| OCTUBRE | 3.034 $m^3$ |
| NOVIEMBRE | 2.209 $m^3$ |
| DICIEMBRE | 2.896 $m^3$ |
| **MEDIA** | **3.626 $m^3$** |

Y las concentraciones contaminantes del año 2011 facilitadas también por SOCAMEX:

| | Influente entrada | | | | | Influente salida | | | | | Rendimiento | | | | |
|---|---|---|---|---|---|---|---|---|---|---|---|---|---|---|---|
| | $DBO_5$ (mg/l) | DQO (mg/l) | SST (mg/l) | NKT (mg/l) | $P_{TOTAL}$ (mg/l) | $DBO_5$ (mg/l) | DQO (mg/l) | SST (mg/l) | NKT (mg/l) | $P_{TOTAL}$ (mg/l) | $DBO_5$ (%) | DQO (%) | SST (%l) | NKT (%) | $P_{TOTAL}$ (%) |
| ENERO | 390 | 701 | 554 | 52,4 | 32,3 | 16 | 53 | 2 | 3 | 5 | 95,9 | 92,4 | 99,6 | 95,2 | 84,5 |
| FEBRERO | 290 | 619 | 532 | 35,4 | 10,2 | 5 | 16 | 6 | 5 | 2 | 98,3 | 97,4 | 98,9 | 85,3 | 80,4 |
| MARZO | 290 | 540 | 186 | 37 | 5,2 | 2 | 49 | 2 | 9 | 0 | 99,3 | 90,9 | 98,9 | 75,1 | 100,0 |
| ABRIL | 700 | 2905 | 2.542 | 87,9 | 7,6 | 3 | 26 | 4 | 12 | 0 | 99,6 | 99,1 | 99,8 | 86,2 | 100,0 |
| MAYO | 155 | 349 | 129 | 36,1 | 5,8 | 3 | 19 | 3 | 6 | 1 | 98,1 | 94,6 | 97,7 | 83,7 | 82,8 |
| JUNIO | 286 | 549 | 234 | 67,3 | 9 | 5 | 15 | 4 | 7 | 1 | 98,3 | 97,3 | 98,3 | 89,7 | 88,9 |
| JULIO | 598 | 711 | 368 | 19,1 | 6,7 | 5 | 14 | 4 | 4 | 0 | 99,2 | 98,0 | 98,9 | 78,0 | 100,0 |
| AGOSTO | 720 | 1.190 | 724 | 48,4 | 7 | 7 | 72 | 4 | 3 | 1 | 99,0 | 93,9 | 99,4 | 93,2 | 85,7 |
| SEPTIEMBRE | 423 | 931 | 437 | 52,7 | 9,4 | 9 | 47 | 4 | 5 | 3 | 97,9 | 95,0 | 99,1 | 91,5 | 68,1 |
| OCTUBRE | 155 | 353 | 142 | 39,7 | 4,4 | 4 | 4 | 4 | 9 | 2 | 97,4 | 98,9 | 97,2 | 77,3 | 54,5 |
| NOVIEMBRE | 132 | 266 | 147 | 85,9 | 5,6 | 6 | 10 | 15 | 10 | 2 | 95,5 | 96,2 | 89,8 | 87,9 | 64,3 |
| DICIEMBRE | 210 | 392 | 150 | 62,3 | 5,6 | 6 | 15 | 5 | 6 | 1 | 97,1 | 96,2 | 96,7 | 89,9 | 82,1 |

En cuanto a los caudales, se registran diferencias muy importantes de unos meses a otros. En el año 2011 los menores caudales se registran entre los meses de octubre a enero, incrementándose notablemente a partir del mes de febrero. Los valores máximos se registran en los meses de marzo, abril, julio y también de agosto.

Para el estudio del proceso actual, se diferencian por tanto dos circunstancias. Por un lado los meses de invierno (de octubre a febrero) en los cuales el caudal es menor pero la temperatura es más desfavorable: 12ºC. Por otro, los meses de verano (de marzo a septiembre) cuando el caudal a tratar es superior pero la temperatura del agua es óptima para el tratamiento, estableciéndose un valor medio de 16ºC.

| | | |
|---|---|---|
| **Q medio mensual =** | **3.626** | **$m^3$/día** |
| **Q invierno =** | **3.080** | **$m^3$/día** |
| **Q verano =** | **4.016** | **$m^3$/día** |

Esta diferencia de caudal es debido a que Tordesillas si experimenta un aumento poblacional durante los meses de verano, y descienden los habitantes en los meses de invierno.

En cuanto a la contaminación, hay una diferencia importante de unas analíticas a otras, en función del día que se toma, aunque todas ellas son integradas. La analítica de abril se sale de rango completamente, no manteniendo ninguna relación con el resto de analíticas, lo que hace suponer que la toma de muestras se realizó en un momento de mal funcionamiento de la planta o problemas en el proceso, que se plasmaron en valores de concentración muy elevadas. Por este motivo, esta analítica no se considera para el cálculo, por no ser representativa del vertido global de Tordesillas.

Los valores medios, despreciando esta analítica:

| | $DBO_5$ (mg/l) | DQO (mg/l) | SST (mg/l) | NKT (mg/l) | $P_{TOTAL}$ (mg/l) |
|---|---|---|---|---|---|
| **MEDIA** | **331,7** | **600,1** | **327,5** | **48,8** | **9,2** |

Para el estudio del funcionamiento actual se analizan cada uno de los parámetros, estableciendo unos valores medios de concentración que se consideran adecuados y representativos del vertido:

- ***$DBO_5$***: valores que oscilan entre 155 mg/l hasta los 720 mg/l en el mes de agosto. El valor medio real considerado es **330 mg/l**.
- ***DQO***: los valores oscilan entre 353 mg/l y 1.190mg/l del mes de agosto. El valor medio real considerado es **600 mg/l**.
- ***SST:*** El rango de concentraciones está entre 129 mg/l y 724 mg/l. El valor medio real que se establece es ***330 mg/l***.
- ***Nitrógeno Total***: los valores anuales oscilan entre los 19,1 mg/l a los 85,9mg/l. Se considera un valor medio de ***50 mg/l***.
- ***Fósforo Total:*** los valores anuales oscilan entre los 4,4 mg/l a los 32,3mg/l del mes de enero. Se considera un valor medio de ***10 mg/l***.

Las analíticas corresponden con un agua residual típicamente doméstica, tal y como cabía esperar.

## 4. ESTUDIO DEL PROCESO BIOLÓGICO

A partir de los valores de diseño de la EDAR y de los datos reales obtenidos de las tablas anteriores del año 2011, se realiza un estudio comparativo de los datos para los cuales fue diseñada la planta frente a los datos reales de caudales y de carga.

El cálculo de la situación actual real se realiza diferenciando dos hechos, por un lado los meses de invierno en los cuales el caudal es menor pero la temperatura es más desfavorable: 12ºC; y los meses de verano, cuando el caudal a tratar es superior pero la temperatura del agua es óptima para el tratamiento, estableciéndose un valor medio de 16ºC.

***Este estudio permite conocer la capacidad real de la EDAR para la situación actual de caudal y de carga, frente a las condiciones de diseño.***

### 4.1. DISEÑO DEL TRATAMIENTO BIOLÓGICO

## PARÁMETROS DE DISEÑO TRATAMIENTO BIOLÓGICO

| | |
|---|---|
| **Habitantes eq =** | **17.250 hab** |
| **Caudal de diseño =** | **3.450 $m^3$/día** |

*Caudales medios de diseño:*

| | |
|---|---|
| **Qmedio =** | **3.450 $m^3$/día** |
| **Qmedio =** | **143,8 $m^3$/h** |
| **Qpunta =** | **345,0 $m^3$/h** |

Las concentraciones de diseño y por tanto la carga contaminante:

| | Carga contaminante | Concentración |
|---|---|---|
| $DBO_5$ = | 1.035,0 Kg/día | 300,0 mg/l |
| DQO = | 3.105,0 Kg/día | 900,0 mg/l |
| SST = | 1.035,0 Kg/día | 300,0 mg/l |
| N total = | 172,5 Kg/día | 50,0 mg/l |
| P total = | 34,5 Kg/día | 10,0 mg/l |

Los habitantes equivalentes:

| | |
|---|---|
| **E-H de diseño =** | **17.250 e-h** |

| | |
|---|---|
| pH = | entre 6 y 9 |
| $T_{DISEÑO}$ = | 12 °C |

## PARÁMETROS DISEÑO REALES BIOLÓGICO INVIERNO

| | |
|---|---|
| Poblac censada 2011 = | 9.172 hab |

El caudal real se obtiene de las medidas diarias de caudal facilitadas por SOCAMEX:

| | |
|---|---|
| **Caudal medio diario real =** | **3.080 $m^3$/día** |

*Caudales medios de diseño:*

| | |
|---|---|
| Qmedio = | **3.080,0 $m^3$/día** |
| **Qmedio =** | **128,3 $m^3$/h** |
| **Qpunta =** | **308,0 $m^3$/h** |

Partiendo de las concentraciones registradas en el año 2011

| | Carga contaminante | Concentración |
|---|---|---|
| $DBO_5$ = | 1.016,4 Kg/día | 330,0 mg/l |
| DQO = | 77,0 Kg/día | 600,0 mg/l |
| SST = | 101,6 Kg/día | 330,0 mg/l |
| N total = | 0,0 Kg/día | 50,0 mg/l |
| P total = | 0,0 Kg/día | 10,0 mg/l |

Los habitantes equivalentes:

| | |
|---|---|
| **E-H actual =** | **16.940 e-h** |

| | |
|---|---|
| pH = | entre 6 y 9 |
| $T_{DISEÑO}$ = | 12 °C |

## PARÁMETROS DISEÑO REALES BIOLÓGICO VERANO

| | |
|---|---|
| Poblac censada 2011 = | 9.172 hab |

El caudal real se obtiene de las medidas diarias de caudal facilitadas por SOCAMEX:

| | |
|---|---|
| **Caudal medio diario real =** | **4.016 $m^3$/día** |

*Caudales medios de diseño:*

| | |
|---|---|
| Qmedio = | **4.016,0 $m^3$/día** |
| **Qmedio =** | **167,3 $m^3$/h** |
| **Qpunta =** | **401,6 $m^3$/h** |

Partiendo de las concentraciones registradas en el año 2011

| | Carga contaminante | Concentración |
|---|---|---|
| $DBO_5$ = | 1.325,3 Kg/día | 330,0 mg/l |
| DQO = | 100,4 Kg/día | 600,0 mg/l |
| SST = | 132,5 Kg/día | 330,0 mg/l |
| N total = | 0,0 Kg/día | 50,0 mg/l |
| P total = | 0,0 Kg/día | 10,0 mg/l |

Los habitantes equivalentes:

| | |
|---|---|
| **E-H actual =** | **22.088 e-h** |

| | |
|---|---|
| pH = | entre 6 y 9 |
| $T_{DISEÑO}$ = | 16 °C |

## PARÁMETROS DE DISEÑO TRATAMIENTO BIOLÓGICO

### REACTOR BIOLÓGICO

El tratamiento biológico de la EDAR es una ***aireación prolongada***, cuyos parámetros de diseño son los siguientes:

| | |
|---|---|
| Carga másica(Kg $DBO_5$/Kg MLSS.d)= | 0,07 < Cm < 0,2 |
| Edad del Fango (días) = | entre 10 y 30 |
| Rendimiento eliminac $DBO_5$ (%) = | 92% - 95 % |
| Tiempo de retención hidráulico = | 24 h |
| MLSS aprox = | 4 Kg/$m^3$ |

***CÁLCULO DE LA CARGA MÁSICA Y EL VOLUMEN:***

El volumen del reactor:

| | |
|---|---|
| **Nº reactores =** | **2 Ud.** |
| L recta = | 30 m |
| H agua = | 5 m |
| Anchura canal = | 6 m |
| Área = | 473 $m^2$ |
| Vunitario = | 2.365,0 $m^3$ |
| **Vtotal =** | **4.730,0 $m^3$** |

## PARÁMETROS DISEÑO REALES BIOLÓGICO INVIERNO

### REACTOR BIOLÓGICO

El tratamiento biológico de la EDAR es una ***aireación prolongada***, cuyos parámetros de diseño son los siguientes:

| | |
|---|---|
| Carga másica (Kg $DBO_5$/Kg MLSS.d)= | 0,07 < Cm < 0,2 |
| Edad del Fango (días) = | entre 10 y 30 |
| Rendimiento eliminac $DBO_5$ (%) = | 92% - 95 % |
| Tiempo de retención hidráulico = | 24 h |
| MLSS = | 4 Kg/$m^3$ |

***CÁLCULO DE LA CARGA MÁSICA Y EL VOLUMEN:***

El volumen del reactor:

| | |
|---|---|
| **Nº reactores =** | **2 Ud.** |
| L recta = | 30 m |
| H agua = | 5 m |
| Anchura canal = | 5 m |
| Área = | 473 $m^2$ |
| Vunitario = | 2.365,0 $m^3$ |
| **Vtotal =** | **4.730,0 $m^3$** |

## PARÁMETROS DISEÑO REALES BIOLÓGICO VERANO

### REACTOR BIOLÓGICO

El tratamiento biológico de la EDAR es una ***aireación prolongada***, cuyos parámetros de diseño son los siguientes:

| | |
|---|---|
| Carga másica (Kg $DBO_5$/Kg MLSS.d)= | 0,07 < Cm < 0,2 |
| Edad del Fango (días) = | entre 10 y 30 |
| Rendimiento eliminac $DBO_5$ (%) = | 92% - 95 % |
| Tiempo de retención hidráulico = | 24 h |
| MLSS = | 4 Kg/$m^3$ |

***CÁLCULO DE LA CARGA MÁSICA Y EL VOLUMEN:***

El volumen del reactor:

| | |
|---|---|
| **Nº reactores =** | **2 Ud.** |
| L recta = | 30 m |
| H agua = | 5 m |
| Anchura canal = | 5 m |
| Área = | 473 $m^2$ |
| Vunitario = | 2.365,0 $m^3$ |
| **Vtotal =** | **4.730,0 $m^3$** |

| PARÁMETROS DE DISEÑO TRATAMIENTO BIOLÓGICO | PARÁMETROS DISEÑO REALES BIOLÓGICO INVIERNO | PARÁMETROS DISEÑO REALES BIOLÓGICO VERANO |
|---|---|---|
| $DBO_5$ = 1.035 Kg/día | $DBO_5$ = 1.016 Kg/día | $DBO_5$ = 1.325 Kg/día |
| $MLSS_{DISEÑO}$ = 4 Kg/m$^3$ | $MLSS_{REAL}$ = 4 Kg/m$^3$ | $MLSS_{REAL}$ = 4 Kg/m$^3$ |
| **Cm= 0,056 Kg DBO5/Kg MLSS.d** | **Cm= 0,054 Kg DBO5/Kg MLSS.d** | **Cm= 0,070 Kg DBO5/Kg MLSS.d** |
| ***EDAD DEL FANGO*** | ***EDAD DEL FANGO*** | ***EDAD DEL FANGO*** |
| La Edad del Fango se calcula a partir de la carga másica y el rendimiento: | La Edad del Fango se calcula a partir de la carga másica y el rendimiento: | La Edad del Fango se calcula a partir de la carga másica y el rendimiento: |
| $Efango = \frac{1}{[(1.2\,C_N^{1.23}) + 0.5(B-0.6)xCm]xR/100}$ | $Efango = \frac{1}{[(1.2\,C_N^{1.23}) + 0.5(B-0.6)xCm]xR/100}$ | $Efango = \frac{1}{[(1.2\,C_N^{1.23}) + 0.5(B-0.6)xCm]xR/100}$ |
| Se considera para el cálculo que los SS se reducen en un 35% en el pretratamiento y la DBO5 entra al 100% | Se considera para el cálculo que los SS se reducen en un 35% en el pretratamiento y la DBO5 entra al 100% | Se considera para el cálculo que los SS se reducen en un 35% en el pretratamiento y la DBO5 entra al 100% |
| SS = reducida al 35% = 195,0 mg/l | SS = reducida al 35% = 214,5 mg/l | SS = reducida al 35% = 214,5 mg/l |
| DBO5 = al 100% en b° = 300,0 mg/l | DBO5 = al 100% en b° = 330,0 mg/l | DBO5 = al 100% en b° = 330,0 mg/l |
| **Donde B = relación SS/$DBO_5$ en el influente 0,65** | **Donde B = relación SS/$DBO_5$ en el influente 0,65** | **Donde B = relación SS/$DBO_5$ en el influente 0,65** |
| R = rendimiento. Se establece una eliminación del 95% de DBO5 | R = rendimiento. Se establece una eliminación del 95% de DBO5 | R = rendimiento. Se establece una eliminación del 95% de DBO5 |
| Aplicando la ecuación la edad del fango: | Aplicando la ecuación la edad del fango: | Aplicando la ecuación la edad del fango: |
| $E_{FANGO}$ = **28,6 días** | $E_{FANGO}$ = **29,3 días** | $E_{FANGO}$ = **21,2 días** |

| PARÁMETROS DE DISEÑO TRATAMIENTO BIOLÓGICO | PARÁMETROS DISEÑO REALES BIOLÓGICO INVIERNO | PARÁMETROS DISEÑO REALES BIOLÓGICO VERANO |
|---|---|---|
| ***EDAD DEL FANGO PARA NITRIFICACIÓN*** | ***EDAD DEL FANGO PARA NITRIFICACIÓN*** | ***EDAD DEL FANGO PARA NITRIFICACIÓN*** |
| Los procesos biológicos en los que se lleva a cabo nitrificación desnitrificación vienen relacionados por la siguiente expresión: | Los procesos biológicos en los que se lleva a cabo nitrificación desnitrificación vienen relacionados por la siguiente expresión: | Los procesos biológicos en los que se lleva a cabo nitrificación desnitrificación vienen relacionados por la siguiente expresión: |
| $(1-fM)=\frac{fS*(foh+1/E_{ef})}{fcn}$ | $(1-fM)=\frac{fS*(foh+1/E_{ef})}{fcn}$ | $(1-fM)=\frac{fS*(foh+1/E_{ef})}{fcn}$ |
| A partir de esta ecuación es posible calcular la *edad mínima del fango para conseguir nitrificación:* | A partir de esta ecuación es posible calcular la *edad mínima del fango para conseguir nitrificación:* | A partir de esta ecuación es posible calcular la *edad mínima del fango para conseguir nitrificación:* |
| fM = fracción de MLSS en anóxica 0,3 | fM = fracción de MLSS en anóxica 0,3 | fM = fracción de MLSS en anóxica 0,3 |
| fS = factor de seguridad 1,25 | fS = factor de seguridad 1,25 | fS = factor de seguridad 1,25 |
| foh = factor para organismos heterótrofos | foh = factor para organismos heterótrofos | foh = factor para organismos heterótrofos |
| foh = 0,04 *1,029^(T-20) 0,032 | foh = 0,04 *1,029^(T-20) 0,032 | foh = 0,04 *1,029^(T-20) 0,036 |
| fcn = factor de crecimiento bacterias nitrificantes | fcn = factor de crecimiento bacterias nitrificantes | fcn = factor de crecimiento bacterias nitrificantes |
| fcn = u20*1,123^(T-20) | fcn = u20*1,123^(T-20) | fcn = u20*1,123^(T-20) |
| u20 = 0,45 | u20 = 0,45 | u20 = 0,45 |
| T$^{a}$ = 12 °C | T$^{a}$ = 12 °C | T$^{a}$ = 16 °C |
| fcn= 0,178 | fcn= 0,178 | fcn= 0,283 |
| La edad del fango minima ***para nitrificación***: | La edad del fango minima ***para nitrificación***: | La edad del fango minima ***para nitrificación***: |
| $E_{FANGO\ MINIMA}$ = 14,7 días | $E_{FANGO\ MINIMA}$ = 14,7 días | $E_{FANGO\ MINIMA}$ = 8,1 días |

## PARÁMETROS DE DISEÑO TRATAMIENTO BIOLÓGICO

***EDAD DEL FANGO PARA ESTABILIZACIÓN***

Los procesos de baja carga tienen una edad del fango elevada,

para asegurar la estabilización de los fangos.

La Edad del Fango mínima para producir estabilización, basada en la

Tª del agua:

| Temperatura (ºC) | Edad del fango (días) |
|---|---|
| 5 ºC | >35 días |
| 10 ºC | 20 días |
| 12 ºC | 17 días |
| 14 ºC | 14,8 días |
| 16 ºC | 13 días |
| 18 ºC | 12 días |

**Para 12ºC = E fango estabilización = 17 días**

| *DISEÑO* | |
|---|---|
| **E fango diseño =** | **28,6 días** |
| **E fango nitrificac=** | **14,7 días** |
| **E fango estabilizac=** | **17,0 días** |

***Para las condiciones de diseño el biológico tenía Efango suficiente para su estabilización y conseguir nitrificar para la Tª de 12ºC y con una concentración en el reactor de 4 Kg/m³.***

## PARÁMETROS DISEÑO REALES BIOLÓGICO INVIERNO

***EDAD DEL FANGO PARA ESTABILIZACIÓN***

Los procesos de baja carga tienen una edad del fango elevada,

para asegurar la estabilización de los fangos.

La Edad del Fango mínima para producir estabilización, basada en la

Tª del agua:

| Temperatura (ºC) | Edad del fango (días) |
|---|---|
| 5 ºC | >35 días |
| 10 ºC | 20 días |
| 12 ºC | 17 días |
| 14 ºC | 14,8 días |
| 16 ºC | 13 días |
| 18 ºC | 12 días |

**Para 12ºC = E fango estabilización = 17 días**

| *REAL* | |
|---|---|
| **E fango diseño =** | **29,3 días** |
| **E fango nitrificac=** | **14,7 días** |
| **E fango estabilizac=** | **17,0 días** |

***Para las condiciones reales en invierno el biológico tiene Efango suficiente para estabilizar los fangos y nitrificar, para Tº=12ºC y MLSS = 4,0 Kg/m³***

## PARÁMETROS DISEÑO REALES BIOLÓGICO VERANO

***EDAD DEL FANGO PARA ESTABILIZACIÓN***

Los procesos de baja carga tienen una edad del fango elevada,

para asegurar la estabilización de los fangos.

La Edad del Fango mínima para producir estabilización, basada en la

Tª del agua:

| Temperatura (ºC) | Edad del fango (días) |
|---|---|
| 5 ºC | >35 días |
| 10 ºC | 20 días |
| 12 ºC | 17 días |
| 14 ºC | 14,8 días |
| 16 ºC | 13 días |
| 18 ºC | 12 días |

**Para 16ºC = E fango estabilización = 13 días**

| *REAL* | |
|---|---|
| **E fango diseño =** | **21,2 días** |
| **E fango nitrificac=** | **8,1 días** |
| **E fango estabilizac=** | **13,0 días** |

***Para las condiciones reales en verano el biológico tiene Efango suficiente para estabilizar los fangos y nitrificar, para Tº=12ºC y MLSS = 4,0 Kg/m³***

| PARÁMETROS DE DISEÑO TRATAMIENTO BIOLÓGICO | PARÁMETROS DISEÑO REALES BIOLÓGICO INVIERNO | PARÁMETROS DISEÑO REALES BIOLÓGICO VERANO |
|---|---|---|
| ***CÁLCULO DEL TIEMPO DE RETENCIÓN HIDRÁULICO:*** | ***CÁLCULO DEL TIEMPO DE RETENCIÓN HIDRÁULICO:*** | ***CÁLCULO DEL TIEMPO DE RETENCIÓN HIDRÁULICO:*** |
| El TRH debe rondar las 24h. | El TRH debe rondar las 24h. | El TRH debe rondar las 24h. |
| $Q_{MEDIO}(m^3/h)$= 143,8 \| TRH (h) = 32,9 | $Q_{MEDIO}(m^3/h)$= 128,3 \| TRH (h) = 36,9 | $Q_{MEDIO}(m^3/h)$= 167,3 \| TRH (h) = 28,3 |
| $Q_{PUNTA}(m^3/h)$= 345,0 \| TRH (h)= 13,7 | $Q_{PUNTA}(m^3/h)$= 308,0 \| TRH (h)= 15,4 | $Q_{PUNTA}(m^3/h)$= 401,6 \| TRH (h)= 11,8 |
| ***RENDIMIENTO EN LA ELIMINACIÓN DE LA DBO5*** | ***RENDIMIENTO EN LA ELIMINACIÓN DE LA DBO5*** | ***RENDIMIENTO EN LA ELIMINACIÓN DE LA DBO5*** |
| No es posible eliminar la totalidad de la DBO5 que entra en el reactor, ya que parte de la DBO5 es soluble y otra parte es consecuencia de los SS en el efluente. Se calculan ambas: | No es posible eliminar la totalidad de la DBO5 que entra en el reactor, ya que parte de la DBO5 es soluble y otra parte es consecuencia de los SS en el efluente. Se calculan ambas: | No es posible eliminar la totalidad de la DBO5 que entra en el reactor, ya que parte de la DBO5 es soluble y otra parte es consecuencia de los SS en el efluente. Se calculan ambas: |
| La $DBO_5$ soluble en el agua depurada: | La $DBO_5$ soluble en el agua depurada: | La $DBO_5$ soluble en el agua depurada: |
| $$DBO5efluente = \frac{DBO5entrada}{1 + \frac{Km * DBO5entrada}{MLSS * Cm * 1000}}$$ | $$DBO5efluente = \frac{DBO5entrada}{1 + \frac{Km * DBO5entrada}{MLSS * Cm * 1000}}$$ | $$DBO5efluente = \frac{DBO5entrada}{1 + \frac{Km * DBO5entrada}{MLSS * Cm * 1000}}$$ |
| Km = factor elimina $DBO_5$ días$^{-1}$ 12ºC 216 días $^{-1}$ | Km= factor elimina $DBO_5$ días$^{-1}$ 12ºC 216 días $^{-1}$ | Km= factor elimina $DBO_5$ días$^{-1}$ 16ºC 288 días $^{-1}$ |
| **$DBO_5$ soluble = 1,01 mg/l** | **$DBO_5$ soluble = 0,99 mg/l** | **$DBO_5$ soluble = 0,97 mg/l** |

## PARÁMETROS DE DISEÑO TRATAMIENTO BIOLÓGICO

La $DBO_5$ consecuencia de los SS en el efluente (mg/l)

$DBO_5$ consec de SS = SS * f (Cm)

| f(Cm) | Cm |
|---|---|
| 0,8 Cm $^{1/2}$ | < 0,5 |
| 0,58 | ≥ 0,5 |

Estableciendo la máxima concentración permitida de salida de SS:

**$DBO_5$ consec de SS = 6,55 mg/l**

La DBO5 a la salida:

**DBO5 salida = 7,56 mg/l**

La concentración de DBO5 a la salida es inferior al máximo valor permitido por la normativa vigente. El rendimiento de eliminación:

| | *Entrada* | *Salida* | *Rto (%)* |
|---|---|---|---|
| $DBO_5$ (mg/l)= | 300,0 | 7,56 | 97,5 |
| $DBO_5$ (Kg/día)= | 1035,0 | 26,08 | 97,5 |

**Rendimiento eliminación $DBO_5$ = 97,5 %**

## PARÁMETROS DISEÑO REALES BIOLÓGICO INVIERNO

La $DBO_5$ consecuencia de los SS en el efluente (mg/l)

$DBO_5$ consec de SS = SS * f (Cm)

| f(Cm) | Cm |
|---|---|
| 0,8 Cm $^{1/2}$ | < 0,5 |
| 0,58 | ≥ 0,5 |

Estableciendo la máxima concentración permitida de salida de SS:

**$DBO_5$ consec de SS = 6,49 mg/l**

La DBO5 a la salida:

**DBO5 salida = 7,5 mg/l**

La concentración de DBO5 a la salida es inferior al máximo valor permitido por la normativa vigente. El rendimiento de eliminación:

| | *Entrada* | *Salida* | *Rto (%)* |
|---|---|---|---|
| $DBO_5$ (mg/l)= | 330,0 | 7,5 | 97,7 |
| $DBO_5$ (Kg/día)= | 1016,4 | 23,0 | 97,7 |

**Rendimiento eliminación $DBO_5$ = 97,7 %**

## PARÁMETROS DISEÑO REALES BIOLÓGICO VERANO

La $DBO_5$ consecuencia de los SS en el efluente (mg/l)

$DBO_5$ consec de SS = SS * f (Cm)

| f(Cm) | Cm |
|---|---|
| 0,8 Cm $^{1/2}$ | < 0,5 |
| 0,58 | ≥ 0,5 |

Estableciendo la máxima concentración permitida de salida de SS:

**$DBO_5$ consec de SS = 7,41 mg/l**

La DBO5 a la salida:

**DBO5 salida = 8,4 mg/l**

La concentración de DBO5 a la salida es inferior al máximo valor permitido por la normativa vigente. El rendimiento de eliminación:

| | *Entrada* | *Salida* | *Rto (%)* |
|---|---|---|---|
| $DBO_5$ (mg/l)= | 330,0 | 8,4 | 97,5 |
| $DBO_5$ (Kg/día)= | 1325,3 | 33,7 | 97,5 |

**Rendimiento eliminación $DBO_5$ = 97,5 %**

| PARÁMETROS DE DISEÑO TRATAMIENTO BIOLÓGICO | PARÁMETROS DISEÑO REALES BIOLÓGICO INVIERNO | PARÁMETROS DISEÑO REALES BIOLÓGICO VERANO |
|---|---|---|
| ***DESNITRIFICACIÓN*** | ***DESNITRIFICACIÓN*** | ***DESNITRIFICACIÓN*** |
| La máxima concentración de nitrato que podría desnitrificarse: | La máxima concentración de nitrato que podría desnitrificarse: | La máxima concentración de nitrato que podría desnitrificarse: |
| $Dc = Sbi(\frac{fbs*(1-PY)}{2,86} + \frac{Y*E*K2*fx}{1+bht*E})$ | $Dc = Sbi(\frac{fbs*(1-PY)}{2,86} + \frac{Y*E*K2*fx}{1+bht*E})$ | $Dc = Sbi(\frac{fbs*(1-PY)}{2,86} + \frac{Y*E*K2*fx}{1+bht*E})$ |
| Donde: | Donde: | Donde: |
| Sbi= Concentrac DQO biodegradable = 810 mg/l | Sbi= Concentrac DQO biodegradable = 540 mg/l | Sbi= Concentrac DQO biodegradable = 540 mg/l |
| fbs = DQOrapid biodeg/DQObiodeg= 0,24 | fbs = DQOrapid biodeg/DQObiodeg= 0,24 | fbs = DQOrapid biodeg/DQObiodeg= 0,24 |
| P= DQO/SSV = 1,5 | P= DQO/SSV = 1,5 | P= DQO/SSV = 1,5 |
| Y= Coeficiente crecim b.Heterótrofas= 0,45 mg SSV/mg DQO | Y= Coeficiente crecim b.Heterótrofas= 0,45 mg SSV/mg DQO | Y= Coeficiente crecim b.Heterótrofas= 0,45 mg SSV/mg DQO |
| K2=coeficiente desnitrificación= | K2=coeficiente desnitrificación= | K2=coeficiente desnitrificación= |
| $K2 = 0,1*1,08^{(T-20)}$ 0,054 mgN-NO3/mgSSV | $K2 = 0,1*1,08^{(T-20)}$ 0,054 mgN-NO3/mgSSV | $K2 = 0,1*1,08^{(T-20)}$ 0,074 mgN-NO3/mgSSV |
| bhT= coeficiente decrecimiento b. Heterótrofas = | bhT= coeficiente decrecimiento b. Heterótrofas = | bhT= coeficiente decrecimiento b. Heterótrofas = |
| $bhT = 0,24 * 1,029^{(T-20)}$ = 0,191 días$^{-1}$ | $bhT = 0,24 * 1,029^{(T-20)}$ = 0,191 días$^{-1}$ | $bhT = 0,24 * 1,029^{(T-20)}$ = 0,214 días$^{-1}$ |
| E= Edad del fango = 28,6 días | E= Edad del fango = 29,3 días | E= Edad del fango = 21,2 días |
| fx = porcentaje de zona anóxica = 0,3 | fx = 0,3 | fx = 0,3 |
| Dc = Concentración de $N\text{-}NO_3$ a elimin 48,2 mg/l | Dc = Concentración de $N\text{-}NO_3$ a elimin 32,2 mg/l | Dc = Concentración de $N\text{-}NO_3$ a elimin 35,2 mg/l |
| ***La máx concentración que puede desnitrificarse es 48,2 mg/l*** | ***La máx concentración que puede desnitrificarse es 32,2 mg/l*** | ***La máx concentración que puede desnitrificarse es 35,2 mg/l*** |

| PARÁMETROS DE DISEÑO TRATAMIENTO BIOLÓGICO | PARÁMETROS DISEÑO REALES BIOLÓGICO INVIERNO | PARÁMETROS DISEÑO REALES BIOLÓGICO VERANO |
|---|---|---|
| ***NITRIFICACIÓN*** | ***NITRIFICACIÓN*** | ***NITRIFICACIÓN*** |
| La concentración de nitrógeno que no se nitrifica: | La concentración de nitrógeno que no se nitrifica: | La concentración de nitrógeno que no se nitrifica: |
| Hay una concentración de nitrógeno amoniacal que no se nitrifica. Se calcula mediante la siguiente expresión: | Hay una concentración de nitrógeno amoniacal que no se nitrifica. Se calcula mediante la siguiente expresión: | Hay una concentración de nitrógeno amoniacal que no se nitrifica. Se calcula mediante la siguiente expresión: |
| $Na = \frac{(Knt(dcn+1/ef)}{fcn(1-fx)-(dcn+1/ef)}$ | $Na = \frac{(Knt(dcn+1/ef)}{fcn(1-fx)-(dcn+1/ef)}$ | $Na = \frac{(Knt(dcn+1/ef)}{fcn(1-fx)-(dcn+1/ef)}$ |
| Knt = coeficiente saturación para la nitrificación = | Knt = coeficiente saturación para la nitrificación = | Knt = coeficiente saturación para la nitrificación = |
| $Knt = 1{,}123^{(T-20)}$ 0,395 | $Knt = 1{,}123^{(T-20)}$ 0,395 | $Knt = 1{,}123^{(T-20)}$ 0,629 |
| dcn = coeficiente decrecimiento organismos nitrificantes = | dcn = coeficiente decrecimiento organismos nitrificantes = | dcn = coeficiente decrecimiento organismos nitrificantes = |
| dcn = 0,04*1,029(T-20) 0,032 | dcn = 0,04*1,029(T-20) 0,032 | dcn = 0,04*1,029(T-20) 0,036 |
| ef = edad de fangos = 28,6 días | ef = edad de fangos = 29,3 días | ef = edad de fangos = 21,2 días |
| fcn = factor crecimiento bacterias nitrificantes = | fcn = factor crecimiento bacterias nitrificantes = | fcn = factor crecimiento bacterias nitrificantes = |
| fcn = u20*1,123(T-20) 0,178 | fcn = u20*1,123(T-20) 0,178 | fcn = u20*1,123(T-20) 0,283 |
| Por tanto la concentración de nitrógeno amoniacal que no se nitrifica: | Por tanto la concentración de nitrógeno amoniacal que no se nitrifica: | Por tanto la concentración de nitrógeno amoniacal que no se nitrifica: |
| **Na = 0,46 mg N-$NH_3$/l** | **Na = 0,45 mg N-$NH_3$/l** | **Na = 0,45 mg N-$NH_3$/l** |

| PARÁMETROS DE DISEÑO TRATAMIENTO BIOLÓGICO | PARÁMETROS DISEÑO REALES BIOLÓGICO INVIERNO | PARÁMETROS DISEÑO REALES BIOLÓGICO VERANO |
|---|---|---|
| ***NKT EN EL EFLUENTE*** | ***NKT EN EL EFLUENTE*** | ***NKT EN EL EFLUENTE*** |
| La concentración de nitrógeno Kjendhal de diseño: | La concentración de nitrógeno Kjendhal de diseño: | La concentración de nitrógeno Kjendhal de diseño: |
| NKT = 50,0 mg/l | NKT = 50,0 mg/l | NKT = 50,0 mg/l |
| Además de la concentración de nitrógeno amoniacal que no se nitrifica, las siguientes fracciones de NKT no se oxidan: | Además de la concentración de nitrógeno amoniacal que no se nitrifica, las siguientes fracciones de NKT no se oxidan: | Además de la concentración de nitrógeno amoniacal que no se nitrifica, las siguientes fracciones de NKT no se oxidan: |
| N orgánico soluble biodegradable | N orgánico soluble biodegradable | N orgánico soluble biodegradable |
| N orgánico soluble no biodegradable | N orgánico soluble no biodegradable | N orgánico soluble no biodegradable |
| Nitrógeno con los sólidos en efluente | Nitrógeno con los sólidos en efluente | Nitrógeno con los sólidos en efluente |
| Los porcentajes y concentraciones típicas de estos parámetros: | Los porcentajes y concentraciones típicas de estos parámetros: | Los porcentajes y concentraciones típicas de estos parámetros: |
| Concentración (mg/l) | Concentración (mg/l) | Concentración (mg/l) |
| Norgánico soluble biodegrad (2%) 1,0 mg/l | Norgánico soluble biodegrad (2%) 1,0 mg/l | Norgánico soluble biodegrad (2%) 1,0 mg/l |
| Norgánico soluble no biodeg (2%) 1,0 mg/l | Norgánico soluble no biodeg (2%) 1,0 mg/l | Norgánico soluble no biodeg (2%) 1,0 mg/l |
| NKT en sólidos en efluente = 0,05 Kg N/Kg SS | NKT en sólidos en efluente = 0,05 Kg N/Kg SS | NKT en sólidos en efluente = 0,05 Kg N/Kg SS |
| Concentración solidos salida = 35,0 mg/l | Concentración solidos salida = 35,0 mg/l | Concentración solidos salida = 35,0 mg/l |
| NKT en sólidos en efluente = 1,8 mg N/l | NKT en sólidos en efluente = 1,8 mg N/l | NKT en sólidos en efluente = 1,8 mg N/l |
| NKT en sólidos en efluente = 6,0 Kg N/día | NKT en sólidos en efluente = 5,4 Kg N/día | NKT en sólidos en efluente = 7,0 Kg N/día |
| La concentración de nitrógeno de salida: | La concentración de nitrógeno de salida: | La concentración de nitrógeno de salida: |
| **Nsalida = Na + Norg bio + Norg no bio + N sólidos ef** | **Nsalida = Na + Norg bio + Norg no bio + N sólidos ef** | **Nsalida = Na + Norg bio + Norg no bio + N sólidos ef** |
| **NKT efluente = 3,75 mg/l** | **NKT efluente = 3,75 mg/l** | **NKT efluente = 3,75 mg/l** |
| **NKT efluente = 12,94 Kg/día** | **NKT efluente = 11,55 Kg/día** | **NKT efluente = 16,06 Kg/día** |

| PARÁMETROS DE DISEÑO TRATAMIENTO BIOLÓGICO | PARÁMETROS DISEÑO REALES BIOLÓGICO INVIERNO | PARÁMETROS DISEÑO REALES BIOLÓGICO VERANO |
|---|---|---|
| ***NKT A ELIMINAR EN EL BIOLÓGICO*** | ***NKT A ELIMINAR EN EL BIOLÓGICO*** | ***NKT A ELIMINAR EN EL BIOLÓGICO*** |
| NKT en los fangos en exceso: | NKT en los fangos en exceso: | NKT en los fangos en exceso: |
| Para la desnitrificación hay que considerar que parte del nitrógeno | Para la desnitrificación hay que considerar que parte del nitrógeno | Para la desnitrificación hay que considerar que parte del nitrógeno |
| se elimina con los fangos en exceso: | se elimina con los fangos en exceso: | se elimina con los fangos en exceso: |
| Esta cantidad depende de la Edad del fango: | Esta cantidad depende de la Edad del fango: | Esta cantidad depende de la Edad del fango: |
| Ef / Ne: 6,00 / 5,80; 10,00 / 5,10; 15,00 / 4,60; 20,00 / 4,30 | Ef / Ne: 6,00 / 5,80; 10,00 / 5,10; 15,00 / 4,60; 20,00 / 4,30 | Ef / Ne: 6,00 / 5,80; 10,00 / 5,10; 15,00 / 4,60; 20,00 / 4,30 |
| Donde Ne son g N/100g DBO5 | Donde Ne son g N/100g DBO5 | Donde Ne son g N/100g DBO5 |
| Ne = 4,50 g N/100g DBO5 | Ne = 4,50 g N/100g DBO5 | Ne = 4,30 g N/100g DBO5 |
| NKT fangos en exceso = 45,40 Kg/día | NKT fangos en exceso = 44,70 Kg/dia | NKT fangos en exceso = 55,54 Kg/día |
| **NKT fangos en exceso = 13,16 mg/l** | **NKT fangos en exceso = 14,51 mg/l** | **NKT fangos en exceso = 13,83 mg/l** |
| NKT insoluble: | NKT insoluble: | NKT insoluble: |
| N insoluble (10%): Concentración (mg/l) = 5,0 mg/l | N insoluble (10%): Concentración (mg/l) = 5,0 mg/l | N insoluble (10%): Concentración (mg/l) = 5,0 mg/l |
| **NKT insoluble = 5,00 mg/l** | **NKT insoluble = 5,00 mg/l** | **NKT insoluble = 5,00 mg/l** |

| PARÁMETROS DE DISEÑO TRATAMIENTO BIOLÓGICO | | PARÁMETROS DISEÑO REALES BIOLÓGICO INVIERNO | | PARÁMETROS DISEÑO REALES BIOLÓGICO VERANO | |
|---|---|---|---|---|---|
| Suponiendo estos valores tipo, la concentración de NTK a eliminar: | | Suponiendo estos valores tipo, la concentración de NTK a eliminar: | | Suponiendo estos valores tipo, la concentración de NTK a eliminar: | |
| **NKT a eliminar = NKT entrada - NKT efluente - NKT fangos exceso - NKT insoluble** | | **NKT a eliminar = NKT entrada - NKT efluente - NKT fangos exceso - NKT insoluble** | | **NKT a eliminar = NKT entrada - NKT efluente - NKT fangos exceso - NKT insoluble** | |
| NKT entrada = | 50,0 mg/l | NKT entrada = | 50,0 mg/l | NKT entrada = | 50,0 mg/l |
| NKT efluente = | 3,75 mg/l | NKT efluente = | 3,75 mg/l | NKT efluente = | 3,75 mg/l |
| NKT fangos en exceso = | 13,16 mg/l | NKT fangos en exceso = | 14,51 mg/l | NKT fangos en exceso = | 13,83 mg/l |
| NKT insoluble = | 5,0 mg/l | NKT insoluble = | 5,0 mg/l | NKT insoluble = | 5,0 mg/l |
| **NKT a eliminar =** | **28,1 mg/l** | **NKT a eliminar =** | **26,7 mg/l** | **NKT a eliminar =** | **27,4 mg/l** |
| **Concent máx que puede desnitrificar el b° =** | **48,2 mg/l** | **Concent máx que puede desnitrificar el b° =** | **32,2 mg/l** | **Concent máx que puede desnitrificar el b° =** | **35,2 mg/l** |
| **Concentración a desnitrificar =** | **28,1 mg/l** | **Concentración a desnitrificar =** | **26,7 mg/l** | **Concentración a desnitrificar =** | **27,4 mg/l** |
| | | El biológico puede desnitrificar la concentración de NKT necesario. | | El biológico puede desnitrificar la concentración de NKT necesario. | |

| PARÁMETROS DE DISEÑO TRATAMIENTO BIOLÓGICO | PARÁMETROS DISEÑO REALES BIOLÓGICO INVIERNO | PARÁMETROS DISEÑO REALES BIOLÓGICO VERANO |
|---|---|---|
| ***PRODUCCIÓN DE FANGOS*** | ***PRODUCCIÓN DE FANGOS*** | ***PRODUCCIÓN DE FANGOS*** |
| En el reactor biológico debe mantenerse la concentración MLSS, para lo cual es necesario recircular parte del fango que se genera. | En el reactor biológico debe mantenerse la concentración MLSS, para lo cual es necesario recircular parte del fango que se genera. | En el reactor biológico debe mantenerse la concentración MLSS, para lo cual es necesario recircular parte del fango que se genera. |
| En primer lugar se calcula la cantidad de fango que se formará a partir de la fórmula de ***Huisken:*** | En primer lugar se calcula la cantidad de fango que se formará a partir de la fórmula de ***Huisken:*** | En primer lugar se calcula la cantidad de fango que se formará a partir de la fórmula de ***Hulsken:*** |
| $IF = 1.2Cm^{0.23} + 0.5(B - 0.6)$ | $IF = 1.2Cm^{0.23} + 0.5(B - 0.6)$ | $IF = 1.2Cm^{0.23} + 0.5(B - 0.6)$ |
| Donde B = relación $SS/DBO_5$ en el influente | Donde B = relación $SS/DBO_5$ en el influente | Donde B = relación $SS/DBO_5$ en el influente |
| Se considera para el cálculo que los SS se reducen en un 35% en el pretratamiento y la DBO5 entra al 100% | Se considera para el cálculo que los SS se reducen en un 35% en el pretratamiento y la DBO5 entra al 100% | Se considera para el cálculo que los SS se reducen en un 35% en el pretratamiento y la DBO5 entra al 100% |
| SS = reducida al 35% = 195,0 mg/l | SS = reducida al 35% = 214,5 mg/l | SS = reducida al 35% = 214,5 mg/l |
| DBO5 = al 100% en bº = 300,0 mg/l | DBO5 = al 100% en bº = 330,0 mg/l | DBO5 = al 100% en bº = 330,0 mg/l |
| **Donde B = relación $SS/DBO_5$ en el influente 0,65** | **Donde B = relación $SS/DBO_5$ en el influente 0,65** | **Donde B = relación $SS/DBO_5$ en el influente 0,65** |
| IF = 0,64 Kg fango/kg DBO elim | IF = 0,64 Kg fango/kg DBO elim | IF = 0,68 Kg fango/kg DBO elim |
| Carga contaminante $DBO_5$ elim= 1.008,9 Kg/día | Carga contaminante $DBO_5$ elim= 993,4 Kg/día | Carga contaminante $DBO_5$ elim= 1.291,6 Kg/día |
| Por lo tanto la cantidad de fangos en exceso: | Por lo tanto la cantidad de fangos en exceso: | Por lo tanto la cantidad de fangos en exceso: |
| **Kg fangos exceso = 645,8 Kg/día** | **Kg fangos exceso = 633,3 Kg/día** | **Kg fangos exceso = 873,2 Kg/día** |

## PARÁMETROS DE DISEÑO TRATAMIENTO BIOLÓGICO

El cálculo a partir de la ***normativa alemana ATV***:

$$IF = 0.75 + 0.6MB - \frac{0.136*0.75*E*F}{1+(0.17*E*F)}$$

| | | |
|---|---|---|
| MB = | Relación SS/DBO5 = | 0,65 |
| E = | Edad del fango = | 28,6 días |
| F= | $1,072^{(T-15)}$ | 0,81 |

| | |
|---|---|
| IF = | 0,661 Kg fango/kg DBOelim |
| Carga contaminante $DBO_5$ eliminada = | 1.008,9 Kg/día |

Por lo tanto la cantidad de fangos en exceso por la ATV:

| | |
|---|---|
| **Kg fangos en exceso** | **667,1 Kg/día** |

Se puede comprobar como la cantidad de fangos obtenida por ambos métodos es muy similar. Adoptando el valor de la ***fórmula de Hulsken:***

| | |
|---|---|
| Kg fangos exceso formados en bº = | 645,78 Kg/día |
| Edad fangos purgados = | 28,6 días |
| Concentración fangos decantados = | 8 $Kg/m^3$ |
| Volumen de fangos purga = | 80,72 $m^3$/día |

## PARÁMETROS DISEÑO REALES BIOLÓGICO INVIERNO

El cálculo a partir de la ***normativa alemana ATV***:

$$IF = 0.75 + 0.6MB - \frac{0.136*0.75*E*F}{1+(0.17*E*F)}$$

| | | |
|---|---|---|
| MB = | Relación SS/DBO5 = | 0,65 |
| E = | Edad del fango = | 29,3 días |
| F= | $1,072^{(T-15)}$ | 0,81 |

| | |
|---|---|
| IF = | 0,659 Kg fango/kg DBO elim |
| Carga contaminante $DBO_5$ eliminada = | 993,4 Kg/día |

Por lo tanto la cantidad de fangos en exceso por la ATV:

| | |
|---|---|
| **Kg fangos en exceso** | **654,7 Kg/día** |

Se puede comprobar como la cantidad de fangos obtenida por ambos métodos es muy similar. Adoptando el valor de la ***fórmula de Hulsken:***

| | |
|---|---|
| Kg fangos exceso formados en bº = | 633,3 Kg/día |
| Edad fangos purgados = | 29,3 días |
| Concentración fangos decantados = | 8 $Kg/m^3$ |
| Volumen de fangos purga = | 79,16 $m^3$/día |

***El volumen de fangos real de invierno es similar al volumen de fangos de diseño.***

## PARÁMETROS DISEÑO REALES BIOLÓGICO VERANO

El cálculo a partir de la ***normativa alemana ATV***:

$$IF = 0.75 + 0.6MB - \frac{0.136*0.75*E*F}{1+(0.17*E*F)}$$

| | | |
|---|---|---|
| MB = | Relación SS/DBO5 = | 0,65 |
| E = | Edad del fango = | 21,2 días |
| F= | $1,072^{(T-15)}$ | 1,07 |

| | |
|---|---|
| IF = | 0,664 Kg fango/kg DBO elim |
| Carga contaminante $DBO_5$ eliminada = | 1.291,6 Kg/día |

Por lo tanto la cantidad de fangos en exceso por la ATV:

| | |
|---|---|
| **Kg fangos en exceso** | **857,1 Kg/día** |

Se puede comprobar como la cantidad de fangos obtenida por ambos métodos es muy similar. Adoptando el valor de la ***fórmula de Hulsken:***

| | |
|---|---|
| Kg fangos exceso formados en bº = | 873,2 Kg/día |
| Edad fangos purgados = | 21,2 días |
| Concentración fangos decantados = | 8 $Kg/m^3$ |
| Volumen de fangos purga = | 109,15 $m^3$/día |

***En verano debido a la mayor carga de entrada, el volumen de fangos en exceso es superior al de diseño.***

| PARÁMETROS DE DISEÑO TRATAMIENTO BIOLÓGICO | PARÁMETROS DISEÑO REALES BIOLÓGICO INVIERNO | PARÁMETROS DISEÑO REALES BIOLÓGICO VERANO |
|---|---|---|
| ***NECESIDADES DE OXÍGENO*** | ***NECESIDADES DE OXÍGENO*** | ***NECESIDADES DE OXÍGENO*** |
| El oxígeno necesario viene dado por la siguiente expresión: | El oxígeno necesario viene dado por la siguiente expresión: | El oxígeno necesario viene dado por la siguiente expresión: |
| *$O_2$ necesario = $O_2$ síntesis celular + $O_2$ respiración endógena + $O_2$ nitrificación + $O_2$ desnitrificación* | *$O_2$ necesario = $O_2$ síntesis celular + $O_2$ respiración endógena + $O_2$ nitrificación + $O_2$ desnitrificación* | *$O_2$ necesario = $O_2$ síntesis celular + $O_2$ respiración endógena + $O_2$ nitrificación + $O_2$ desnitrificación* |
| ***1. Oxígeno síntesis celular:*** | ***1. Oxígeno síntesis celular:*** | ***1. Oxígeno síntesis celular:*** |
| $O_{SC} = a * R * S_O$ | $O_{SC} = a * R * S_O$ | $O_{SC} = a * R * S_O$ |
| a = coeficiente estequiométrico = 0,65 Kg $O_2$/Kg DBO5 elim | a = coeficiente estequiométrico = 0,65 Kg $O_2$/Kg DBO5 elim | a = coeficiente estequiométrico = 0,65 Kg $O_2$/Kg DBO5 elim |
| R = rendimiento eliminación DBO5 = 0,97 % | R = rendimiento eliminación DBO5 = 0,98 % | R = rendimiento eliminación DBO5 = 0,97 % |
| S = DBO5 eliminada/día Qm = 1.035,0 Kg/día | S = DBO5 eliminada/día Qm = 993,4 Kg/día | S = DBO5 eliminada/día Qm = 1.291,6 Kg/día |
| **$O_{2SC}$ a $Q_{MEDIO}$ = 656,8 Kg/día** | **$O_{2SC}$ a $Q_{MEDIO}$ = 631,0 Kg/día** | **$O_{2SC}$ a $Q_{MEDIO}$ = 818,2 Kg/día** |

| PARÁMETROS DE DISEÑO TRATAMIENTO BIOLÓGICO | PARÁMETROS DISEÑO REALES BIOLÓGICO INVIERNO | PARÁMETROS DISEÑO REALES BIOLÓGICO VERANO |
|---|---|---|
| ***2. Oxigeno respiración endógena:*** | ***2. Oxígeno respiración endógena:*** | ***2. Oxígeno respiración endógena:*** |
| $O_{RE} = K_{RE} * V * X$ | $O_{RE} = K_{RE} * V * X$ | $O_{RE} = K_{RE} * V * X$ |
| $K_{RE}$ = coefic respirac endógena Kre = b20 * θ ^(T-20) | $K_{RE}$ = coefic respirac endógena Kre = b20 * θ ^(T-20) | $K_{RE}$ = coefic respirac endógena Kre = b20 * θ ^(T-20) |
| b20 = coef cinético a 20° C= 0,04 $KgO_2/KgMLSS.d$ | b20 = coef cinético a 20° C= 0,04 $KgO_2/KgMLSS.d$ | b20 = coef cinético a 20° C= 0,04 $KgO_2/KgMLSS.d$ |
| θ = coef de temperatura = 1,029 | θ = coef de temperatura = 1,029 | θ = coef de temperatura = 1,029 |
| $K_{RE}$ = 0,0318 | $K_{RE}$ = 0,0318 | $K_{RE}$ = 0,0357 |
| V = 4.730 $m^3$ | V = 4.730 $m^3$ | V = 4.730 $m^3$ |
| X = 4 g/l | X = 4 g/l | X = 4 g/l |
| **$O_{2RE}$ a $Q_{MEDIO}$ = 602,1 Kg/día** | **$O_{2RE}$ a $Q_{MEDIO}$ = 602,1 Kg/día** | **$O_{2RE}$ a $Q_{MEDIO}$ = 675,0 Kg/día** |

| PARÁMETROS DE DISEÑO TRATAMIENTO BIOLÓGICO | PARÁMETROS DISEÑO REALES BIOLÓGICO INVIERNO | PARÁMETROS DISEÑO REALES BIOLÓGICO VERANO |
|---|---|---|
| ***3. Oxígeno para nitrificar:*** | ***3. Oxígeno para nitrificar:*** | ***3. Oxígeno para nitrificar:*** |
| Corresponde con el nitrógeno amoniacal | Corresponde con el nitrógeno amoniacal | Corresponde con el nitrógeno amoniacal |
| N-NO3 = máx concent nitratos = 50,0 mg/l | N-NO3 = máx concent nitratos = 50,0 mg/l | N-NO3 = máx concent nitratos = 50,0 mg/l |
| La carga contaminante: | La carga contaminante: | La carga contaminante: |
| N-NO3 caudal medio= 172,50 Kg/día de N-NO3 | N-NO3 caudal medio= 154,00 Kg/día de N-NO3 | N-NO3 caudal medio= 200,80 Kg/día de N-NO3 |
| 1 Kg de $N\text{-}NO_3$ requiere para formarse 4,6 Kg de $O_2$ | 1 Kg de $N\text{-}NO_3$ requiere para formarse 4,6 Kg de $O_2$ | 1 Kg de $N\text{-}NO_3$ requiere para formarse 4,6 Kg de $O_2$ |
| $O_{2N}$ a $Q_{MEDIO}$ = **793,5 Kg/día** | $O_{2N}$ a $Q_{MEDIO}$ = **708,4 Kg/día** | $O_{2N}$ a $Q_{MEDIO}$ = **923,7 Kg/día** |
| ***4. Oxígeno desprendido en la desnitrificación:*** | ***4. Oxígeno desprendido en la desnitrificación:*** | ***4. Oxígeno desprendido en la desnitrificación:*** |
| N-NO3 caudal medio= 172,50 Kg/día de N-NO3 form | N-NO3 caudal medio= 154,00 Kg/día de N-NO3 form | N-NO3 caudal medio= 200,80 Kg/día de N-NO3 form |
| 1 g de $N\text{-}NO_3$- produce al oxidarse = 2,86 Kg de $O_2$ | 1 g de $N\text{-}NO_3$- produce al oxidarse = 2,86 Kg de $O_2$ | 1 g de $N\text{-}NO_3$- produce al oxidarse = 2,86 Kg de $O_2$ |
| $O_{2DN}$ a $Q_{MEDIO}$ = **493,4 Kg/día** | $O_{2DN}$ a $Q_{MEDIO}$ = **440,4 Kg/día** | $O_{2DN}$ a $Q_{MEDIO}$ = **574,3 Kg/día** |

## PARÁMETROS DE DISEÑO TRATAMIENTO BIOLÓGICO

***Balance de Oxígeno al reactor:***

$O_2$ necesario = $O_2$ síntesis celular + $O_2$ respiración endógena + $O_2$ nitrificación + $O_2$ desnitrificación

***Necesidades puntas teóricas:***

| | |
|---|---|
| Punta de caudal = | 2,4 |
| Punta de DBO5 = | 1,5 |
| Punta efectiva = | 0,45Pq + 0,55 Pc |
| Punta efectiva = | 1,91 |

| | MEDIO | PUNTA |
|---|---|---|
| $O_{SC}$ = | 655,8 Kg $O_2$/día | 1.249,3 Kg $O_2$/día |
| $O_{RE}$ | 602,1 Kg $O_2$/día | 602,1 Kg $O_2$/día |
| $O_N$ | 793,5 Kg $O_2$/día | 1.511,6 Kg $O_2$/día |
| $O_{DN}$ | 493,4 Kg $O_2$/día | 939,8 Kg $O_2$/día |
| **$O_2$ necesario día=** | **1.558,0 Kg $O_2$/día** | **2.423,2 Kg $O_2$/día** |
| **$O_2$ necesario hora=** | **64,9 Kg $O_2$/h** | **101,0 Kg $O_2$/h** |

## PARÁMETROS DISEÑO REALES BIOLÓGICO INVIERNO

***Balance de Oxígeno al reactor:***

$O_2$ necesario = $O_2$ síntesis celular + $O_2$ respiración endógena + $O_2$ nitrificación + $O_2$ desnitrificación

***Necesidades puntas teóricas:***

| | |
|---|---|
| Punta de caudal = | 2,4 |
| Punta de DBO5 = | 1,5 |
| Punta efectiva = | 0,45Pq + 0,55 Pc |
| Punta efectiva = | 1,91 |

| | MEDIO | PUNTA |
|---|---|---|
| $O_{SC}$ = | 631,0 Kg $O_2$/dia | 1202,1 Kg $O_2$/día |
| $O_{RE}$ | 602,1 Kg $O_2$/dia | 602,1 Kg $O_2$/día |
| $O_N$ | 708,4 Kg $O_2$/día | 839,0 Kg $O_2$/día |
| $O_{DN}$ | 440,4 Kg $O_2$/día | 839,0 Kg $O_2$/día |
| **$O_2$ necesario =** | **1.501,1 Kg $O_2$/día** | **1.804,2 Kg $O_2$/día** |
| **$O_2$ necesario hora=** | **62,5 Kg $O_2$/h** | **75,2 Kg $O_2$/h** |

## PARÁMETROS DISEÑO REALES BIOLÓGICO VERANO

***Balance de Oxígeno al reactor:***

$O_2$ necesario = $O_2$ síntesis celular + $O_2$ respiración endógena + $O_2$ nitrificación + $O_2$ desnitrificación

***Necesidades puntas teóricas:***

| | |
|---|---|
| Punta de caudal = | 2,4 |
| Punta de DBO5 = | 1,5 |
| Punta efectiva = | 0,45Pq + 0,55 Pc |
| Punta efectiva = | 1,91 |

| | MEDIO | PUNTA |
|---|---|---|
| $O_{SC}$ = | 818,2 Kg $O_2$/día | 1558,7 Kg $O_2$/día |
| $O_{RE}$ | 675,0 Kg $O_2$/día | 675,0 Kg $O_2$/día |
| $O_N$ | 923,7 Kg $O_2$/día | 1094,0 Kg $O_2$/día |
| $O_{DN}$ | 574,3 Kg $O_2$/día | 1094,0 Kg $O_2$/día |
| **$O_2$ necesario =** | **1.842,7 Kg $O_2$/día** | **2.233,8 Kg $O_2$/día** |
| **$O_2$ necesario hora=** | **76,8 Kg $O_2$/h** | **93,1 Kg $O_2$/h** |

| PARÁMETROS DE DISEÑO TRATAMIENTO BIOLÓGICO | | | PARÁMETROS DISEÑO REALES BIOLÓGICO INVIERNO | | | PARÁMETROS DISEÑO REALES BIOLÓGICO VERANO | | |
|---|---|---|---|---|---|---|---|---|
| ***Necesidad de Oxígeno real:*** | | | ***Necesidad de Oxígeno real:*** | | | ***Necesidad de Oxígeno real:*** | | |
| La necesidad de oxígeno real viene determinada por la capacidad de oxigenación | | | La necesidad de oxígeno real viene determinada por la capacidad de oxigenación | | | La necesidad de oxígeno real viene determinada por la capacidad de oxigenación | | |
| $OC = O_R * \frac{C_S^{-10}}{C_S - C_L} * \sqrt{\frac{D_{10}}{D_T}} * \frac{P_0}{P_h} * \frac{1}{\alpha}$ | | | $OC = O_R * \frac{C_S^{-10}}{C_S - C_L} * \sqrt{\frac{D_{10}}{D_T}} * \frac{P_0}{P_H} * \frac{1}{\alpha}$ | | | $OC = O_R * \frac{C_S^{-10}}{C_S - C_L} * \sqrt{\frac{D_{10}}{D_T}} * \frac{P_0}{P_H} * \frac{1}{\alpha}$ | | |
| *Analizando cada parámetro:* | | | *Analizando cada parámetro:* | | | *Analizando cada parámetro:* | | |
| $O_R$ = | Necesidad de $O_2$ en condiciones reales. | | $O_R$ = | Necesidad de $O_2$ en condiciones reales. | | $O_R$ = | Necesidad de $O_2$ en condiciones reales. | |
| $C_s^{-10}$ = | Concent saturación $O_2$ a 10º C = | 11,33 mg/l | $C_s^{-10}$ = | Concent saturación $O_2$ a 10º C = | 11,33 mg/l | $C_s^{-10}$ = | Concent saturación $O_2$ a 10º C = | 11,33 mg/l |
| $C_s$ = | Concent saturación $O_2$ a 12º C = | 10,29 mg/l | $C_s$ = | Concent saturación $O_2$ a 12º C = | 10,29 mg/l | $C_s$ = | Concent saturación $O_2$ a 12º C = | 10,29 mg/l |
| $C_L$ = | Concent $O_2$ requerida en reactor= | 2,00 mg/l | $C_L$ = | Concent $O_2$ requerida en reactor= | 2,00 mg/l | $C_L$ = | Concent $O_2$ requerida en reactor= | 2,00 mg/l |
| $\sqrt{\frac{D_{10}}{D_T}}$ = | Coeficientes de difusión. A 12º C = | 0,9634 | $\sqrt{\frac{D_{10}}{D_T}}$ = | Coeficientes de difusión. A 12º C = | 0,9634 | $\sqrt{\frac{D_{10}}{D_T}}$ = | Coeficientes de difusión. A 12º C = | 0,9634 |
| $P_0$ = | P atmosférica a nivel mar = | 760 mm Hg | $P_0$ = | P atmosférica a nivel mar = | 760 mm Hg | $P_0$ = | P atmosférica a nivel mar = | 760 mm Hg |
| $P_h$ = | P atmosférica a latitud EDAR = | 700 mm Hg | $P_h$ = | P atmosférica a latitud EDAR = | 700 mm Hg | $P_h$ = | P atmosférica a latitud EDAR = | 700 mm Hg |
| $\alpha$ = | Coeficiente de intercambio = | 0,7 | $\alpha$ = | Coeficiente de intercambio = | 0,7 | $\alpha$ = | Coeficiente de intercambio = | 0,7 |
| | **OC = 2,04 OR** | | | **OC = 2,04 OR** | | | **OC = 2,04 OR** | |

| PARÁMETROS DE DISEÑO TRATAMIENTO BIOLÓGICO | PARÁMETROS DISEÑO REALES BIOLÓGICO INVIERNO | PARÁMETROS DISEÑO REALES BIOLÓGICO VERANO |
|---|---|---|
| A partir de la expresión, la capacidad de oxigenación: | A partir de la expresión, la capacidad de oxigenación: | A partir de la expresión, la capacidad de oxigenación: |
| **OC a $Q_{MEDIO}$ = 3.182,4 Kg $O_2$/día** | **OC a $Q_{MEDIO}$ = 3.066,1 Kg $O_2$/día** | **OC a $Q_{MEDIO}$ = 3.763,8 Kg $O_2$/día** |
| **OC a $Q_{PUNTA}$ = 4.949,5 Kg $O_2$/día** | **OC a $Q_{PUNTA}$ = 3.685,3 Kg $O_2$/día** | **OC a $Q_{PUNTA}$ = 4.562,6 Kg $O_2$/día** |
| ***Necesidad de aire*** | ***Necesidad de aire*** | ***Necesidad de aire*** |
| Concentración aire = 23,9 % peso es $O_2$ | Concentración aire = 23,9 % peso es $O_2$ | Concentración aire = 23,9 % peso es $O_2$ |
| Densidad aire = 1,25 Kg/$m^3$ | Densidad aire = 1,25 Kg/$m^3$ | Densidad aire = 1,25 Kg/$m^3$ |
| Para esta concentración, la cantidad de aire a inyectar en el reactor: | Para esta concentración, la cantidad de aire a inyectar en el reactor: | Para esta concentración, la cantidad de aire a inyectar en el reactor: |
| **Aire a $Q_{MEDIO}$ = 13.315,5 Kg aire/d** | **Aire a $Q_{MEDIO}$ = 12.828,8 Kg aire/d** | **Aire a $Q_{MEDIO}$ = 15.747,9 Kg aire/d** |
| **Aire a $Q_{PUNTA}$ = 20.709,2 Kg aire/d** | **Aire a $Q_{PUNTA}$ = 15.419,5 Kg aire/d** | **Aire a $Q_{PUNTA}$ = 19.090,5 Kg aire/d** |
| Y el volumen: | Y el volumen: | Y el volumen: |

| | $Nm^3$aire/d | $Nm^3$aire/h |
|---|---|---|
| **Aire a $Q_{MEDIO}$ =** | **10.652,4** | **443,9** |
| **Aire a $Q_{PUNTA}$ =** | **16.567,4** | **690,3** |

| | $Nm^3$aire/d | $Nm^3$aire/h |
|---|---|---|
| **Aire a $Q_{MEDIO}$ =** | **10.263,1** | **427,6** |
| **Aire a $Q_{PUNTA}$ =** | **12.335,6** | **514,0** |

| | $Nm^3$aire/d | $Nm^3$aire/h |
|---|---|---|
| **Aire a $Q_{MEDIO}$ =** | **12.598,3** | **524,9** |
| **Aire a $Q_{PUNTA}$ =** | **15.272,4** | **636,3** |

| PARÁMETROS DE DISEÑO TRATAMIENTO BIOLÓGICO | PARÁMETROS DISEÑO REALES BIOLÓGICO INVIERNO | PARÁMETROS DISEÑO REALES BIOLÓGICO VERANO |
|---|---|---|
| El rendimiento de los difusores es función de los metros de lámina de agua en el reactor. El rendimiento aproximado para 5m altura: | El rendimiento de los difusores es función de los metros de lámina de agua en el reactor. El rendimiento aproximado para 5m altura: | El rendimiento de los difusores es función de los metros de lámina de agua en el reactor. El rendimiento aproximado para 5m altura: |
| **Rto = 30 %** | **Rto = 30 %** | **Rto = 30 %** |
| A partir del rendimiento de los difusores, el caudal de aire necesario a inyectar en las parrillas: | A partir del rendimiento de los difusores, el caudal de aire necesario a inyectar en las parrillas: | A partir del rendimiento de los difusores, el caudal de aire necesario a inyectar en las parrillas: |
| **Aire a $Q_{MEDIO}$ en las parrillas = 1.479,5 $Nm^3$aire/h** | **Aire a $Q_{MEDIO}$ en las parrillas = 1.425,4 $Nm^3$aire/h** | **Aire a $Q_{MEDIO}$ en las parrillas = 1.749,8 $Nm^3$aire/h** |
| **Aire a $Q_{PUNTA}$ en las parrillas = 2.301,0 $Nm^3$aire/h** | **Aire a $Q_{PUNTA}$ en las parrillas = 1.713,3 $Nm^3$aire/h** | **Aire a $Q_{PUNTA}$ en las parrillas = 2.121,2 $Nm^3$aire/h** |
| El número de difusores instalados y el caudal unitario: | El número de difusores instalados y el caudal unitario: | El número de difusores instalados y el caudal unitario: |
| $Q_{UNITARIO}$ dif existentes = 10 $Nm^3/h$ | $Q_{UNITARIO}$ dif existentes = 10 $Nm^3/h$ | $Q_{UNITARIO}$ dif existentes = 10 $Nm^3/h$ |
| Nº difusores por reactor = 160 difusores | Nº difusores por reactor = 160 difusores | Nº difusores por reactor = 160 difusores |
| Nº difusores instalados= 320 difusores | Nº difusores instalados= 320 difusores | Nº difusores instalados= 320 difusores |
| Caudal aportado = 3.200 $Nm^3/h$ | Caudal aportado = 3.200 $Nm^3/h$ | Caudal aportado = 3.200 $Nm^3/h$ |
| ***El número de difusores es suficiente para las necesidades de aireación en el reactor para la situación punta.*** | ***El número de difusores es suficiente para las necesidades de aireación en el reactor para la situación media y punta.*** | ***El número de difusores es suficiente para las necesidades de aireación en el reactor para la situación media y punta.*** |

| PARÁMETROS DE DISEÑO TRATAMIENTO BIOLÓGICO | | PARÁMETROS DISEÑO REALES BIOLÓGICO INVIERNO | | PARÁMETROS DISEÑO REALES BIOLÓGICO VERANO | |
|---|---|---|---|---|---|
| ***SOPLANTES:*** | | ***SOPLANTES:*** | | ***SOPLANTES:*** | |
| Nº soplantes = | 3 | Nº soplantes = | 3 | Nº soplantes = | 3 |
| Nº soplantes en funcionamiento = | 2 | Nº soplantes en funcionamiento = | 2 | Nº soplantes en funcionamiento = | 2 |
| Nº soplantes de reserva = | 1 | Nº soplantes de reserva = | 1 | Nº soplantes de reserva = | 1 |
| Caudal unitario soplante = | 1.560,0 $Nm^3/h$ | Caudal unitario soplante = | 1.560,0 $Nm^3/h$ | Caudal unitario soplante = | 1.560,0 $Nm^3/h$ |
| **Caudal total =** | **3.120,0 $Nm^3/h$** | **Caudal total =** | **3.120,0 $Nm^3/h$** | **Caudal total =** | **3.120,0 $Nm^3/h$** |
| | | ***El caudal de las soplantes proyectada es suficiente para las necesidades medias y puntas.*** | | ***El caudal de las soplantes proyectada es suficiente para las necesidades medias y puntas.*** | |

## PARÁMETROS DE DISEÑO TRATAMIENTO BIOLÓGICO

### DECANTADOR SECUNDARIO

Las condiciones que debe cumplir del decantador para proceso de aireación prolongada:

| | Carga superficial | | Carga de sólidos | |
|---|---|---|---|---|
| | $m^3/m^2*h$ | | $Kg/m^2*h$ | |
| Tipo Proceso | Valor medio | Valor máximo | Valor medio | Valor máximo |
| Proceso media carga | ≤ 0,8 | ≤ 1,5 | ≤ 2,5 | ≤ 4,5 |
| Proceso aireación prolongada | ≤0,5 | ≤0,9 | ≤1,8 | ≤3,2 |

Las características de los decantadores:

| | |
|---|---|
| **Diámetro =** | **15 m** |
| Superficie unitaria= | 176,7 $m^2$ |
| Superficie total = | 353,4 $m^2$ |
| Altura recta agua = | 4,5 m |
| Altura total centro = | 5,4 m |
| Volumen total = | 1.590,4 $m^3$ |

## PARÁMETROS DISEÑO REALES BIOLÓGICO INVIERNO

### DECANTADOR SECUNDARIO

Las condiciones que debe cumplir del decantador para proceso de aireación prolongada:

| | Carga superficial | | Carga de sólidos | |
|---|---|---|---|---|
| | $m^3/m^2*h$ | | $Kg/m^2*h$ | |
| Tipo Proceso | Valor medio | Valor máximo | Valor medio | Valor máximo |
| Proceso media carga | ≤ 0,8 | ≤ 1,5 | ≤ 2,5 | ≤ 4,5 |
| Proceso aireación prolongada | ≤0,5 | ≤0,9 | ≤1,8 | ≤3,2 |

Las características de los decantadores:

| | |
|---|---|
| **Diámetro =** | **15 m** |
| Superficie unitaria= | 176,7 $m^2$ |
| Superficie total = | 353,4 $m^2$ |
| Altura recta agua = | 4,5 $m^2$ |
| Altura total centro = | 5,4 m |
| Volumen total = | 1.590,4 $m^3$ |

## PARÁMETROS DISEÑO REALES BIOLÓGICO VERANO

### DECANTADOR SECUNDARIO

Las condiciones que debe cumplir del decantador para proceso de aireación prolongada:

| | Carga superficial | | Carga de sólidos | |
|---|---|---|---|---|
| | $m^3/m^2*h$ | | $Kg/m^2*h$ | |
| Tipo Proceso | Valor medio | Valor máximo | Valor medio | Valor máximo |
| Proceso media carga | ≤ 0,8 | ≤ 1,5 | ≤ 2,5 | ≤ 4,5 |
| Proceso aireación prolongada | ≤0,5 | ≤0,9 | ≤1,8 | ≤3,2 |

Las características de los decantadores:

| | |
|---|---|
| **Diámetro =** | **15 m** |
| Superficie unitaria= | 176,7 $m^2$ |
| Superficie total = | 353,4 $m^2$ |
| Altura recta agua = | 4,5 $m^2$ |
| Altura total centro = | 5,4 m |
| Volumen total = | 1.590,4 $m^3$ |

| PARÁMETROS DE DISEÑO TRATAMIENTO BIOLÓGICO | PARÁMETROS DISEÑO REALES BIOLÓGICO INVIERNO | PARÁMETROS DISEÑO REALES BIOLÓGICO VERANO |
|---|---|---|
| **La carga superficial:** | **La carga superficial:** | **La carga superficial:** |
| Qmedio 143,8 $m^3/h$ | Qmedio 128,3 $m^3/h$ | Qmedio 167,3 $m^3/h$ |
| Qpunta = 345,0 $m^3/h$ | Qpunta = 308,0 $m^3/h$ | Qpunta = 401,6 $m^3/h$ |
| Superficie = 353,4 $m^2$ | Superficie = 353,4 $m^2$ | Superficie = 353,4 $m^2$ |
| $C_{SUPERF\ Q_{MEDIO}}$ = **0,41** $m^3/m^2.h$ | $C_{SUPERF\ Q_{MEDIO}}$ = **0,36** $m^3/m^2.h$ | $C_{SUPERF\ Q_{MEDIO}}$ = **0,47** $m^3/m^2.h$ |
| $C_{SUPERF\ Q_{PUNTA}}$ = **0,98** $m^3/m^2.h$ | $C_{SUPERF\ Q_{PUNTA}}$ = **0,87** $m^3/m^2.h$ | $C_{SUPERF\ Q_{PUNTA}}$ = **1,14** $m^3/m^2.h$ |
| La carga hidráulica a Qmedio es adecuada. A Qpunta es justa. | La carga hidráulica a Qmedio y Qpunta es adecuada. | La carga hidráulica a Qmedio es adecuada. A Qpunta es algo elevada. |
| **Y de carga de sólidos:** | **Y de carga de sólidos:** | **Y de carga de sólidos:** |
| Concentración MLSS = 4 $Kg/m^3$ | Concentración MLSS = 4 $Kg/m^3$ | Concentración MLSS = 4 $Kg/m^3$ |
| Qmedio 143,8 $m^3/h$ | Qmedio 128,3 $m^3/h$ | Qmedio 167,3 $m^3/h$ |
| Qpunta = 345,0 $m^3/h$ | Qpunta = 308,0 $m^3/h$ | Qpunta = 401,6 $m^3/h$ |
| Carga sólidos a Qm = 575,0 Kg/h | Carga sólidos a Qm = 513,3 Kg/h | Carga sólidos a Qm = 669,3 Kg/h |
| Carga sólidos a Qp = 1380,0 Kg/h | Carga sólidos a Qp = 1232,0 Kg/h | Carga sólidos a Qp = 1606,4 Kg/h |
| Superficie = 353,4 $m^2$ | Superficie = 353,4 $m^2$ | Superficie = 353,4 $m^2$ |
| $C_{SÓLIDOS\ Q_{MEDIO}}$ = **1,63** $Kg/m^2.h$ | $C_{SÓLIDOS\ Q_{MEDIO}}$ = **1,45** $Kg/m^2.h$ | $C_{SÓLIDOS\ Q_{MEDIO}}$ = **1,89** $Kg/m^2.h$ |
| $C_{SÓLIDOS\ Q_{PUNTA}}$ = **3,90** $Kg/m^2.h$ | $C_{SÓLIDOS\ Q_{PUNTA}}$ = **3,49** $Kg/m^2.h$ | $C_{SÓLIDOS\ Q_{PUNTA}}$ = **4,55** $Kg/m^2.h$ |
| ***La carga de sólidos cumple a Qmedio pero a Qpunta está muy ajustada.*** | ***La carga de sólidos cumple a Qmedio pero a Qpunta está muy ajustada.*** | ***La carga de sólidos cumple a Qmedio pero a Qpunta es bastante elevada.*** |

| PARÁMETROS DE DISEÑO TRATAMIENTO BIOLÓGICO | PARÁMETROS DISEÑO REALES BIOLÓGICO INVIERNO | PARÁMETROS DISEÑO REALES BIOLÓGICO VERANO |
|---|---|---|
| ***TIEMPO DE RETENCIÓN HIDRÁULICO:*** | ***TIEMPO DE RETENCIÓN HIDRÁULICO:*** | ***TIEMPO DE RETENCIÓN HIDRÁULICO:*** |
| Para procesos de aireación prolongada el TRH a Qpunta oscila entre las 3h y las 6h. | Para procesos de aireación prolongada el TRH a Qpunta oscila entre las 3h y las 6h. | Para procesos de aireación prolongada el TRH a Qpunta oscila entre las 3h y las 6h. |
| TRH a Qpunta = 4,6 h | TRH a Qpunta = 5,2 h | TRH a Qpunta = 4,0 h |
| ***El TRH es adecuado a Qpunta.*** | ***El TRH es adecuado a Qpunta.*** | ***El TRH es adecuado a Qpunta.*** |
| ***CARGA SOBRE EL VERTEDERO:*** | ***CARGA SOBRE EL VERTEDERO:*** | ***CARGA SOBRE EL VERTEDERO:*** |
| Cvertedero < 9 $m^3/m^2.h$ a Qpunta | Cvertedero < 9 $m^3/m^2.h$ a Qpunta | Cvertedero < 9 $m^3/m^2.h$ a Qpunta |
| $C_{VERTEDERO}=\frac{Qpunta}{2\cdot 2\pi\cdot R}$ | $C_{VERTEDERO}=\frac{Qpunta}{2\cdot 2\pi\cdot R}$ | $C_{VERTEDERO}=\frac{Qpunta}{2\cdot 2\pi\cdot R}$ |
| $C_{VERTEDERO}$ = 3,66 $m^3/m.h$ | $C_{VERTEDERO}$ = 3,27 $m^3/m.h$ | $C_{VERTEDERO}$ = 4,26 $m^3/m.h$ |
| ***Cumple la carga sobre vertedero.*** | ***Cumple la carga sobre vertedero.*** | ***Cumple la carga sobre vertedero.*** |

## 4.2. CONCLUSIONES TRATAMIENTO BIOLÓGICO

- El caudal difiere de forma significativa de unos meses a otros, registrándose un aumento en la temporada estival. Por ello, en la EDAR de Tordesillas se diferencian dos situaciones: situación real en invierno con menor caudal y temperatura de 12ºC, y situación real de verano con caudal superior y también mayor temperatura (16ºC).

| |
|---|
| Q diseño = 3.450 $m^3/h$ |
| Q real invierno =3.080 $m^3/h$ |
| Q real verano = 4.016 $m^3/h$ |

- La carga contaminante expresada en habitantes equivalentes es superior en verano a la de diseño, debido a que el caudal es superior.

- La concentración contaminante que llega a la planta es típicamente doméstica, no detectándose presencia de problemas en la red de vertidos no domésticos, ni tampoco infiltraciones.

- Considerando un MLSS de trabajo de 4 $Kg/m^3$ para el volumen total de los dos reactores biológicos de 4.730 $m^3$, la carga másica en verano es mayor a la de diseño y por ello la Edad del Fango actual es inferior a la que estaba prevista.

| ***DISEÑO*** | ***REAL INVIERNO*** | ***REAL VERANO*** |
|---|---|---|
| Cm = 0.055 Kg/Kg. Día | Cm = 0.054 Kg/Kg. Día | Cm = 0.070 Kg/Kg. Día |
| $E_{FANGO}$ = 28,6 días | $E_{FANGO}$ = 29,3 días | $E_{FANGO}$ = 21,2 días |

- Para las condiciones reales en el proceso biológico, la edad del fango es suficiente para garantizar los procesos de nitrificación y también para que el fango en exceso que sale de la planta se encuentre estabilizado.

| ***REAL INVIERNO*** | | ***REAL VERANO*** | |
|---|---|---|---|
| E fango cálculo = | 29,3 días | E fango cálculo = | 21,2 días |
| E fango nitrificación= | 14,7 días | E fango nitrificación= | 8,1 días |
| E fango estabilización= | 17,0 días | E fango estabilización= | 13,0 días |

- En los cálculos de nitrificación y desnitrificación se puede comprobar cómo el biológico es capaz de garantizar que el efluente salga con concentraciones de nitrógeno total por debajo de 15 mg/l.

| ***DISEÑO*** | ***REAL INVIERNO*** | ***REAL VERANO*** |
|---|---|---|
| 48,2 mg/l puede eliminar | 32,2 mg/l puede eliminar | 35,2 mg/l puede eliminar |
| 28,1 mg/l debe eliminar | 26,7 mg/l debe eliminar | 27,4 mg/l debe eliminar |

- El volumen de fangos que se produce en verano es superior al de diseño, debido al mayor caudal a tratamiento, y por lo tanto mayor carga contaminante. En invierno el volumen a tratar es muy similar al previsto en el diseño.

| ***DISEÑO*** | ***REAL INVIERNO*** | ***REAL VERANO*** |
|---|---|---|
| 646 Kg/día | 633 Kg/día | 873 Kg/día |

- Se dispone de tres soplantes (una de reserva) de 1.560 $Nm^3/h$. Este caudal es suficiente para las necesidades del tratamiento tanto medias como puntas. El aire se inyecta a través de dos parrillas de difusores que aportan caudal suficiente para las necesidades medias y puntas.

- Se dispone de dos decantadores secundarios de 15 m de diámetro, pero están muy ajustados, con valores de carga hidráulica y de sólidos algo superiores a los valores recomendados para caudal punta.

# 5. ESTUDIO DE LA LINEA DE FANGOS

A partir del estudio del tratamiento biológico desarrollado anteriormente, se realiza un estudio de la línea de fangos.

## 5.1. DISEÑO DE LA LÍNEA DE FANGOS

Se realiza una comparativa de la línea de fangos de diseño con la situación real, considerando la situación más desfavorable que son los meses de verano, ya que entra una mayor carga y por tanto se produce mayor volumen de fangos.

## LÍNEA DE FANGOS. DISEÑO.

**Fangos del proceso biológico**

| | |
|---|---|
| Kg de fangos en exceso biológico = | 645,8 Kg/día |
| Edad fangos purgados = | 28,6 días |
| Concentración fangos decantados = | 8,0 $Kg/m^3$ |
| Volumen de fangos a tratamiento = | 80,7 $m^3$/día |

**ESPESADOR POR GRAVEDAD**

Para aireación prolongada los parámetros de diseño:

| | Diseño |
|---|---|
| Carga de sólidos = | < 30 $kg/m^2$.día |
| Carga hidráulica = | < 8 $m^3/m^2$.día |
| Tiempo de retención | > 24 h |
| Concentración del fango | de 20 a 30 g/l |

## LÍNEA DE FANGOS. REAL DE VERANO

**Fangos del proceso biológico**

| | |
|---|---|
| Kg de fangos en exceso biológico = | 873,2 Kg/día |
| Edad fangos purgados = | 21,2 días |
| Concentración fangos decantados = | 8,0 $Kg/m^3$ |
| Volumen de fangos a tratamiento = | 109,2 $m^3$/día |

**ESPESADOR POR GRAVEDAD**

Para aireación prolongada los parámetros de diseño:

| | Diseño |
|---|---|
| Carga de sólidos = | < 30 $kg/m^2$.día |
| Carga hidráulica = | < 8 $m^3/m^2$.día |
| Tiempo de retención | > 24 h |
| Concentración del fango | de 20 a 30 g/l |

## LÍNEA DE FANGOS. DISEÑO.

Con la carga hidráulica y la carga de sólidos se calcula la superficie mínima, tomando para el diseño la más restrictiva:

$$S = \frac{Q}{C_{HIDRAULICA}} \qquad S = \frac{Q}{C_{SÓLIDOS}}$$

| | |
|---|---|
| Q = | 80,72 $m^3$/día |
| $C_{HIDRAULICA}$ < | 8 $m^3/m^2$.día |
| S > | 10,09 $m^2$ |

Y con la carga de sólidos:

| | |
|---|---|
| $C_{SÓLIDOS}$ = | 645,8 Kg/día |
| $C_{SÓLIDOS}$ < | 30,0 $kg/m^2$.día |
| S > | 21,5 $m^2$ |

Las características del espesador:

| | |
|---|---|
| Diámetro = | 6,00 m |
| **Superficie espesador =** | **28,27 $m^2$** |
| Altura útil = | 4,50 m |
| **$C_{HIDRAULICA}$ =** | **2,85 $m^3/m^2$.día** |
| **$C_{SÓLIDOS}$ =** | **22,84 $kg/m^2$.día** |
| Volumen espesador = | 127,23 $m^3$ |
| TRH = | 37,83 h |

## LÍNEA DE FANGOS. REAL DE VERANO

Con la carga hidráulica y la carga de sólidos se calcula la superficie mínima, tomando tomando para el diseño la más restrictiva:

$$S = \frac{Q}{C_{HIDRAULICA}} \qquad S = \frac{Q}{C_{SÓLIDOS}}$$

| | |
|---|---|
| Q = | 109,15 $m^3$/día |
| $C_{HIDRAULICA}$ < | 8 $m^3/m^2$.día |
| S > | 13,64 $m^2$ |

Y con la carga de sólidos:

| | |
|---|---|
| $C_{SÓLIDOS}$ = | 873,2 Kg/día |
| $C_{SÓLIDOS}$ < | 30,0 $kg/m^2$.día |
| S > | 29,1 $m^2$ |

Las características del espesador:

| | |
|---|---|
| Diámetro = | 6,00 m |
| **Superficie espesador =** | **28,27 $m^2$** |
| Altura del espesador = | 4,50 m |
| **$C_{HIDRAULICA}$ =** | **3,86 $m^3/m^2$.día** |
| **$C_{SÓLIDOS}$ =** | **30,88 $kg/m^2$.día** |
| Volumen espesador = | 127,23 $m^3$ |
| TRH = | 27,98 h |

El espesador cumple los parámetros recomendados de carga hidráulica, TRH y carga de sólidos.

## LÍNEA DE FANGOS. DISEÑO.

| | |
|---|---|
| Carga sólidos salida = | 645,78 Kg/día |
| Concentración = | 30 Kg/m$^3$ |
| $Q_{FANGOS\ A\ LA\ SALIDA}$ = | ***21,53 m$^3$/día*** |
| Destino = | Deshidratac-estabilizac |

La ***salida del sobrenadante*** se realiza por el vertedero situado en la parte superior del equipo. Es un caudal con una mínima concentración de sólidos.

| | |
|---|---|
| $Q_{SOBRENADANTE\ A\ LA\ SALIDA}$ = | ***59,2 m$^3$/día*** |
| Destino = | Red de retornos |

### ESTABILIZACIÓN Y DESHIDRATACIÓN DEL FANGO

| | |
|---|---|
| $Q_{FANGO\ A\ DESHIDRATAR}$ = | 21,53 m$^3$/día |
| Concentración fango = | 30,00 Kg/m$^3$ |

| | |
|---|---|
| Nº equipos = | 1 ud. |
| Tipo de deshidratación = | Mecánica con centrífuga |
| $Q_{DIARIO\ DE\ FANGO}$ = | 21,53 m$^3$/día |
| **Caudal de la centrífuga =** | **5,00 m$^3$/h** |
| **Horas al día necesarias =** | **4,3 h/día** |

## LÍNEA DE FANGOS. REAL DE VERANO

| | |
|---|---|
| Carga sólidos salida = | 873,21 Kg/día |
| Concentración = | 30 Kg/m$^3$ |
| $Q_{FANGOS\ A\ LA\ SALIDA}$ = | ***29,11 m$^3$/día*** |
| Destino = | Deshidratac-estabilizac |

La ***salida del sobrenadante*** se realiza por el vertedero situado en la parte superior del equipo. Es un caudal con una mínima concentración de sólidos.

| | |
|---|---|
| $Q_{SOBRENADANTE\ A\ LA\ SALIDA}$ = | ***80,0 m$^3$/día*** |
| Destino = | Red de retornos |

### ESTABILIZACIÓN Y DESHIDRATACIÓN DEL FANGO

| | |
|---|---|
| $Q_{FANGO\ A\ DESHIDRATAR}$ = | 29,11 m$^3$/día |
| Concentración fango = | 30,00 Kg/m$^3$ |

| | |
|---|---|
| Nº equipos = | 1 ud. |
| Tipo de deshidratación = | Mecánica con centrífuga |
| $Q_{DIARIO\ DE\ FANGO}$ = | 29,11 m$^3$/día |
| **Caudal de la centrífuga =** | **5,00 m$^3$/h** |
| **Horas al día necesarias =** | **5,8 h/día** |

## LÍNEA DE FANGOS. DISEÑO.

Se lleva a cabo la ***estabilización del fango*** mediante la adicción de un floculante.

| | |
|---|---|
| Reactivo a emplear = | Polielectrolito |
| Dosis polielectrolito = | 5 Kg/T fangos |
| Q fangos a tratar cada hora operac= | 5,00 $m^3/h$ |
| Q fangos a estabilizar por hora útil = | 150,00 Kg/h |
| Consumo polielectrolito = | 0,75 Kg/h |
| Dilución de la preparación = | 0,50 % |
| **Consumo polielectrolito día=** | **150,00 l/h útil** |

Y el ***equipo de dosificación de polielectrolito***:

| | |
|---|---|
| Tipo: | Unidad de dosificación |
| Número de unidades: | 1 ud |
| Capacidad de la unidad: | 500 l |
| Nº de cámaras = | 2 ud |
| Nº de agitadores = | 1 ud |
| Bombas de dosificación: | 2 Unidades |
| Caudal de las bombas = | 0-100 l/h |

Las bombas dosificadoras son pequeñas para el caudal que es necesairo dosificar por lo que actualmente la deshidratación está condicionada por este hecho.

## LÍNEA DE FANGOS. REAL DE VERANO

Se lleva a cabo la ***estabilización del fango*** mediante la adicción de un floculante.

| | |
|---|---|
| Reactivo a emplear = | Polielectrolito |
| Dosis polielectrolito = | 5 Kg/T fangos |
| Q fangos a tratar cada hora operac= | 5,00 $m^3/h$ |
| Q fangos a estabilizar por hora útil = | 150,00 Kg/h |
| Consumo polielectrolito = | 0,75 Kg/h |
| Dilución de la preparación = | 0,50 % |
| **Consumo polielectrolito día=** | **150,00 l/h útil** |

Y el ***equipo de dosificación de polielectrolito***:

| | |
|---|---|
| Tipo: | Unidad de dosificación |
| Número de unidades: | 1 ud |
| Capacidad de la unidad: | 500 l |
| Nº de cámaras = | 2 ud |
| Nº de agitadores = | 1 ud |
| Bombas de dosificación: | 2 Unidades |
| Caudal de las bombas = | 0-100 l/h |

***Las bombas dosificadoras son pequeñas para el caudal que es necesario dosificar por lo que actualmente la deshidratación está condicionada por este hecho y la centrífuga trabaja a la mitad del caudal que puede.***

## LÍNEA DE FANGOS. DISEÑO.

La ***salida de los fangos de la centrífuga***:

| | |
|---|---|
| Volumen de fangos de entrada = | 21,53 $m^3$/día |
| Carga de sólidos de entrada = | 645,78 Kg/día |
| Concentración fangos de entrada = | 3,00 % ms |
| Concentración fangos salida centrífuga = | 22,00 % ms |
| Carga de sólidos de salida = | 645,78 Kg/día |
| **Volumen de fangos de salida =** | **2,94 $m^3$/día** |

El volumen de ***sobrenadante de salida de la centrífuga***:

| | |
|---|---|
| **Volumen de sobrenadante =** | **18,59 $m^3$/día** |
| Destino = | Red de retornos |

***DESTINO DE LOS FANGOS SECOS***

El fango deshidratado se conduce a almacenamiento en una tolva de fangos.

| | |
|---|---|
| Volumen de fango = | 2,94 $m^3$/día |
| Concentración del fango = | 22,00 % |
| Almacenamiento de fangos = | En tolva |
| ***Capacidad de la tolva =*** | ***25 $m^3$*** |
| ***Autonomía =*** | ***8,5 días*** |

## LÍNEA DE FANGOS. REAL DE VERANO

La ***salida de los fangos de la centrífuga***:

| | |
|---|---|
| Volumen de fangos de entrada = | 29,11 $m^3$/día |
| Carga de sólidos de entrada = | 873,2 Kg/día |
| Concentración fangos de entrada = | 3,00 % ms |
| Concentración fangos salida centrífuga = | 22,00 % ms |
| Carga de sólidos de salida = | 873,21 Kg/día |
| **Volumen de fangos de salida =** | **3,97 $m^3$/día** |

El volumen de ***sobrenadante de salida de la centrífuga***:

| | |
|---|---|
| **Volumen de sobrenadante =** | **25,14 $m^3$/día** |
| Destino = | Red de retornos |

***DESTINO DE LOS FANGOS SECOS***

El fango deshidratado se conduce a almacenamiento en una tolva de fangos.

| | |
|---|---|
| Volumen de fango = | 3,97 $m^3$/día |
| Concentración del fango = | 22,00 % |
| Almacenamiento de fangos = | En tolva |
| ***Capacidad de la tolva =*** | ***25 $m^3$*** |
| ***Autonomía =*** | ***6,3 días*** |

## 5.2. CONCLUSIONES DE LA LÍNEA DE FANGOS

- El cálculo del funcionamiento se realiza para la situación más desfavorable que son los meses de verano, debido a que el caudal es mayor, por tanto la carga contaminante y los fangos en exceso son también mayores.

- El espesador para las condiciones más desfavorables cumple el TRH, la carga hidráulica y la carga de sólidos recomendada.

- Se dispone de una centrífuga de 5 $m^3/h$ para la deshidratación. Sin embargo, las bombas dosificadoras de polielectrolito son pequeñas, y no dosifican el caudal necesario para la estabilización del fango. Este hecho condiciona toda la línea de tratamiento, ya que la centrífuga no puede trabajar al 100% y por tanto las horas de trabajo son mayores que las que serían realmente necesarias.

- Según el cálculo, en la situación de verano la tolva debe vaciarse aproximadamente cada 7 días. Nos confirman la técnico de SOCAMEX que se vacía cada 7 a 10 días, por lo que se considera como correcto. No disponen de medidor de ultrasonidos, por lo que la supervisión del llenado es visual.

# 6. RESUMEN DEL PROCESO

A continuación se muestra de forma resumida, la comparativa de los principales parámetros de diseño.

| DISEÑO DE LA EDAR | | REAL VERANO | |
|---|---|---|---|
| **Q diseño =** | **3.450 $m^3$/día** | **Q verano =** | **4.016 $m^3$/día** |
| $DBO_5$ = | 300 mg/l | $DBO_5$ = | 330 mg/l |
| DQO = | 900 mg/l | DQO = | 600 mg/l |
| SST = | 300 mg/l | SST = | 330 mg/l |
| N total = | 50 mg/l | N total = | 50 mg/l |
| P total = | 10 mg/l | P total = | 10 mg/l |
| **Hab. Eq =** | **17.250 e-h** | **Hab. Eq =** | **22.088 e-h** |
| MLSS = | 4 $Kg/m^3$ | MLSS = | 4 $Kg/m^3$ |
| Cm = | 0,055 Kg/Kg.día | Cm = | 0,070 Kg/Kg.día |
| Efango = | 29 días | Efango = | 21 días |
| TRH = | 33 h | TRH = | 28 h |
| Max concentrac desnitrif = | 48 mg/l | Max concentrac desnitrif = | 35 mg/l |
| Fangos en exceso = | 646 Kg/día | Fangos en exceso = | 873 Kg/día |
| Q aire necesidades punta = | 2.301 $Nm^3/h$ | Q aire necesidades punta = | 2.121 $Nm^3/h$ |
| Nº difusores 10$Nm^3/h$= | 320 difusores | Nº difusores 10$Nm^3/h$= | 320 difusores |
| Qsoplantes instaladas = | 3.120 $Nm^3/h$ | Qsoplantes necesario = | 3.120 $Nm^3/h$ |
| Csólidos decantador Qpunta = | 3,90 $Kg/m^2.h$ | Csólidos decantador Qpunta = | 4,55 $Kg/m^2.h$ |
| TRH Qp decantador = | 4,61 h | TRH Qp decantador = | 3,96 h |

# 4.4. E.D.A.R DE TUDELA DE DUERO

## INDICE

**1. INTRODUCCIÓN ..... 1**

**2. PARÁMETROS DE PARTIDA DE DISEÑO ..... 2**

**3. PARÁMETROS DE TRABAJO REALES ..... 3**

3.1. CAUDALES ..... 3

3.2. CONCENTRACIONES ..... 5

3.3. PARÁMETROS DE DISEÑO ADOPTADOS PARA EL CÁLCULO ..... 7

**4. ESTUDIO DEL PROCESO BIOLÓGICO ..... 9**

4.1. DISEÑO DEL PROCESO BIOLÓGICO ..... 9

4.2. CONCLUSIONES TRATAMIENTO BIOLÓGICO ..... 32

**5. ESTUDIO DE LA LINEA DE FANGOS ..... 34**

5.1. DISEÑO DE LA LÍNEA DE FANGOS ..... 34

5.2. CONCLUSIONES DE LA LÍNEA DE FANGOS ..... 41

**6. RESUMEN DEL PROCESO ..... 41**

# 1. INTRODUCCIÓN

Una vez descrita la situación actual de la EDAR de Tudela de Duero, y calculadas las nuevas incorporaciones a la planta debido a la conexión de la margen izquierda, se lleva a cabo un estudio del funcionamiento de la EDAR.

Debido a que Tudela de Duero experimentará un crecimiento poblacional en los próximos años dada su proximidad con Valladolid, la comparativa del funcionamiento de la planta se realiza para la situación de diseño y la situación actual y futura, considerando en ambos casos la incorporación de la margen izquierda.

A partir de las informaciones del Ayuntamiento y del PGOU del municipio, ***se considera que el 80% del crecimiento poblacional se va a desarrollar en la margen izquierda, y el 20% restante en la margen derecha***, tal y como ha sido explicado y calculado en el anejo de cálculo de las nuevas incorporaciones.

Por ello, en Tudela de Duero el estudio del proceso biológico se realiza de la siguiente forma:

- Funcionamiento de la planta para valores para los cuales fue diseñada.

- Funcionamiento actual real considerando la población actual (margen derecha) y la conexión proyectada de la margen izquierda, que aporta lo correspondiente a 3.200 habitantes.

- Funcionamiento en un futuro, cuando se haya desarrollado el municipio, considerando una población total en la margen izquierda de 7.500 habitantes y un incremento de la margen derecha de 1.000 habitantes.

El resumen poblacional a partir de los cálculos de las nuevas incorporaciones a la EDAR:

| | ***ACTUAL*** | ***FUTURO*** |
|---|---|---|
| ***TOTAL*** | 7.900 habitantes | 12.500 habitantes |
| ***Margen derecha*** | 4.700 habitantes | 5.000 habitantes |
| ***Margen izquierda*** | 3.200 habitantes | 7.500 habitantes |

Para poder realizar el estudio comparativo, se debe partir de unos datos de diseño de la planta y de los datos reales de funcionamiento, tanto de caudales como de concentraciones contaminantes.

El estudio comparativo del funcionamiento se centra en el proceso biológico y en la línea de fangos.

## 2. PARÁMETROS DE PARTIDA DE DISEÑO

Los parámetros para los cuales fue diseñada la depuradora, a partir de los datos del proyecto, diferenciaban dos situaciones en Tudela, la época de invierno de menor población, y la temporada de verano cuando la población se incrementa debido a la llegada de vecinos al municipio en los meses estivales.

En ambos casos, se consideraba que a la planta llegarían las aguas residuales de la margen izquierda, de ahí que la población tanto de invierno como de verano sea bastante elevada:

| | ***INVIERNO*** | ***VERANO*** |
|---|---|---|
| Población | 9.500 habitantes | 16.000 habitantes |
| Dotación de $DBO_5$ | 65 g/hab.día | 65 g/hab.día |
| **Habitantes equivalentes** | **10.300 e-h** | **17.300 e-h** |
| **Caudal medio diario** | **2.137 $m^3$/día** | **4.000 $m^3$/día** |
| Caudal medio horario | 89 $m^3$/h | 167 $m^3$/h |
| Caudal punta a tratamiento | 213,8 $m^3$/h | 400 $m^3$/h |

| | | |
|---|---|---|
| $DBO_5$ | 290 mg/l | 260 mg/l |
| SS | 311 mg/l | 280 mg/l |
| NKT | 66,7 mg/l | 60,0 mg/l |
| $P_{TOTAL}$ | 7,1 mg/l | 6,4 mg/l |

## 3. PARÁMETROS DE TRABAJO REALES

Para poder comparar los valores de diseño de la EDAR con la situación de trabajo real se solicita a SOCAMEX y al Ayuntamiento de Tudela de Duero los datos de caudal y de concentración contaminante del año 2011.

### 3.1. CAUDALES

Para el estudio de caudales se consideran los valores reales de caudales medidos en planta por ser más exactos y adecuados que los cálculos aproximativos a partir de la población y dotación. Para ello, SOCAMEX nos facilita los siguientes valores:

| AÑO 2011 | $m^3$/día |
|---|---|
| Enero | 1.904,0 |
| Febrero | 1.681,0 |
| Marzo | 1.890,0 |
| Abril | 1.566,0 |
| Mayo | 1.622,0 |
| Junio | 1.604,0 |
| Julio | 1.533,0 |
| Agosto | 1.307,0 |
| Septiembre | 1.393,0 |
| Octubre | 930,0 |
| Noviembre | 1.204,0 |
| Diciembre | 1.184,0 |
| **MEDIA** | **1.535,3** |

La medida del mes de octubre se desprecia, pues según nos informaron, tuvieron problemas en los pozos de bombeo y hubo alivios continuos al río Duero, de ahí que el caudal que se midió en planta sea inferior al de otros meses.

Se comparan los valores obtenidos con los datos de consumo de agua. Para ello, se solicita en el Ayuntamiento de Tudela de Duero los datos de consumo de agua del último año. El consumo de agua del cuarto trimestre de 2011 es de 88.000 $m^3$, lo que supone un caudal diario de abastecimiento de 980 $m^3$/día.

Si comparamos el valor de consumo de 980 $m^3$/día con el valor de caudal medio diario a la EDAR: 1.535 $m^3$/día, observamos cómo hay una clara diferencia.

El caudal de consumo debería ser algo superior al caudal de aguas negras, puesto que no toda el agua consumida retorna al saneamiento. Sin embargo, observamos cómo el caudal de abastecimiento es inferior al que llega a la planta. Esto es debido ***a que a la EDAR llega, además del caudal de aguas negras, aportes de agua limpia*** procedentes principalmente del nivel freático, muy somero en la zona de Tudela de Duero debido a la proximidad del río.

A continuación se analizarán los valores de concentración media de llegada, y éstos ratificarán en hecho de que llega agua limpia debido a que los valores de concentración contaminante son débiles indicando una clara dilución de agua residual en agua limpia.

A partir de los valores de caudales medios mensuales no se observa una clara diferencia de caudales entre los meses de invierno a los de verano, debido a la población, lo que puede ser debido a que el incremento poblacional no sea tal como el previsto en proyecto, o bien que el caudal de aguas negras en verano es mayor y está menos diluido, y en invierno es menor pero presenta mayor dilución. Esta circunstancia se podrá comprobar posteriormente a partir de las concentraciones contaminantes.

Para el estudio del proceso biológico y de fangos, se comparan:

- ***Caudal de diseño:*** la EDAR se diseñó para un caudal en la situación más desfavorable de verano de ***4.000 $m^3$/día.***

- ***Caudal actual:*** la situación actual, considerando la conexión de la margen izquierda incluida en el presente proyecto, será la suma del caudal real que

llega a la planta (media 2011) y corresponde con la margen derecha: 1.535m$^3$/día, más el caudal de aguas negras de la margen izquierda (Anejo Nº2): 512 m$^3$/día. El caudal total será ***2.047 m$^3$/día.***

- ***Caudal de futuro:*** será el caudal actual de la margen derecha con un incremento poblacional de 1.000 habitantes que corresponde con 160 m$^3$/día (caudal total 1.535+160 m$^3$/día); y el caudal de futuro de la margen izquierda calculado en el anejo 2: 1.500 m$^3$/día. El caudal total será por tanto: ***3.195 m$^3$/día***.

El resumen de caudales que se emplean para el cálculo:

| | ***ACTUAL*** | ***FUTURO*** |
|---|---|---|
| ***TOTAL*** | 2.047 m$^3$/día | 3.200 m$^3$/día |
| ***Margen derecha*** | 1.535 m$^3$/día | 1.700 m$^3$/día |
| ***Margen izquierda*** | 512 m$^3$/día | 1.500 m$^3$/día |

## 3.2. CONCENTRACIONES

Para poder relacionar los valores de caudales facilitados con la concentración, a continuación se incluye una tabla con los valores de los principales parámetros de las analíticas realizadas en el año 2011 por SOCAMEX.

| | INFLUENTE | | | | | EFLUENTE | | | | | RENDIMIENTO | | | | |
|---|---|---|---|---|---|---|---|---|---|---|---|---|---|---|---|
| | DBO5 (mg/l) | DQO (mg/l) | SST (mg/l) | $NH_4^+$ (mg/l) | $P_{TOTAL}$ (mg/l) | DBO5 (mg/l) | DQO (mg/l) | SST (mg/l) | $NH_4^+$ (mg/l) | $P_{TOTAL}$ (mg/l) | DBO5 (%) | DQO (%) | SST (%) | $NH_4^+$ (%) | $P_{TOTAL}$ (%) |
| ENERO | 76,0 | 132,0 | 28,0 | 14,0 | 4,5 | 17,0 | 58,0 | 8,0 | 13,1 | 0,5 | 77,6 | 56,1 | 71,4 | 6,4 | 88,9 |
| FEBRERO | 66,0 | 160,0 | 12,0 | 6,2 | 9,0 | 19,0 | 41,0 | 5,0 | 4,3 | 1,1 | 71,2 | 74,4 | 58,3 | 31,3 | 87,5 |
| MARZO | 105,0 | 174,0 | 60,0 | 22,3 | 2,9 | 7,0 | 18,0 | 7,0 | 8,8 | 3,5 | 93,3 | 89,7 | 88,3 | 60,4 | -20,6 |
| ABRIL | 120,0 | 485,0 | 106,0 | 35,9 | 2,0 | 4,2 | 10,0 | 2,0 | 6,7 | 1,0 | 96,5 | 97,9 | 98,1 | 81,3 | 48,0 |
| MAYO | 150,0 | 331,0 | 69,0 | 7,4 | 2,6 | 6,0 | 20,0 | 3,0 | 3,9 | 0,5 | 96,0 | 94,0 | 95,7 | 47,1 | 80,7 |
| JUNIO | 980,0 | 1.258,0 | 1.648,0 | 35,0 | 16,1 | 10,0 | 36,0 | 3,0 | 8,7 | 8,3 | 99,0 | 97,1 | 99,8 | 75,0 | 48,3 |
| JULIO | 49,0 | 161,0 | 171,0 | 81,5 | 1,6 | 15,0 | 39,0 | 7,0 | 10,6 | 5,3 | 69,4 | 75,8 | 95,9 | 87,0 | -222,1 |
| AGOSTO | 133,0 | 209,0 | 74,0 | 24,4 | 3,1 | 6,0 | 28,0 | 4,0 | 13,4 | 4,3 | 95,5 | 86,6 | 94,6 | 45,1 | -38,8 |
| SEPTIEMBRE | 101,0 | 268,0 | 79,0 | 47,7 | 10,5 | 13,0 | 97,0 | 15,0 | 2,1 | 1,7 | 87,1 | 63,8 | 81,0 | 95,7 | 83,6 |
| OCTUBRE | 65,0 | 139,0 | 41,0 | 33,0 | 5,4 | 9,0 | 49,0 | 15,0 | 3,8 | 2,8 | 86,2 | 64,7 | 63,4 | 88,5 | 47,6 |
| NOVIEMBRE | 45,0 | 170,0 | 71,0 | 44,4 | 5,4 | 5,0 | 30,0 | 15,0 | 2,1 | 2,4 | 88,9 | 82,4 | 78,9 | 95,4 | 55,4 |

***Los valores de concentración ponen de manifiesto el hecho de que las aguas negras llegan a la EDAR diluidas en agua limpia, debido a que las concentraciones de entrada a planta son bastante débiles.***

Cabe destacar la muestra del mes de junio, con valores elevados, que contrastan con el hecho de que a Tudela de Duero no llega vertido industrial, y por tanto no se entiende una muestra integrada con esa carga contaminante.

Se desprecia la muestra analizada ese día por considerarse que habría algún problema en la planta y que no es representativa del vertido global del municipio. Por otro lado se desestima la muestra de $NH_4^+$ de julio, por ser un valor elevado fuera del rango medio:

| | DBO5 (mg/l) | DQO (mg/l) | SST (mg/l) | $NH_4^+$ (mg/l) | $P_{TOTAL}$ (mg/l) |
|---|---|---|---|---|---|
| *MEDIA INFLUENTE* | *91,0* | *222,9* | *71,1* | *27,0* | *4,7* |

Los valores de concentración son muy débiles principalmente en $DBO_5$, fósforo y sólidos en suspensión. El valor medio de nitrógeno amoniacal se mantiene más próximo a lo típico para un agua residual doméstica.

## 3.3. PARÁMETROS DE DISEÑO ADOPTADOS PARA EL CÁLCULO

Se analizan las concentraciones para la situación actual y la futura, conectando en ambos casos la margen izquierda.

Se considera que el caudal de la margen derecha de lo ya existente seguirá presentando la misma dilución tanto actual como futura, puesto que es bombeo de freático del auditorio, casas con garajes y bodegas, etc. y por tanto es una problemática difícil de eliminar.

Para la nueva incorporación, tanto de la margen derecha como de la izquierda, se considera que no existirán infiltraciones ni aportes de agua limpia, y que por tanto las concentraciones serán típicas de aguas negras.

| | **ACTUAL** | | | | | |
|---|---|---|---|---|---|---|
| | Margen derecha = 1.535 $m^3$/día | | Margen izquierda = 512 $m^3$/día | | Total = 2.047 $m^3$/día | |
| **DBO** | 91 mg/l | 139,685 Kg/día | 300 mg/l | 153,6 Kg/día | 293,29 Kg/día | **143,3 mg/l** |
| **DQO** | 223 mg/l | 342,305 Kg/día | 600 mg/l | 307,2 Kg/día | 649,51 Kg/día | **317,3 mg/l** |
| **SST** | 71 mg/l | 108,985 Kg/día | 300 mg/l | 153,6 Kg/día | 262,59 Kg/día | **128,3 mg/l** |
| **NH4+** | 27 mg/l | 41,445 Kg/día | 35 mg/l | 17,92 Kg/día | 59,37 Kg/día | **29,0 mg/l** |
| **PT** | 5 mg/l | 7,675 Kg/día | 10 mg/l | 5,12 Kg/día | 12,80 Kg/día | **6,3 mg/l** |

| | **FUTURO** | | | | | | | |
|---|---|---|---|---|---|---|---|---|
| | Margen derecha existente = 1.535 $m^3$/d | | Nueva margen derecha = 165 $m^3$/d | | Margen izquierda = 1.500 $m^3$/d | | **TOTAL = 3.200 $m^3$/d** | |
| **DBO** | 91 mg/l | 139,7 Kg/día | 300 mg/l | 49,5 Kg/día | 300 mg/l | 450,0 Kg/día | **639,2 Kg/día** | **199,7 mg/l** |
| **DQO** | 223 mg/l | 342,3 Kg/día | 600 mg/l | 99,0 Kg/día | 600 mg/l | 900,0 Kg/día | **1341,3 Kg/día** | **419,2 mg/l** |
| **SST** | 71 mg/l | 109,0 Kg/día | 300 mg/l | 49,5 Kg/día | 300 mg/l | 450,0 Kg/día | **608,5 Kg/día** | **190,2 mg/l** |
| **NH4+** | 27 mg/l | 41,4 Kg/día | 35 mg/l | 5,8 Kg/día | 35 mg/l | 52,5 Kg/día | **99,7 Kg/día** | **31,2 mg/l** |
| **PT** | 5 mg/l | 7,7 Kg/día | 10 mg/l | 1,7 Kg/día | 10 mg/l | 15,0 Kg/día | **24,3 Kg/día** | **7,6 mg/l** |

Las concentraciones se ven incrementadas con la llegada del caudal de la margen izquierda, que no presentará dilución.

Las concentraciones contaminantes que se emplean en el cálculo para la situación actual y de futuro, justificados anteriormente:

| | ACTUAL | FUTURO |
|---|---|---|
| $Q_{MEDIO}$ | 2.047 $m^3/d$ | 3200 $m^3/d$ |
| DBO | 143 mg/l | 200 mg/l |
| DQO | 317 mg/l | 420 mg/l |
| SST | 128 mg/l | 190 mg/l |
| $NH_4^+$ | 29 mg/l | 31 mg/l |
| PT | 6 mg/l | 8 mg/l |

# 4. ESTUDIO DEL PROCESO BIOLÓGICO

A partir del estudio realizado anteriormente, se elabora el análisis comparativo del funcionamiento del proceso biológico existente, para la situación actual y la de futuro.

El cálculo de ambas situaciones se realiza para la temperatura más desfavorable de cálculo, que corresponde con 12ºC.

## 4.1. DISEÑO DEL PROCESO BIOLÓGICO

## PARÁMETROS DE DISEÑO DEL TRATAMIENTO BIOLÓGICO

| | |
|---|---|
| Qmedio Invierno = | 4.000 $m^3$/día |
| Tª DISEÑO = | 12,0 ºC |

*Caudales medios de diseño:*

| | |
|---|---|
| Qmedio = | 4.000 $m^3$/día |
| Qmedio = | 166,7 $m^3$/h |
| Qpunta = | 400,0 $m^3$/h |

Las concentraciones de diseño y por tanto la carga contaminante:

| | Carga contaminante | Concentración |
|---|---|---|
| $DBO_5$ = | 1.040,0 Kg/día | 260,0 mg/l |
| DQO = | 2.000,0 Kg/día | 500,0 mg/l |
| SST = | 1.120,0 Kg/día | 280,0 mg/l |
| $NH_4$+= | 180,0 Kg/día | 45,0 mg/l |
| N total = | 240,0 Kg/día | 60,0 mg/l |
| P total = | 25,6 Kg/día | 6,4 mg/l |

Los habitantes equivalentes:

| | |
|---|---|
| E-H de diseño = | 17.333 e-h |

| | |
|---|---|
| pH = | entre 6 y 9 |
| $T_{DISEÑO}$ = | 12 ºC |

## PARÁMETROS ACTUALES PARA DISEÑO DEL BIOLÓGICO

| | |
|---|---|
| Qmedio = | 2.047 $m^3$/día |
| Tª DISEÑO = | 12,0 ºC |

Para el estudio real en los meses de invierno, los parámetros de partida:

| | |
|---|---|
| Qmedio = | 2.047 $m^3$/día |
| Qmedio = | 85,3 $m^3$/h |
| Qpunta = | 204,7 $m^3$/h |

Partiendo de las concentraciones registradas en el año 2011

| | Carga contaminante | Concentración |
|---|---|---|
| $DBO_5$ = | 292,7 Kg/día | 143,0 mg/l |
| DQO = | 648,9 Kg/día | 317,0 mg/l |
| SST = | 262,0 Kg/día | 128,0 mg/l |
| $NH_4$+= | 59,4 Kg/día | 29,0 mg/l |
| N total = | 81,9 Kg/día | 40,0 mg/l |
| P total = | 12,3 Kg/día | 6,0 mg/l |

Los habitantes equivalentes:

| | |
|---|---|
| E-H actual = | 4.879 e-h |

| | |
|---|---|
| pH = | entre 6 y 9 |
| $T_{DISEÑO}$ = | 12 ºC |

## PARÁMETROS DE FUTURO PARA EL DISEÑO DEL BIOLÓGICO

| | |
|---|---|
| Qmedio= | 3.200 $m^3$/día |
| Tª DISEÑO = | 12,0 ºC |

Considerando el mes de caudal medio mayor, puesto que la planta tiene que funcionar todo el año:

| | |
|---|---|
| Qmedio = | 3.200 $m^3$/día |
| Qmedio = | 133,3 $m^3$/h |
| Qpunta = | 320,0 $m^3$/h |

Partiendo de las concentraciones registradas en el año 2011

| | Carga contaminante | Concentración |
|---|---|---|
| $DBO_5$ = | 640,0 Kg/día | 200,0 mg/l |
| DQO = | 1.344,0 Kg/día | 420,0 mg/l |
| SST = | 608,0 Kg/día | 190,0 mg/l |
| $NH_4$+= | 99,2 Kg/día | 31,0 mg/l |
| N total = | 128,0 Kg/día | 40,0 mg/l |
| P total = | 25,6 Kg/día | 8,0 mg/l |

Los habitantes equivalentes:

| | |
|---|---|
| E-H futuro = | 10.667 e-h |

| | |
|---|---|
| pH = | entre 6 y 9 |
| $T_{DISEÑO}$ = | 16 ºC |

## PARÁMETROS DE DISEÑO DEL TRATAMIENTO BIOLÓGICO

**REACTOR BIOLÓGICO**

El tratamiento biológico de la EDAR es una ***aireación prolongada***, cuyos parámetros de diseño son los siguientes:

| | |
|---|---|
| Carga másica (Kg $DBO_5$/Kg MLSS.día | 0,07 < Cm < 0,2 |
| Edad del Fango (días) = | entre 10 y 30 |
| Rendimiento eliminac $DBO_5$ (%) = | 92% - 95 % |
| Tiempo de retención hidráulico = | 24 h |
| MLSS = | 4 Kg/$m^3$ |

***CÁLCULO DE LA CARGA MÁSICA Y EL VOLUMEN:***

El volumen del reactor:

| | |
|---|---|
| Nº reactores = | 2 m |
| S unitaria = | 457 $m^2$ |
| H agua = | 5 m |
| Área tot = | 914 $m^2$ |
| **Volumen =** | **4.570 $m^3$** |

| | |
|---|---|
| DBO5 = | 1.040,0 Kg/día |
| $MLSS_{DISEÑO}$ = | 4 Kg/$m^3$ |
| **Cm=** | **0,057 Kg DBO5/Kg MLSS.d** |

## PARÁMETROS ACTUALES PARA DISEÑO DEL BIOLÓGICO

**REACTOR BIOLÓGICO**

El tratamiento biológico de la EDAR es una ***aireación prolongada***, cuyos parámetros de diseño son los siguientes:

| | |
|---|---|
| Carga másica (Kg $DBO_5$/Kg MLSS.día | 0,07 < Cm < 0,2 |
| Edad del Fango (días) = | entre 10 y 30 |
| Rendimiento eliminac $DBO_5$ (%) = | 92% - 95 % |
| Tiempo de retención hidráulico = | 24 h |
| MLSS = | 4 Kg/$m^3$ |

***CÁLCULO DE LA CARGA MÁSICA Y EL VOLUMEN:***

El volumen del reactor:

| | |
|---|---|
| Nº reactores = | 2 m |
| S unitaria = | 457 $m^2$ |
| H agua = | 5 m |
| Área tot = | 914 $m^2$ |
| **Volumen =** | **4.570 $m^3$** |

| | |
|---|---|
| DBO5 = | 292,7 Kg/día |
| $MLSS_{REAL}$ = | 4 Kg/$m^3$ |
| **Cm=** | **0,016 Kg DBO5/Kg MLSS.d** |

El reactor trabajará con una carga másica muy pequeña.

## PARÁMETROS DE FUTURO PARA DISEÑO DEL BIOLÓGICO

**REACTOR BIOLÓGICO**

El tratamiento biológico de la EDAR es una ***aireación prolongada***, cuyos parámetros de diseño son los siguientes:

| | |
|---|---|
| Carga másica (Kg $DBO_5$/Kg MLSS.día | 0,07 < Cm < 0,2 |
| Edad del Fango (días) = | entre 10 y 30 |
| Rendimiento eliminac $DBO_5$ (%) = | 92% - 95 % |
| Tiempo de retención hidráulico = | 24 h |
| MLSS = | 4 Kg/$m^3$ |

***CÁLCULO DE LA CARGA MÁSICA Y EL VOLUMEN:***

El volumen del reactor:

| | |
|---|---|
| Nº reactores = | 2 m |
| S unitaria = | 457 $m^2$ |
| H agua = | 5 m |
| Área total = | 914 $m^2$ |
| **Volumen =** | **4.570 $m^3$** |

| | |
|---|---|
| DBO5 = | 640,0 Kg/día |
| $MLSS_{REAL}$ = | 4 Kg/$m^3$ |
| **Cm=** | **0,035 Kg DBO5/Kg MLSS.d** |

El reactor trabajará con una carga másica muy pequeña.

| PARÁMETROS DE DISEÑO DEL TRATAMIENTO BIOLÓGICO | PARÁMETROS ACTUALES PARA DISEÑO DEL BIOLÓGICO | PARÁMETROS DE FUTURO PARA DISEÑO DEL BIOLÓGICO |
|---|---|---|
| ***EDAD DEL FANGO*** | ***EDAD DEL FANGO*** | ***EDAD DEL FANGO*** |
| La Edad del Fango se calcula a partir de la carga másica y el rendimiento: | La Edad del Fango se calcula a partir de la carga máslca y el rendimiento: | La Edad del Fango se calcula a partir de la carga másica y el rendimiento: |
| $Efango = \frac{1}{[(1.2\,C_N^{\frac{1}{t-20}}) + 0.5(B-0.6)xCm]xR/100}$ | $Efango = \frac{1}{[(1.2\,C_N^{\frac{1}{t-20}}) + 0.5(B-0.6)xCm]xR/100}$ | $Efango = \frac{1}{[(1.2\,C_N^{\frac{1}{t-20}}) + 0.5(B-0.6)xCm]xR/100}$ |
| R = rendimiento. Se establece una eliminación del 95% de DBO5 | R = rendimiento. Se establece una eliminación del 95% de DBO5 | R = rendimiento. Se establece una eliminación del 95% de DBO5 |
| Se considera para el cálculo que los SS se reducen en un 35% en el pretratamiento y la DBO5 entra al 100% | Se considera para el cálculo que los SS se reducen en un 35% en el pretratamiento y la DBO5 entra al 100% | Se considera para el cálculo que los SS se reducen en un 35% en el pretratamiento y la DBO5 entra al 100% |
| SS = reducida al 35% = 182,0 mg/l | SS = reducida al 35% = 83,2 mg/l | SS = reducida al 35% = 123,5 mg/l |
| DBO5 = al 100% en b° = 260,0 mg/l | DBO5 = al 100% en b° = 143,0 mg/l | DBO5 = al 100% en b° = 200,0 mg/l |
| **Donde B = relación $SS/DBO_5$ en influente = 0,70** | **Donde B = relación $SS/DBO_5$ en el influente 0,58** | **Donde B = relación $SS/DBO_5$ en el influente 0,62** |
| Aplicando la ecuación la edad del fango: | Aplicando la ecuación la edad del fango: | Aplicando la ecuación la edad del fango: |
| $E_{FANGO}$ = **24,9 días** | $E_{FANGO}$ = **130,5 días** | $E_{FANGO}$ = **48,1 días** |
| ***EDAD DEL FANGO PARA NITRIFICACIÓN*** | ***EDAD DEL FANGO PARA NITRIFICACIÓN*** | ***EDAD DEL FANGO PARA NITRIFICACIÓN*** |
| Los procesos biológicos en los que se lleva a cabo nitrificación desnitrificación vienen relacionados por la siguiente expresión: | Los procesos biológicos en los que se lleva a cabo nitrificación desnitrificación vienen relacionados por la siguiente expresión: | Los procesos biológicos en los que se lleva a cabo nitrificación desnitrificación vienen relacionados por la siguiente expresión: |
| $(1-fM) = \frac{fS^*(foh + 1/ef)}{fcn}$ | $(1-fM) = \frac{fS^*(foh + 1/ef)}{fcn}$ | $(1-fM) = \frac{fS^*(foh + 1/ef)}{fcn}$ |

| PARÁMETROS DE DISEÑO DEL TRATAMIENTO BIOLÓGICO | PARÁMETROS ACTUALES PARA DISEÑO DEL BIOLÓGICO | PARÁMETROS DE FUTURO PARA DISEÑO DEL BIOLÓGICO |
|---|---|---|
| A partir de esta ecuación es posible calcular la *edad mínima del fango para conseguir nitrificación.* | A partir de esta ecuación es posible calcular la *edad mínima del fango para conseguir nitrificación.* | A partir de esta ecuación es posible calcular la *edad mínima del fango para conseguir nitrificación.* |
| fM = fracción de MLSS en anóxica 0,3 | fM = fracción de MLSS en anóxica 0,3 | fM = fracción de MLSS en anóxica 0,3 |
| fS = factor de seguridad 1,25 | fS = factor de seguridad 1,25 | fS = factor de seguridad 1,25 |
| foh = factor para organismos heterótrofos | foh = factor para organismos heterótrofos | foh = factor para organismos heterótrofos |
| foh = 0,04 *1,029^(T-20) 0,032 | foh = 0,04 *1,029^(T-20) 0,032 | foh = 0,04 *1,029^(T-20) 0,032 |
| fcn = factor de crecimiento bacterias nitrificantes | fcn = factor de crecimiento bacterias nitrificantes | fcn = factor de crecimiento bacterias nitrificantes |
| fcn = u20*1,123^(T-20) | fcn = u20*1,123^(T-20) | fcn = u20*1,123^(T-20) |
| u20 = 0,45 | u20 = 0,45 | u20 = 0,45 |
| Tª = 12 °C | Tª = 12 °C | Tª = 12 °C |
| fcn= 0,178 | fcn= 0,178 | fcn= 0,178 |
| La edad del fango minima ***para nitrificación según cálculo***: | La edad del fango minima ***para nitrificación según cálculo***: | La edad del fango minima ***para nitrificación según cálculo***: |
| $E_{FANGO\ MINIMA\ NITRIFICACIÓN}$ 14,7 días | $E_{FANGO\ MINIMA\ NITRIFICACIÓN}$ 14,7 días | $E_{FANGO\ MINIMA\ NITRIFICACIÓN}$ 14,7 días |
| ***EDAD DEL FANGO PARA ESTABILIZACIÓN*** | ***EDAD DEL FANGO PARA ESTABILIZACIÓN*** | ***EDAD DEL FANGO PARA ESTABILIZACIÓN*** |
| La Edad del Fango mínima para producir estabilización, basada en la Tª del agua: | La Edad del Fango mínima para producir estabilización, basada en la Tª del agua: | La Edad del Fango mínima para producir estabilización, basada en la Tª del agua: |

| Temperatura (ºC) | Edad del fango (días) |
|---|---|
| 5 °C | >35 días |
| 10 °C | 20 días |
| 12 °C | 17 días |
| 14 °C | 14,8 días |
| 16 °C | 13 días |
| 18 °C | 12 días |

| Temperatura (ºC) | Edad del fango (días) |
|---|---|
| 5 °C | >35 días |
| 10 °C | 20 días |
| 12 °C | 17 días |
| 14 °C | 14,8 días |
| 16 °C | 13 días |
| 18 °C | 12 días |

| Temperatura (ºC) | Edad del fango (días) |
|---|---|
| 5 °C | >35 días |
| 10 °C | 20 días |
| 12 °C | 17 días |
| 14 °C | 14,8 días |
| 16 °C | 13 días |
| 18 °C | 12 días |

| | | |
|---|---|---|
| **Para 12ºC = E fango estabilización =** | **17 días** | **Para 12ºC = E fango estabilización =** **17 días** | **Para 12ºC = E fango estabilización =** **17 días** |

<table>
<tr><th>PARÁMETROS DE DISEÑO DEL TRATAMIENTO BIOLÓGICO</th><th>PARÁMETROS ACTUALES PARA DISEÑO DEL BIOLÓGICO</th><th>PARÁMETROS DE FUTURO PARA DISEÑO DEL BIOLÓGICO</th></tr>
<tr><td>RESUMEN DE LA EDAD DEL FANGO<br><br>
<table>
<tr><th colspan="2">DISEÑO</th></tr>
<tr><td>E fango cálculo =</td><td>24,9 días</td></tr>
<tr><td>E fango nitrificación=</td><td>14,7 días</td></tr>
<tr><td>E fango estabilizaciór</td><td>17,0 días</td></tr>
</table></td><td>RESUMEN DE LA EDAD DEL FANGO<br><br>
<table>
<tr><th colspan="2">REAL ACTUAL</th></tr>
<tr><td>E fango cálculo =</td><td>130,5 días</td></tr>
<tr><td>E fango nitrificación=</td><td>14,7 días</td></tr>
<tr><td>E fango estabilizaciói</td><td>17,0 días</td></tr>
</table></td><td>RESUMEN DE LA EDAD DEL FANGO<br><br>
<table>
<tr><th colspan="2">REAL DE FUTURO</th></tr>
<tr><td>E fango cálculo =</td><td>48,1 días</td></tr>
<tr><td>E fango nitrificación=</td><td>14,7 días</td></tr>
<tr><td>E fango estabilizaciói</td><td>17,0 días</td></tr>
</table></td></tr>
<tr><td>El biológico se diseñó con carga másica y edad del fango suficiente para garantizar la estabilización de fangos y la nitrificación, para 17300 e-h.</td><td>La carga contaminante que llega a la EDAR es muy inferior a la de diseño debido a que la población es inferior y el caudal llega diluido en agua limpia. Por ello, trabajando con los dos biológicos, los fangos de proceso presentan una edad del fango muy elevada.</td><td>En un futuro, cuando el municipio se desarrolle la carga másica aumentará debido a la mayor carga, pero seguirá siendo pequeña y por tanto con edad del fango grande.</td></tr>
<tr><td>CÁLCULO DEL TIEMPO DE RETENCIÓN HIDRÁULICO:<br><br>
<table>
<tr><td>$Q_{MEDIO}(m^3/h)$= 166,7</td><td>TRH (h) = 27,4</td></tr>
<tr><td>$Q_{PUNTA}(m^3/h)$= 400,0</td><td>TRH (h)= 11,4</td></tr>
</table></td><td>CÁLCULO DEL TIEMPO DE RETENCIÓN HIDRÁULICO:<br><br>
<table>
<tr><td>$Q_{MEDIO}(m^3/h)$= 85,3</td><td>TRH (h) = 53,6</td></tr>
<tr><td>$Q_{PUNTA}(m^3/h)$= 204,7</td><td>TRH (h)= 22,3</td></tr>
</table><br>El TRH es muy elevado debido al pequeño caudal que llega frente al de diseño</td><td>CÁLCULO DEL TIEMPO DE RETENCIÓN HIDRÁULICO:<br><br>
<table>
<tr><td>$Q_{MEDIO}(m^3/h)$= 133,3</td><td>TRH (h) = 34,3</td></tr>
<tr><td>$Q_{PUNTA}(m^3/h)$= 320,0</td><td>TRH (h)= 14,3</td></tr>
</table><br>El TRH en un futuro se ajustará más a las del proceso biológico, siendo no obstante alto.</td></tr>
</table>

| PARÁMETROS DE DISEÑO DEL TRATAMIENTO BIOLÓGICO | PARÁMETROS ACTUALES PARA DISEÑO DEL BIOLÓGICO | PARÁMETROS DE FUTURO PARA DISEÑO DEL BIOLÓGICO |
|---|---|---|
| ***RENDIMIENTO EN LA ELIMINACIÓN DE LA DBO5*** | ***RENDIMIENTO EN LA ELIMINACIÓN DE LA DBO5*** | ***RENDIMIENTO EN LA ELIMINACIÓN DE LA DBO5*** |
| No es posible eliminar la totalidad de la DBO5 que entra en el reactor, ya que parte de la DBO5 es soluble y otra parte es consecuencia de los SS en el efluente. Se calculan ambas: | No es posible eliminar la totalidad de la DBO5 que entra en el reactor, ya que parte de la DBO5 es soluble y otra parte es consecuencia de los SS en el efluente. Se calculan ambas: | No es posible eliminar la totalidad de la DBO5 que entra en el reactor, ya que parte de la DBO5 es soluble y otra parte es consecuencia de los SS en el efluente. Se calculan ambas: |
| La $DBO_5$ soluble en el agua depurada: | La $DBO_5$ soluble en el agua depurada: | La $DBO_5$ soluble en el agua depurada: |
| $DBO5efluente = \frac{DBO5entrada}{1 + \frac{Km * DBO5entrada}{MLSS * Cm * 1000}}$ | $DBO5efluente = \frac{DBO5entrada}{1 + \frac{Km * DBO5entrada}{MLSS * Cm * 1000}}$ | $DBO5efluente = \frac{DBO5entrada}{1 + \frac{Km * DBO5entrada}{MLSS * Cm * 1000}}$ |
| Km = factor elimina $DBO_5$ días$^{-1}$ 12ºC 216 días $^{-1}$ | Km= factor elimina $DBO_5$ días$^{-1}$ 12ºC 216 días $^{-1}$ | Km= factor elimina $DBO_5$ días$^{-1}$ 16ºC 216 días $^{-1}$ |
| **$DBO_5$ soluble = 1,05 mg/l** | **$DBO_5$ soluble = 0,30 mg/l** | **$DBO_5$ soluble = 0,65 mg/l** |
| La $DBO_5$ consecuencia de los SS en el efluente (mg/l) | La $DBO_5$ consecuencia de los SS en el efluente (mg/l) | La $DBO_5$ consecuencia de los SS en el efluente (mg/l) |
| $DBO_5$ consec de SS = SS * f (Cm) | $DBO_5$ consec de SS = SS * f (Cm) | $DBO_5$ consec de SS = SS * f (Cm) |
| f(Cm) \| Cm<br>0,8 Cm $^{1/2}$ \| < 0,5<br>0,58 \| ≥ 0,5 | f(Cm) \| Cm<br>0,8 Cm $^{1/2}$ \| < 0,5<br>0,58 \| ≥ 0,5 | f(Cm) \| Cm<br>0,8 Cm $^{1/2}$ \| < 0,5<br>0,58 \| ≥ 0,5 |
| Estableciendo la máxima concentración permitida de salida de SS: | Estableciendo la máxima concentración permitida de salida de SS: | Estableciendo la máxima concentración permitida de salida de SS: |
| **$DBO_5$ consec de SS = 6,68 mg/l** | **$DBO_5$ consec de SS = 3,64 mg/l** | **$DBO_5$ consec de SS = 5,24 mg/l** |

**PARÁMETROS DE DISEÑO DEL TRATAMIENTO BIOLÓGICO**

La DBO5 a la salida será la suma de la DBO5soluble más la de SS:

**DBO5 salida = 7,73 mg/l**

La concentración de DBO5 a la salida es inferior al máximo valor permitido por la normativa vigente. El rendimiento de eliminación:

| | *Entrada* | *Salida* | *Rto (%)* |
|---|---|---|---|
| $DBO_5$ (mg/l)= | 260,0 | 7,73 | 97,0 |
| $DBO_5$ (Kg/día)= | 1040,0 | 30,91 | 97,0 |

**Rendimiento eliminación $DBO_5$ = 97,0 %**

**PARÁMETROS ACTUALES PARA DISEÑO DEL BIOLÓGICO**

La DBO5 a la salida será la suma de la DBO5soluble más la de SS:

**DBO5 salida = 3,8 mg/l**

La concentración de DBO5 a la salida es inferior al máximo valor permitido por la normativa vigente. El rendimiento de eliminación:

| | *Entrada* | *Salida* | *Rto (%)* |
|---|---|---|---|
| $DBO_5$ (mg/l)= | 143,0 | 3,8 | 97,3 |
| $DBO_5$ (Kg/día)= | 292,7 | 7,9 | 97,3 |

**Rendimiento eliminación $DBO_5$ = 97,3 %**

**PARÁMETROS DE FUTURO PARA DISEÑO DEL BIOLÓGICO**

La DBO5 a la salida será la suma de la DBO5soluble más la de SS:

**DBO5 salida = 5,9 mg/l**

La concentración de DBO5 a la salida es inferior al máximo valor permitido por la normativa vigente. El rendimiento de eliminación:

| | *Entrada* | *Salida* | *Rto (%)* |
|---|---|---|---|
| $DBO_5$ (mg/l)= | 200,0 | 5,9 | 97,1 |
| $DBO_5$ (Kg/dia)= | 640,0 | 18,8 | 97,1 |

**Rendimiento eliminación $DBO_5$ = 97,1 %**

| PARÁMETROS DE DISEÑO DEL TRATAMIENTO BIOLÓGICO | PARÁMETROS ACTUALES PARA DISEÑO DEL BIOLÓGICO | PARÁMETROS DE FUTURO PARA DISEÑO DEL BIOLÓGICO |
|---|---|---|
| ***DESNITRIFICACIÓN*** | ***DESNITRIFICACIÓN*** | ***DESNITRIFICACIÓN*** |
| La máxima concentración de nitrato que podría desnitrificarse se calcula a partir de la siguiente fórmula: | La máxima concentración de nitrato que podría desnitrificarse se calcula a partir de la siguiente fórmula: | La máxima concentración de nitrato que podría desnitrificarse se calcula a partir de la siguiente fórmula: |
| $Dc = Sbi(\frac{fbs*(1-PY)}{2,86} + \frac{Y*E*K2*fx}{1+bht*E})$ | $Dc = Sbi(\frac{fbs*(1-PY)}{2,86} + \frac{Y*E*K2*fx}{1+bht*E})$ | $Dc = Sbi(\frac{fbs*(1-PY)}{2,86} + \frac{Y*E*K2*fx}{1+bht*E})$ |
| Donde: | Donde: | Donde: |
| Sbi= Concentración DQO biodeg = 450 mg/l | Sbi= Concentración DQO biodeg = 285 mg/l | Sbi= Concentración DQO biodeg = 378 mg/l |
| fbs = DQOrapid biodeg/DQObiodeg= 0,24 | fbs = DQOrapid biodeg/DQObiodeg= 0,24 | fbs = DQOrapid biodeg/DQObiodeg= 0,24 |
| P= DQO/SSV = 1,5 | P= DQO/SSV = 1,5 | P= DQO/SSV = 1,5 |
| Y= Coeficiente crecim b.Heterótrofas= 0,45 mg SSV/mg DQO | Y= Coeficiente crecim b.Heterótrofas= 0,45 mg SSV/mg DQO | Y= Coeficiente crecim b. Heterótrofas= 0,45 mg SSV/mg DQO |
| K2=coeficiente desnitrificación= | K2=coeficiente desnitrificación= | K2=coeficiente desnitrificación= |
| $K2 = 0,1*1,08^{(T-20)}$ 0,054 mgN-NO3/mgSSV | $K2 = 0,1*1,08^{(T-20)}$ 0,054 mgN-NO3/mgSSV | $K2 = 0,1*1,08^{(T-20)}$ 0,054 mgN-NO3/mgSSV |
| bhT= coeficiente decrecimiento b. Heterótrofas = | bhT= coeficiente decrecimiento b. Heterótrofas = | bhT= coeficiente decrecimiento b. Heterótrofas = |
| $bhT = 0,24 * 1,029^{(T-20)} =$ 0,191 días$^{-1}$ | $bhT = 0,24 * 1,029^{(T-20)} =$ 0,191 días$^{-1}$ | $bhT = 0,24 * 1,029^{(T-20)} =$ 0,191 días$^{-1}$ |
| E= Edad del fango = 24,9 días | E= Edad del fango = 130,5 días | E= Edad del fango = 48,1 días |
| fx = porcentaje de zona anóxica = 0,3 | fx = 0,3 | fx = 0,3 |
| Dc = $NO_3$ q puede eliminarse = 26,5 mg/l | Dc = $NO_3$ q puede eliminarse = 18,3 mg/l | Dc = $NO_3$ q puede eliminarse = 23,3 mg/l |
| ***La máx concentración que puede desnitrificarse es 26,5 mg/l*** | ***La máx concentración que puede desnitrificarse es 18,3 mg/l Este valor es pequeño debido a que la materia orgánica disponible para desnitrificar es pequeña.*** | ***La máx concentración que puede desnitrificarse es 23,3 mg/l AL aumentar la carga de DQO disponible, es mayor la concentrac de nitrógeno que puede desnitrificarse.*** |

| PARÁMETROS DE DISEÑO DEL TRATAMIENTO BIOLÓGICO | PARÁMETROS ACTUALES PARA DISEÑO DEL BIOLÓGICO | PARÁMETROS DE FUTURO PARA DISEÑO DEL BIOLÓGICO |
|---|---|---|
| ***NITRIFICACIÓN*** | ***NITRIFICACIÓN*** | ***NITRIFICACIÓN*** |
| La concentración de nitrógeno que no se nitrifica: | La concentración de nitrógeno que no se nitrifica: | La concentración de nitrógeno que no se nitrifica: |
| Hay una concentración de nitrógeno amoniacal que no se nitrifica. Se calcula mediante la siguiente expresión: | Hay una concentración de nitrógeno amoniacal que no se nitrifica. Se calcula mediante la siguiente expresión: | Hay una concentración de nitrógeno amoniacal que no se nitrifica. Se calcula mediante la siguiente expresión: |
| $Na = \frac{(Knt(dcn+1/ef)}{fcn(1-fx)-(dcn+1/ef)}$ | $Na = \frac{(Knt(dcn+1/ef)}{fcn(1-fx)-(dcn+1/ef)}$ | $Na = \frac{(Knt(dcn+1/ef)}{fcn(1-fx)-(dcn+1/ef)}$ |
| Knt = coeficiente saturación para la nitrificación = | Knt = coeficiente saturación para la nitrificación = | Knt = coeficiente saturación para la nitrificación = |
| Knt = 1,123 $^{(T-20)}$ 0,395 | Knt = 1,123 $^{(T-20)}$ 0,395 | Knt = 1,123 $^{(T-20)}$ 0,629 |
| dcn = coeficiente decrecimiento organismos nitrificantes = | dcn = coeficiente decrecimiento organismos nitrificantes = | dcn = coeficiente decrecimiento organismos nitrificantes = |
| dcn = 0,04*1,029(T-20) 0,032 | dcn = 0,04*1,029(T-20) 0,032 | dcn = 0,04*1,029(T-20) 0,036 |
| ef = edad de fangos = 24,90 días | ef = edad de fangos = 130,51 días | ef = edad de fangos = 48,13 días |
| fcn = factor crecimiento bacterias nitrificantes = | fcn = factor crecimiento bacterias nitrificantes = | fcn = factor crecimiento bacterias nitrificantes = |
| fcn = u20*1,123(T-20) 0,178 | fcn = u20*1,123(T-20) 0,178 | fcn = u20*1,123(T-20) 0,178 |
| Por tanto la concentración de nitrógeno amoniacal que no se nitrifica: | Por tanto la concentración de nitrógeno amoniacal que no se nitrifica: | Por tanto la concentración de nitrógeno amoniacal que no se nitrifica: |
| **Na = 0,54 mg N-$NH_3$/l** | **Na = 0,18 mg N-$NH_3$/l** | **Na = 0,52 mg N-$NH_3$/l** |

| PARÁMETROS DE DISEÑO DEL TRATAMIENTO BIOLÓGICO | | PARÁMETROS ACTUALES PARA DISEÑO DEL BIOLÓGICO | | PARÁMETROS DE FUTURO PARA DISEÑO DEL BIOLÓGICO | |
|---|---|---|---|---|---|
| ***NKT EN EL EFLUENTE*** | | ***NKT EN EL EFLUENTE*** | | ***NKT EN EL EFLUENTE*** | |
| La concentración de nitrógeno Kjendhal de diseño: | | La concentración de nitrógeno Kjendhal de diseño: | | La concentración de nitrógeno Kjendhal de diseño: | |
| NKT = | 60,0 mg/l | NKT = | 40,0 mg/l | NKT = | 40,0 mg/l |
| Además de la concentración de nitrógeno amoniacal que no se nitrifica, las siguientes fracciones de NKT no se oxidan: | | Además de la concentración de nitrógeno amoniacal que no se nitrifica, las siguientes fracciones de NKT no se oxidan: | | Además de la concentración de nitrógeno amoniacal que no se nitrifica, las siguientes fracciones de NKT no se oxidan: | |
| N orgánico soluble biodegradable | | N orgánico soluble biodegradable | | N orgánico soluble biodegradable | |
| N orgánico soluble no biodegradable | | N orgánico soluble no biodegradable | | N orgánico soluble no biodegradable | |
| Nitrógeno con los sólidos en efluente | | Nitrógeno con los sólidos en efluente | | Nitrógeno con los sólidos en efluente | |
| Los porcentajes y concentraciones típicas de estos parámetros: | | Los porcentajes y concentraciones típicas de estos parámetros: | | Los porcentajes y concentraciones típicas de estos parámetros: | |
| | Concentración (mg/l) | | Concentración (mg/l) | | Concentración (mg/l) |
| Norgánico soluble biodegrad (2%) | 1,2 mg/l | Norgánico soluble biodegrad (2%) | 0,8 mg/l | Norgánico soluble biodegrad (2%) | 0,8 mg/l |
| Norgánico soluble no biodeg (2%) | 1,2 mg/l | Norgánico soluble no biodeg (2%) | 0,8 mg/l | Norgánico soluble no biodeg (2%) | 0,8 mg/l |
| NKT en sólidos en efluente = | 0,05 KgN/KgSS | NKT en sólidos en efluente = | 0,05 Kg N/Kg SS | NKT en sólidos en efluente = | 0,05 Kg N/Kg SS |
| Concentración solidos salida = | 35,0 mg/l | Concentración solidos salida = | 35,0 mg/l | Concentración solidos salida = | 35,0 mg/l |
| NKT en sólidos en efluente = | 1,8 mg N/l | NKT en sólidos en efluente = | 1,8 mg N/l | NKT en sólidos en efluente = | 1,8 mg N/l |
| NKT en sólidos en efluente = | 0,7 Kg N/día | NKT en sólidos en efluente = | 0,4 Kg N/día | NKT en sólidos en efluente = | 0,6 Kg N/día |
| La concentración de nitrógeno de salida: | | La concentración de nitrógeno de salida: | | La concentración de nitrógeno de salida: | |
| **Nsalida = Na + Norg bio + Norg no bio + N sólidos ef** | | **Nsalida = Na + Norg bio + Norg no bio + N sólidos ef** | | **Nsalida = Na + Norg bio + Norg no bio + N sólidos ef** | |
| **NKT efluente =** | **4,16 mg/l** | **NKT efluente =** | **3,35 mg/l** | **NKT efluente =** | **3,35 mg/l** |
| **NKT efluente =** | **16,60 Kg/día** | **NKT efluente =** | **6,86 Kg/dia** | **NKT efluente =** | **10,72 Kg/día** |

## PARÁMETROS DE DISEÑO DEL TRATAMIENTO BIOLÓGICO

***NKT A ELIMINAR EN EL BIOLÓGICO***

NKT en los fangos en exceso:

Para la desnitrificación hay que considerar que parte del nitrógeno se elimina con los fangos en exceso:

Esta cantidad depende de la Edad del fango:

| Ef | Ne |
|---|---|
| 6,00 | 5,80 |
| 10,00 | 5,10 |
| 15,00 | 4,60 |
| 20,00 | 4,30 |

Donde Ne son g N/100g DBO5

| | |
|---|---|
| Ne = | 4,00 g N/100g DBO5 |
| NKT fangos en exceso = | 40,36 Kg/día |
| **NKT fangos en exceso =** | **10,09 mg/l** |

NKT insoluble:

| | Concentración (mg/l) |
|---|---|
| N insoluble (10%) | 6,0 mg/l |

| | |
|---|---|
| **NKT insoluble =** | **6,00 mg/l** |

## PARÁMETROS ACTUALES PARA DISEÑO DEL BIOLÓGICO

***NKT A ELIMINAR EN EL BIOLÓGICO***

NKT en los fangos en exceso:

Para la desnitrificación hay que considerar que parte del nitrógeno se elimina con los fangos en exceso:

Esta cantidad depende de la Edad del fango:

| Ef | Ne |
|---|---|
| 6,00 | 5,80 |
| 10,00 | 5,10 |
| 15,00 | 4,60 |
| 20,00 | 4,30 |

Donde Ne son g N/100g DBO5

| | |
|---|---|
| Ne = | 3,40 g N/100g DBO5 |
| NKT fangos en exceso = | 9,69 Kg/día |
| **NKT fangos en exceso =** | **4,73 mg/l** |

NKT insoluble:

| | Concentración (mg/l) |
|---|---|
| N insoluble (10%) | 4,0 mg/l |

| | |
|---|---|
| **NKT insoluble =** | **4,00 mg/l** |

## PARÁMETROS DE FUTURO PARA DISEÑO DEL BIOLÓGICO

***NKT A ELIMINAR EN EL BIOLÓGICO***

NKT en los fangos en exceso:

Para la desnitrificación hay que considerar que parte del nitrógeno se elimina con los fangos en exceso:

Esta cantidad depende de la Edad del fango:

| Ef | Ne |
|---|---|
| 6,00 | 5,80 |
| 10,00 | 5,10 |
| 15,00 | 4,60 |
| 20,00 | 4,30 |

Donde Ne son g N/100g DBO5

| | |
|---|---|
| Ne = | 3,80 g N/100g DBO5 |
| NKT fangos en exceso = | 23,60 Kg/día |
| **NKT fangos en exceso =** | **7,38 mg/l** |

NKT insoluble:

| | Concentración (mg/l) |
|---|---|
| N insoluble (10%) | 4,0 mg/l |

| | |
|---|---|
| **NKT insoluble =** | **4,00 mg/l** |

| PARÁMETROS DE DISEÑO DEL TRATAMIENTO BIOLÓGICO | PARÁMETROS ACTUALES PARA DISEÑO DEL BIOLÓGICO | PARÁMETROS DE FUTURO PARA DISEÑO DEL BIOLÓGICO |
|---|---|---|
| ***NKT A ELIMINAR EN EL BIOLÓGICO***<br>Suponiendo estos valores tipo, la concentración de NTK a eliminar: | ***NKT A ELIMINAR EN EL BIOLÓGICO***<br>Suponiendo estos valores tipo, la concentración de NTK a eliminar: | ***NKT A ELIMINAR EN EL BIOLÓGICO***<br>Suponiendo estos valores tipo, la concentración de NTK a eliminar: |
| **NKT a eliminar = NKT entrada - NKT efluente - NKT fangos exceso - NKT insoluble** | **NKT a eliminar = NKT entrada - NKT efluente - NKT fangos exceso - NKT insoluble** | **NKT a eliminar = NKT entrada - NKT efluente - NKT fangos exceso - NKT insoluble** |
| NKT entrada = 60,0 mg/l<br>NKT efluente = 4,15 mg/l<br>NKT fangos en exceso = 10,09 mg/l<br>NKT insoluble = 6,0 mg/l<br>**NKT a eliminar = 39,8 mg/l** | NKT entrada = 40,0 mg/l<br>NKT efluente = 3,35 mg/l<br>NKT fangos en exceso = 4,73 mg/l<br>NKT insoluble = 4,0 mg/l<br>**NKT a eliminar = 27,9 mg/l** | NKT entrada = 40,0 mg/l<br>NKT efluente = 3,35 mg/l<br>NKT fangos en exceso = 7,38 mg/l<br>NKT insoluble = 4,0 mg/l<br>**NKT a eliminar = 25,3 mg/l** |
| **Concent máx que puede desnitrificar el bº = 26,5 mg/l** | **Concent máx que puede desnitrificar el bº = 18,3 mg/l** | **Concent máx que puede desnitrificar el bº = 23,3 mg/l** |
| **Concentración a desnitrificar = 39,8 mg/l** | **Concentración a desnitrificar = 27,9 mg/l** | **Concentración a desnitrificar = 25,3 mg/l** |
| ***La relación DQO y nitrógeno es pequeña en relación a la concentración a desnitrificar, por eso no se puede eliminar todo lo necesario según parámetros de diseño.*** | Debido a la baja concentración de DQO, se consigue desnitrificar solamente 18 mg/l del nitrógeno necesario.<br>La concentración efluente será lo que no se puede desnitrificar más lo calculado anteriormente:<br>***Concentración efluente* = 13,0 mg/l** | Debido a la baja concentración de DQO, se consigue desnitrificar 24 mg/l del nitrógeno necesario, lo que es suficiente para la concentración de entrada.<br>***Concentración efluente* = 5,3 mg/l** |

| PARÁMETROS DE DISEÑO DEL TRATAMIENTO BIOLÓGICO | PARÁMETROS ACTUALES PARA DISEÑO DEL BIOLÓGICO | PARÁMETROS DE FUTURO PARA DISEÑO DEL BIOLÓGICO |
|---|---|---|
| ***PRODUCCIÓN DE FANGOS*** | ***PRODUCCIÓN DE FANGOS*** | ***PRODUCCIÓN DE FANGOS*** |
| En el reactor biológico debe mantenerse la concentración MLSS, para lo cual es necesario recircular parte del fango que se genera. | En el reactor biológico debe mantenerse la concentración MLSS, para lo cual es necesario recircular parte del fango que se genera. | En el reactor biológico debe mantenerse la concentración MLSS, para lo cual es necesario recircular parte del fango que se genera. |
| En primer lugar se calcula la cantidad de fango que se formará a partir de la fórmula de ***Huisken:*** $IF = 1.2Cm^{0.23} + 0.5(B - 0.6)$ | En primer lugar se calcula la cantidad de fango que se formará a partir de la fórmula de ***Huisken:*** $IF = 1.2Cm^{0.23} + 0.5(B - 0.6)$ | En primer lugar se calcula la cantidad de fango que se formará a partir de la fórmula de ***Huisken:*** $IF = 1.2Cm^{0.23} + 0.5(B - 0.6)$ |
| Se considera para el cálculo que los SS se reducen en un 35% en el pretratamiento y la DBO5 entra al 100%<br>SS = reducida al 35% = 182,0 mg/l<br>DBO5 = al 100% en bº = 260,0 mg/l<br>**Donde B = relación $SS/DBO_5$ en influente = 0,70** | Se considera para el cálculo que los SS se reducen en un 35% en el pretratamiento y la DBO5 entra al 100%<br>SS = reducida al 35% = 83,2 mg/l<br>DBO5 = al 100% en bº = 143,0 mg/l<br>**Donde B = relación $SS/DBO_5$ en el influente 0,60** | Se considera para el cálculo que los SS se reducen en un 35% en el pretratamiento y la DBO5 entra al 100%<br>SS = reducida al 35% = 123,5 mg/l<br>DBO5 = al 100% en bº = 200,0 mg/l<br>**Donde B = relación $SS/DBO_5$ en el influente 0,62** |
| IF = 0,67 Kg fango/kg DBOe<br>Carga contaminante $DBO_5$ eliminada= 1.009,1 Kg/día | IF = 0,46 Kg fango/kg DBO elim<br>Carga contam $DBO_5$ eliminada= 284,9 Kg/día | IF = 0,56 Kg fango/kg DBO elim<br>Carga contam $DBO_5$ eliminada= 621,2 Kg/día |
| Por lo tanto la cantidad de fangos en exceso:<br>**Kg fangos exceso = 676,7 Kg/día** | Por lo tanto la cantidad de fangos en exceso:<br>**Kg fangos exceso = 132,1 Kg/día** | Por lo tanto la cantidad de fangos en exceso:<br>**Kg fangos exceso = 350,2 Kg/día** |

## PARÁMETROS DE DISEÑO DEL TRATAMIENTO BIOLÓGICO

El cálculo a partir de la ***normativa alemana ATV***:

$$IF = 0.75 + 0.6MB - \frac{0.136*0.75*E*F}{1+(0.17*E*F)}$$

| | | |
|---|---|---|
| MB = | Relación SS/DBO5 = | 0,70 |
| E = | Edad del fango = | 24,9 días |
| F= | $1,072^{(T-15)}$ | 0,81 |

| | |
|---|---|
| IF = | 0,71 Kg fango/kg DBOel |
| Carga contaminante $DBO_5$ eliminada = | 1.040,0 Kg/día |

Por lo tanto la cantidad de fangos en exceso por la ATV:

| | |
|---|---|
| **Kg fangos en exceso** | **733,5 Kg/día** |

Se puede comprobar como la cantidad de fangos obtenida por ambos métodos es muy similar, adoptando el valor de la fórmula de Huisken:

| | |
|---|---|
| Kg fangos exc formados en bº = | 676,74 Kg/día |
| Edad fangos purgados = | 24,9 días |
| Concentración fangos decantados = | 8 $Kg/m^3$ |
| Volumen de fangos purga = | 84,59 $m^3$/día |

## PARÁMETROS ACTUALES PARA DISEÑO DEL BIOLÓGICO

El cálculo a partir de la ***normativa alemana ATV***:

$$IF = 0.75 + 0.6MB - \frac{0.136*0.75*E*F}{1+(0.17*E*F)}$$

| | | |
|---|---|---|
| MB = | Relación SS/DBO5 = | 0,60 |
| E = | Edad del fango = | 130,5 días |
| F= | $1,072^{(T-15)}$ | 0,81 |

| | |
|---|---|
| IF = | 0,54 Kg fango/kg DBO el |
| Carga contaminante $DBO_5$ eliminada = | 292,7 Kg/día |

Por lo tanto la cantidad de fangos en exceso por la ATV:

| | |
|---|---|
| **Kg fangos en exceso** | **168,6 Kg/día** |

Se puede comprobar como la cantidad de fangos obtenida por ambos métodos es muy similar, adoptando el valor de la fórmula de Huisken:

| | |
|---|---|
| Kg fangos exc formados en bº = | 132,1 Kg/día |
| Edad fangos purgados = | 130,5 días |
| Concentración fangos decantados = | 8 $Kg/m^3$ |
| Volumen de fangos purga = | 16,51 $m^3$/día |

***El volumen de fangos que se generan actualmente es muy inferior al caudal de fangos para el cual fue diseñada la instalación, debido a la débil concentración de entrada y a la menor población.***

## PARÁMETROS DE FUTURO PARA DISEÑO DEL BIOLÓGICO

El cálculo a partir de la ***normativa alemana ATV***:

$$IF = 0.75 + 0.6MB - \frac{0.136*0.75*E*F}{1+(0.17*E*F)}$$

| | | |
|---|---|---|
| MB = | Relación SS/DBO5 = | 0,62 |
| E = | Edad del fango = | 48,1 días |
| F= | $1,072^{(T-15)}$ | 0,81 |

| | |
|---|---|
| IF = | 0,60 Kg fango/kg DBO el |
| Carga contaminante $DBO_5$ eliminada = | 640,0 Kg/día |

Por lo tanto la cantidad de fangos en exceso por la ATV:

| | |
|---|---|
| **Kg fangos en exceso** | **383,4 Kg/día** |

Se puede comprobar como la cantidad de fangos obtenida por ambos métodos es muy similar, adoptando el valor de la fórmula de Huisken:

| | |
|---|---|
| Kg fangos exc formados en bº = | 350,2 Kg/día |
| Edad fangos purgados = | 48,1 días |
| Concentración fangos decantados = | 8 $Kg/m^3$ |
| Volumen de fangos purga = | 43,78 $m^3$/día |

***El volumen de fangos de futuro, para mayor caudal y una mayor concentración se aproxima al de diseño.***

| PARÁMETROS DE DISEÑO DEL TRATAMIENTO BIOLÓGICO | PARÁMETROS ACTUALES PARA DISEÑO DEL BIOLÓGICO | PARÁMETROS DE FUTURO PARA DISEÑO DEL BIOLÓGICO |
|---|---|---|
| ***NECESIDADES DE OXÍGENO*** | ***NECESIDADES DE OXÍGENO*** | ***NECESIDADES DE OXÍGENO*** |
| El oxígeno necesario viene dado por la siguiente expresión: | El oxígeno necesario viene dado por la siguiente expresión: | El oxígeno necesario viene dado por la siguiente expresión: |
| *$O_2$ necesario = $O_2$ síntesis celular + $O_2$ respiración endógena + $O_2$ nitrificación + $O_2$ desnitrificación* | *$O_2$ necesario = $O_2$ síntesis celular + $O_2$ respiración endógena + $O_2$ nitrificación + $O_2$ desnitrificación* | *$O_2$ necesario = $O_2$ síntesis celular + $O_2$ respiración endógena + $O_2$ nitrificación + $O_2$ desnitrificación* |
| ***1. Oxígeno síntesis celular:*** | ***1. Oxígeno síntesis celular:*** | ***1. Oxígeno síntesis celular:*** |
| $O_{SC} = a * R * S_O$ | $O_{SC} = a * R * S_O$ | $O_{SC} = a * R * S_O$ |
| a = coeficiente estequiométrico = 0,65 Kg $O_2$/Kg DBO5 elim | a = coeficiente estequiométrico = 0,65 Kg $O_2$/Kg DBO5 elim | a = coeficiente estequiométrico = 0,65 Kg $O_2$/Kg DBO5 elim |
| R = rendimiento eliminación DBO5 = 0,97 % | R = rendimiento eliminación DBO5 = 0,97 % | R = rendimiento eliminación DBO5 = 0,97 % |
| S = DBO5 eliminada/dia Qm = 1.009,1 Kg/día | S = DBO5 eliminada/día Qm = 284,9 Kg/día | S = DBO5 eliminada/día Qm = 621,2 Kg/día |
| **$O_{2SC}$ a $Q_{MEDIO}$ = 636,4 Kg/día** | **$O_{2SC}$ a $Q_{MEDIO}$ = 180,2 Kg/día** | **$O_{2SC}$ a $Q_{MEDIO}$ = 391,9 Kg/día** |

| PARÁMETROS DE DISEÑO DEL TRATAMIENTO BIOLÓGICO | PARÁMETROS ACTUALES PARA DISEÑO DEL BIOLÓGICO | PARÁMETROS DE FUTURO PARA DISEÑO DEL BIOLÓGICO |
|---|---|---|
| ***2. Oxígeno respiración endógena:*** | ***2. Oxígeno respiración endógena:*** | ***2. Oxígeno respiración endógena:*** |
| $O_{RE} = K_{RE} * V * X$ | $O_{RE} = K_{RE} * V * X$ | $O_{RE} = K_{RE} * V * X$ |
| $K_{RE}$ = coefic respirac endógena Kre = b20 * θ ^(T-20) | $K_{RE}$ = coefic respirac endógena Kre = b20 * θ ^(T-20) | $K_{RE}$ = coefic respirac endógena Kre = b20 * θ ^(T-20) |
| b20 = coef cinético a 20º C= 0,04 $KgO_2$/KgMLSS.d | b20 = coef cinético a 20º C= 0,04 $KgO_2$/KgMLSS.d | b20 = coef cinético a 20º C= 0,04 $KgO_2$/KgMLSS.d |
| θ = coef de temperatura = 1,029 | θ = coef de temperatura = 1,029 | θ = coef de temperatura = 1,029 |
| $K_{RE}$ = 0,0318 | $K_{RE}$ = 0,0318 | $K_{RE}$ = 0,0318 |
| V = 4.570 $m^3$ | V = 4.570 $m^3$ | V = 4.570 $m^3$ |
| X = 4 g/l | X = 4 g/l | X = 4 g/l |
| $O_{2RE}$ a $Q_{MEDIO}$ = **581,7 Kg/día** | $O_{2RE}$ a $Q_{MEDIO}$ = **581,7 Kg/día** | $O_{2RE}$ a $Q_{MEDIO}$ = **581,7 Kg/día** |
| ***3. Oxígeno para nitrificar:*** | ***3. Oxígeno para nitrificar:*** | ***3. Oxígeno para nitrificar:*** |
| Corresponde con el nitrógeno amoniacal | Corresponde con el nitrógeno amoniacal | Corresponde con el nitrógeno amoniacal |
| N-NO3 = máx concent nitratos = 60,0 mg/l | N-NO3 = máx concent nitratos = 40,0 mg/l | N-NO3 = máx concent nitratos = 40,0 mg/l |
| La carga contaminante: | La carga contaminante: | La carga contaminante: |
| N-NO3 caudal medio= 240,00 Kg/día de N-NO3 | N-NO3 caudal medio= 81,88 Kg/día de N-NO3 | N-NO3 caudal medio= 128,00 Kg/día de N-NO3 |
| 1 Kg de $N\text{-}NO_3$ requiere para formarse : 4,6 Kg de $O_2$ | 1 Kg de $N\text{-}NO_3$ requiere para formarse 4,6 Kg de $O_2$ | 1 Kg de $N\text{-}NO_3$ requiere para formarse 4,6 Kg de $O_2$ |
| $O_{2N}$ a $Q_{MEDIO}$ = **1.104,0 Kg/día** | $O_{2N}$ a $Q_{MEDIO}$ = **376,6 Kg/día** | $O_{2N}$ a $Q_{MEDIO}$ = **588,8 Kg/día** |

## PARÁMETROS DE DISEÑO DEL TRATAMIENTO BIOLÓGICO

***4. Oxígeno desprendido en la desnitrificación:***

| | |
|---|---|
| N-NO3 caudal medio= | 240,00 Kg/día N-NO3 form |
| 1 g de $N\text{-}NO_3$- produce al oxidarse = | 2,86 Kg de $O_2$ |
| $O_{2DN}$ a $Q_{MEDIO}$ = | **686,4 Kg/día** |

***Balance de Oxígeno al reactor:***

$O_2$ *necesario* = $O_2$ *síntesis celular* + $O_2$ *respiración endógena* + $O_2$ *nitrificación* + $O_2$ *desnitrificación*

***Necesidades puntas teóricas:***

| | |
|---|---|
| Punta de caudal = | 2,4 |
| Punta de DBO5 = | 1,5 |
| Punta efectiva = | 0,45Pq + 0,55 Pc |
| Punta efectiva = | 1,91 |

| | MEDIO | PUNTA |
|---|---|---|
| $O_{SC}$ = | 636,4 Kg $O_2$/día | 1.212,4 Kg $O_2$/día |
| $O_{RE}$ | 581,7 Kg $O_2$/día | 581,7 Kg $O_2$/día |
| $O_N$ | 1.104,0 Kg $O_2$/día | 2.103,1 Kg $O_2$/día |
| $O_{DN}$ | 686,4 Kg $O_2$/día | 1.307,6 Kg $O_2$/día |
| **$O_2$ necesario día=** | **1.635,7 Kg $O_2$/día** | **2.589,6 Kg $O_2$/d** |
| **$O_2$ necesario hora=** | **68,2 Kg $O_2$/h** | **107,9 Kg $O_2$/h** |

## PARÁMETROS ACTUALES PARA DISEÑO DEL BIOLÓGICO

***4. Oxígeno desprendido en la desnitrificación:***

| | |
|---|---|
| N-NO3 caudal medio= | 81,88 Kg/día N-NO3 form |
| 1 g de $N\text{-}NO_3$- produce al oxidarse = | 2,86 Kg de $O_2$ |
| $O_{2DN}$ a $Q_{MEDIO}$ = | **234,2 Kg/día** |

***Balance de Oxígeno al reactor:***

$O_2$ *necesario* = $O_2$ *síntesis celular* + $O_2$ *respiración endógena* + $O_2$ *nitrificación* + $O_2$ *desnitrificación*

***Necesidades puntas teóricas:***

| | |
|---|---|
| Punta de caudal = | 2,4 |
| Punta de DBO5 = | 1,5 |
| Punta efectiva = | 0,45Pq + 0,55 Pc |
| Punta efectiva = | 1,91 |

| | MEDIO | PUNTA |
|---|---|---|
| $O_{SC}$ = | 180,2 Kg $O_2$/día | 343,3 Kg $O_2$/día |
| $O_{RE}$ | 581,7 Kg $O_2$/día | 581,7 Kg $O_2$/día |
| $O_N$ | 376,6 Kg $O_2$/día | 446,1 Kg $O_2$/día |
| $O_{DN}$ | 234,2 Kg $O_2$/día | 446,1 Kg $O_2$/día |
| **$O_2$ necesario =** | **904,4 Kg $O_2$/día** | **925,0 Kg $O_2$/d** |
| **$O_2$ necesario hora=** | **37,7 Kg $O_2$/h** | **38,5 Kg $O_2$/h** |

## PARÁMETROS DE FUTURO PARA DISEÑO DEL BIOLÓGICO

***4. Oxígeno desprendido en la desnitrificación:***

| | |
|---|---|
| N-NO3 caudal medio= | 128,00 Kg/día N-NO3 form |
| 1 g de $N\text{-}NO_3$- produce al oxidarse = | 2,86 Kg de $O_2$ |
| $O_{2DN}$ a $Q_{MEDIO}$ = | **366,1 Kg/día** |

***Balance de Oxígeno al reactor:***

$O_2$ *necesario* = $O_2$ *síntesis celular* + $O_2$ *respiración endógena* + $O_2$ *nitrificación* + $O_2$ *desnitrificación*

***Necesidades puntas teóricas:***

| | |
|---|---|
| Punta de caudal = | 2,4 |
| Punta de DBO5 = | 1,5 |
| Punta efectiva = | 0,45Pq + 0,55 Pc |
| Punta efectiva = | 1,91 |

| | MEDIO | PUNTA |
|---|---|---|
| $O_{SC}$ = | 391,9 Kg $O_2$/día | 746,5 Kg $O_2$/día |
| $O_{RE}$ | 581,7 Kg $O_2$/día | 581,7 Kg $O_2$/día |
| $O_N$ | 588,8 Kg $O_2$/día | 697,4 Kg $O_2$/día |
| $O_{DN}$ | 366,1 Kg $O_2$/día | 697,4 Kg $O_2$/día |
| **$O_2$ necesario =** | **1.196,3 Kg $O_2$/día** | **1.328,2 Kg $O_2$/d** |
| **$O_2$ necesario hora=** | **49,8 Kg $O_2$/h** | **55,3 Kg $O_2$/h** |

## PARÁMETROS DE DISEÑO DEL TRATAMIENTO BIOLÓGICO

***Necesidad de Oxígeno real:***

La necesidad de oxígeno real viene determinada por la capacidad de oxigenación

$$OC = O_R * \frac{C_S^{-10}}{C_S - C_L} * \sqrt{\frac{D_{10}}{D_T}} * \frac{P_0}{P_H} * \frac{1}{\alpha}$$

*Analizando cada parámetro:*

| | | |
|---|---|---|
| $C_R$ = | Necesidad de $O_2$ en condiciones reales. | |
| $C_s^{-10}$ = | Concent saturación $O_2$ a 10º C = | 11,33 mg/l |
| $C_s$ = | Concent saturación $O_2$ a 12º C = | 10,29 mg/l |
| $C_L$ = | Concent $O_2$ requerida en reactor= | 2,00 mg/l |
| $\sqrt{\frac{D_{10}}{D_T}}$ = | Coeficientes de difusión. A 12º C = | 0,9634 |
| $P_0$ = | P atmosférica a nivel mar = | 760 mm Hg |
| $P_h$ = | P atmosférica a latitud EDAR = | 700 mm Hg |
| $\alpha$ = | Coeficiente de intercambio = | 0,7 |

**OC = 2,04 OR**

A partir de la expresión, la capacidad de oxigenación:

| | |
|---|---|
| **OC a $Q_{MEDIO}$ =** | **3.341,1 Kg $O_2$/día** |
| **OC a $Q_{PUNTA}$ =** | **5.289,5 Kg $O_2$/día** |

## PARÁMETROS ACTUALES PARA DISEÑO DEL BIOLÓGICO

***Necesidad de Oxígeno real:***

La necesidad de oxígeno real viene determinada por la capacidad de oxigenación

$$OC = O_R * \frac{C_S^{-10}}{C_S - C_L} * \sqrt{\frac{D_{10}}{D_T}} * \frac{P_0}{P_H} * \frac{1}{\alpha}$$

*Analizando cada parámetro:*

| | | |
|---|---|---|
| $O_R$ = | Necesidad de $O_2$ en condiciones reales. | |
| $C_s^{-10}$ = | Concent saturación $O_2$ a 10º C = | 11,33 mg/l |
| $C_s$ = | Concent saturación $O_2$ a 12º C = | 10,29 mg/l |
| $C_L$ = | Concent $O_2$ requerida en reactor= | 2,00 mg/l |
| $\sqrt{\frac{D_{10}}{D_T}}$ = | Coeficientes de difusión. A 12º C = | 0,9634 |
| $P_0$ = | P atmosférica a nivel mar = | 760 mm Hg |
| $P_h$ = | P atmosférica a latitud EDAR = | 700 mm Hg |
| $\alpha$ = | Coeficiente de intercambio = | 0,7 |

**OC = 2,04 OR**

A partir de la expresión, la capacidad de oxigenación:

| | |
|---|---|
| **OC a $Q_{MEDIO}$ =** | **1.847,3 Kg $O_2$/día** |
| **OC a $Q_{PUNTA}$ =** | **1.889,3 Kg $O_2$/día** |

## PARÁMETROS DE FUTURO PARA DISEÑO DEL BIOLÓGICO

***Necesidad de Oxígeno real:***

La necesidad de oxígeno real viene determinada por la capacidad de oxigenación

$$OC = O_R * \frac{C_S^{-10}}{C_S - C_L} * \sqrt{\frac{D_{10}}{D_T}} * \frac{P_0}{P_H} * \frac{1}{\alpha}$$

*Analizando cada parámetro:*

| | | |
|---|---|---|
| $O_R$ = | Necesidad de $O_2$ en condiciones reales. | |
| $C_s^{-10}$ = | Concent saturación $O_2$ a 10º C = | 11,33 mg/l |
| $C_s$ = | Concent saturación $O_2$ a 12º C = | 10,29 mg/l |
| $C_L$ = | Concent $O_2$ requerida en reactor= | 2,00 mg/l |
| $\sqrt{\frac{D_{10}}{D_T}}$ = | Coeficientes de difusión. A 12º C = | 0,9634 |
| $P_0$ = | P atmosférica a nivel mar = | 760 mm Hg |
| $P_h$ = | P atmosférica a latitud EDAR = | 700 mm Hg |
| $\alpha$ = | Coeficiente de intercambio = | 0,7 |

**OC = 2,04 OR**

A partir de la expresión, la capacidad de oxigenación:

| | |
|---|---|
| **OC a $Q_{MEDIO}$ =** | **2.443,6 Kg $O_2$/día** |
| **OC a $Q_{PUNTA}$ =** | **2.713,0 Kg $O_2$/día** |

## PARÁMETROS DE DISEÑO DEL TRATAMIENTO BIOLÓGICO

***Necesidad de aire***

| | |
|---|---|
| Concentración aire = | 23,9 % peso es $O_2$ |
| Densidad aire = | 1,25 $Kg/m^3$ |

Para esta concentración, la cantidad de aire a inyectar en el reactor:

| | |
|---|---|
| Aire a $Q_{MEDIO}$ = | **13.979,5 Kg aire/d** |
| Aire a $Q_{PUNTA}$ = | **22.131,7 Kg aire/d** |

Y el volumen:

| | $Nm^3$aire/d | $Nm^3$aire/h |
|---|---|---|
| Aire a $Q_{MEDIO}$ = | **11.183,6** | **466,0** |
| Aire a $Q_{PUNTA}$ = | **17.705,4** | **737,7** |

El rendimiento de los difusores es función de los metros de lámina de agua en el reactor. El rendimiento aproximado para 5m altura:

| | |
|---|---|
| Rto = | 30 % |

A partir del rendimiento de los difusores, el caudal de aire necesario a inyectar en las parrillas:

| | |
|---|---|
| Aire a $Q_{MEDIO}$ en las parrillas = | **1.653,3 $Nm^3$aire/h** |
| Aire a $Q_{PUNTA}$ en las parrillas = | **2.459,1 $Nm^3$aire/h** |

## PARÁMETROS ACTUALES PARA DISEÑO DEL BIOLÓGICO

***Necesidad de aire***

| | |
|---|---|
| Concentración aire = | 23,9 % peso es $O_2$ |
| Densidad aire = | 1,25 $Kg/m^3$ |

Para esta concentración, la cantidad de aire a inyectar en el reactor:

| | |
|---|---|
| Aire a $Q_{MEDIO}$ = | **7.729,1 Kg aire/d** |
| Aire a $Q_{PUNTA}$ = | **7.905,2 Kg aire/d** |

Y el volumen:

| | $Nm^3$aire/d | $Nm^3$aire/h |
|---|---|---|
| Aire a $Q_{MEDIO}$ = | **6.183,3** | **257,6** |
| Aire a $Q_{PUNTA}$ = | **6.324,2** | **263,5** |

El rendimiento de los difusores es función de los metros de lámina de agua en el reactor. El rendimiento aproximado para 5m altura:

| | |
|---|---|
| Rto = | 30 % |

A partir del rendimiento de los difusores, el caudal de aire necesario a inyectar en las parrillas:

| | |
|---|---|
| Aire a $Q_{MEDIO}$ en las parrillas = | **858,8 $Nm^3$aire/h** |
| Aire a $Q_{PUNTA}$ en las parrillas = | **878,4 $Nm^3$aire/h** |

## PARÁMETROS DE FUTURO PARA DISEÑO DEL BIOLÓGICO

***Necesidad de aire***

| | |
|---|---|
| Concentración aire = | 23,9 % peso es $O_2$ |
| Densidad aire = | 1,25 $Kg/m^3$ |

Para esta concentración, la cantidad de aire a inyectar en el reactor:

| | |
|---|---|
| Aire a $Q_{MEDIO}$ = | **10.224,1 Kg aire/d** |
| Aire a $Q_{PUNTA}$ = | **11.351,6 Kg aire/d** |

Y el volumen:

| | $Nm^3$ aire/d | $Nm^3$aire/h |
|---|---|---|
| Aire a $Q_{MEDIO}$ = | **8.179,3** | **340,8** |
| Aire a $Q_{PUNTA}$ = | **9.081,3** | **378,4** |

El rendimiento de los difusores es función de los metros de lámina de agua en el reactor. El rendimiento aproximado para 5m altura:

| | |
|---|---|
| Rto = | 30 % |

A partir del rendimiento de los difusores, el caudal de aire necesario a inyectar en las parrillas:

| | |
|---|---|
| Aire a $Q_{MEDIO}$ en las parrillas = | **1.136,0 $Nm^3$aire/h** |
| Aire a $Q_{PUNTA}$ en las parrillas = | **1.261,3 $Nm^3$aire/h** |

| PARÁMETROS DE DISEÑO DEL TRATAMIENTO BIOLÓGICO | PARÁMETROS ACTUALES PARA DISEÑO DEL BIOLÓGICO | PARÁMETROS DE FUTURO PARA DISEÑO DEL BIOLÓGICO |
|---|---|---|
| El número de difusores instalados y el caudal unitario: | El número de difusores instalados y el caudal unitario: | El número de difusores instalados y el caudal unitario: |
| $Q_{UNITARIO}$ dif existentes = 4 $Nm^3/h$ | $Q_{UNITARIO}$ dif existentes = 4 $Nm^3/h$ | $Q_{UNITARIO}$ dif existentes = 4 $Nm^3/h$ |
| **Nº difusores por bº= 332 difusores** | **Nº difusores instalados= 332 difusores** | **Nº difusores instalados= 332 difusores** |
| **Nº difusores totales= 664 difusores** | **Nº difusores instalados= 664 difusores** | **Nº difusores instalados= 664 difusores** |
| Caudal aportado = 2656 $Nm^3/h$ | Caudal aportado = 2656 $Nm^3/h$ | Caudal aportado = 2656 $Nm^3/h$ |
| Difusores neces Qm = 388 difusores | Nº difusores neces Qm = 215 difusores | Nº difusores neces Qm = 284 difusores |
| Nº difusores neces Qp= 615 difusores | Nº difusores neces Qp= 220 difusores | Nº difusores neces Qp= 315 difusores |
| ***El número de difusores es suficiente para las necesidades de aireación en el reactor para la situación media y punta.*** | ***El número de difusores es suficiente para las necesidades de aireación en el reactor para la situación media y punta.*** | ***El número de difusores es suficiente para las necesidades de aireación en el reactor para la situación media y punta.*** |
| ***SOPLANTES:*** | ***SOPLANTES:*** | ***SOPLANTES:*** |
| Nº soplantes = 3 | Nº soplantes = 3 | Nº soplantes = 3 |
| Nº soplantes en funcionamiento = 2 | Nº soplantes en funcionamiento = 2 | Nº soplantes en funcionamiento = 2 |
| Nº soplantes de reserva = 1 | Nº soplantes de reserva = 1 | Nº soplantes de reserva = 1 |
| Caudal unitario soplante = 1.600,0 $Nm^3/h$ | Caudal unitario soplante = 1.600,0 $Nm^3/h$ | Caudal unitario soplante = 1.600,0 $Nm^3/h$ |
| **Caudal total = 3.200,0 $Nm^3/h$** | **Caudal total = 3.200,0 $Nm^3/h$** | **Caudal total = 3.200,0 $Nm^3/h$** |
| ***Con el caudal de dos soplantes se garantiza la aportación de aire punta en las parrillas.*** | ***Con el caudal de un soplante se garantiza la aportación de aire punta en las parrillas para la situación actual.*** | ***Con el caudal de una soplante se garantiza la aportación de aire en las parrillas para la situación futura.*** |

## DECANTADOR SECUNDARIO

Las condiciones que debe cumplir del decantador :

| | Carga superficial | | Carga de sólidos | |
|---|---|---|---|---|
| | $m^3/m^2*h$ | | $Kg/m^2*h$ | |
| Tipo Proceso | Valor medio | Valor máximo | Valor medio | Valor máximo |
| Proceso media carga | ≤ 0,8 | ≤ 1,5 | ≤ 2,5 | ≤ 4,5 |
| Proceso aireación prolongada | ≤0,5 | ≤0,9 | ≤1,8 | ≤3,2 |

Las características del decantador:

| | |
|---|---|
| **Diámetro =** | **22 m** |
| Superficie = | 380,1 $m^2$ |
| Altura recta agua = | 4,1 m |
| Volumen = | 1558,5 $m^3$ |

La carga superficial para caudal medio y punta:

| | |
|---|---|
| Qmedio | 166,7 $m^3/h$ |
| Qpunta = | 400,0 $m^3/h$ |
| Superficie = | 380,1 $m^2$ |
| $C_{SUPERF}$ $Q_{MEDIO}$ = | **0,44 m** |
| $C_{SUPERF}$ $Q_{PUNTA}$ = | **1,05 $m^3$** |

## DECANTADOR SECUNDARIO

Las condiciones que debe cumplir del decantador :

| | Carga superficial | | Carga de sólidos | |
|---|---|---|---|---|
| | $m^3/m^2*h$ | | $Kg/m^2*h$ | |
| Tipo Proceso | Valor medio | Valor máximo | Valor medio | Valor máximo |
| Proceso media carga | ≤ 0,8 | ≤ 1,5 | ≤ 2,5 | ≤ 4,5 |
| Proceso aireación prolongada | ≤0,5 | ≤0,9 | ≤1,8 | ≤3,2 |

Las características del decantador:

| | |
|---|---|
| **Diámetro =** | **22 m** |
| Superficie = | 380,1 $m^2$ |
| Altura recta agua = | 4,1 m |
| Volumen = | 1750,0 $m^3$ |

La carga superficial para caudal medio y punta:

| | |
|---|---|
| Qmedio | 85,3 $m^3/h$ |
| Qpunta = | 204,7 $m^3/h$ |
| Superficie = | 380,1 $m^2$ |
| $C_{SUPERF}$ $Q_{MEDIO}$ = | **0,22 m** |
| $C_{SUPERF}$ $Q_{PUNTA}$ = | **0,54 $m^3$** |

## DECANTADOR SECUNDARIO

Las condiciones que debe cumplir del decantador :

| | Carga superficial | | Carga de sólidos | |
|---|---|---|---|---|
| | $m^3/m^2*h$ | | $Kg/m^2*h$ | |
| Tipo Proceso | Valor medio | Valor máximo | Valor medio | Valor máximo |
| Proceso media carga | ≤ 0,8 | ≤ 1,5 | ≤ 2,5 | ≤ 4,5 |
| Proceso aireación prolongada | ≤0,5 | ≤0,9 | ≤1,8 | ≤3,2 |

Las características del decantador:

| | |
|---|---|
| **Diámetro =** | **22 m** |
| Superficie = | 380,1 $m^2$ |
| Altura recta agua = | 4,1 m |
| Volumen = | 1750,0 $m^3$ |

La carga superficial para caudal medio y punta:

| | |
|---|---|
| Qmedio | 133,3 $m^3/h$ |
| Qpunta = | 320,0 $m^3/h$ |
| Superficie = | 380,1 $m^2$ |
| $C_{SUPERF}$ $Q_{MEDIO}$ = | **0,35 m** |
| $C_{SUPERF}$ $Q_{PUNTA}$ = | **0,84 $m^3$** |

| PARÁMETROS DE DISEÑO DEL TRATAMIENTO BIOLÓGICO | | PARÁMETROS ACTUALES PARA DISEÑO DEL BIOLÓGICO | | PARÁMETROS DE FUTURO PARA DISEÑO DEL BIOLÓGICO | |
|---|---|---|---|---|---|
| Y de carga de sólidos: | | Y de carga de sólidos: | | Y de carga de sólidos: | |
| Concentración MLSS = | 4 Kg/m$^3$ | Concentración MLSS = | 4 Kg/m$^3$ | Concentración MLSS = | 4 Kg/m$^3$ |
| Qmedio | 166,7 m$^3$/h | Qmedio | 85,3 m$^3$/h | Qmedio | 133,3 m$^3$/h |
| Qpunta = | 400,0 m$^3$/h | Qpunta = | 204,7 m$^3$/h | Qpunta = | 320,0 m$^3$/h |
| Carga sólidos a Qm = | 666,7 Kg/h | Carga sólidos a Qm = | 341,2 Kg/h | Carga sólidos a Qm = | 533,3 Kg/h |
| Carga sólidos a Qp = | 1600,0 Kg/h | Carga sólidos a Qp = | 818,8 Kg/h | Carga sólidos a Qp = | 1280,0 Kg/h |
| Superficie = | 380,1 m$^2$ | Superficie = | 380,1 m$^2$ | Superficie = | 380,1 m$^2$ |
| $C_{SÓLIDOS\ Q_{MEDIO}}$ = | **1,75 Kg/m$^2$.h** | $C_{SÓLIDOS\ Q_{MEDIO}}$ = | **0,90 Kg/m$^2$.h** | $C_{SÓLIDOS\ Q_{MEDIO}}$ = | **1,40 Kg/m$^2$.h** |
| $C_{SÓLIDOS\ Q_{PUNTA}}$ = | **4,21 Kg/m$^2$.h** | $C_{SÓLIDOS\ Q_{PUNTA}}$ = | **2,15 Kg/m$^2$.h** | $C_{SÓLIDOS\ Q_{PUNTA}}$ = | **3,37 Kg/m$^2$.h** |
| ***La carga hidráulica y de sólidos está ajustada a Qpunta.*** | | ***Cumple carga hidráulica y de sólidos.*** | | ***Cumple carga hidráulica pero de sólidos está ajustada a Qpunta.*** | |
| ***TIEMPO DE RETENCIÓN HIDRÁULICO:*** | | ***TIEMPO DE RETENCIÓN HIDRÁULICO:*** | | ***TIEMPO DE RETENCIÓN HIDRÁULICO:*** | |
| Para procesos de aireación prolongada el TRH a Qpunta oscila entre las 3h y las 6h. | | Para procesos de aireación prolongada el TRH a Qpunta oscila entre las 3h y las 6h. | | Para procesos de aireación prolongada el TRH a Qpunta oscila entre las 3h y las 6h. | |
| TRH a Qpunta = | 3,9 h | TRH a Qpunta = | 8,5 h | TRH a Qpunta = | 5,5 h |
| ***Cumple el TRH*** | | ***Cumple el TRH*** | | ***Cumple el TRH*** | |
| ***CARGA SOBRE EL VERTEDERO:*** | | ***CARGA SOBRE EL VERTEDERO:*** | | ***CARGA SOBRE EL VERTEDERO:*** | |
| Cvertedero < | 9 m$^3$/m$^2$.h a Qpunta | Cvertedero < | 9 m$^3$/m$^2$.h a Qpunta | Cvertedero < | 9 m$^3$/m$^2$.h a Qpunta |
| $C_{VERTEDERO}=\frac{Qpunta}{2\cdot 2\pi\cdot R}$ | | $C_{VERTEDERO}=\frac{Qpunta}{2\cdot 2\pi\cdot R}$ | | $C_{VERTEDERO}=\frac{Qpunta}{2\cdot 2\pi\cdot R}$ | |
| $C_{VERTEDERO}$ = | 2,89 m$^3$/m.h | $C_{VERTEDERO}$ = | 1,48 m$^3$/m.h | $C_{VERTEDERO}$ = | 2,31 m$^3$/m.h |
| ***Cumple la carga sobre vertedero.*** | | ***Cumple la carga sobre vertedero.*** | | ***Cumple la carga sobre vertedero.*** | |

## 4.2. CONCLUSIONES TRATAMIENTO BIOLÓGICO

- El caudal que llega a la EDAR en la actualidad es claramente inferior a los volúmenes para los cuales fue diseñada la planta. Cuando se realizó el proyecto, Tudela de Duero estaba experimentando un crecimiento demográfico muy importante, debido a su proximidad con Valladolid. Además estaba prevista la conexión de la margen izquierda del municipio con la planta.

  Debido a que el crecimiento de Tudela ha sido mucho menor del esperado, y a que a día de hoy no está conectada la margen izquierda, actualmente el caudal que llega a la EDAR es la mitad que con el que ha sido ejecutada.

- Al menor caudal de aguas negras de llegada, se suma el hecho de que el caudal llega muy diluido debido a aportes de agua limpia procedentes de nivel freático que se bombea de garajes y bodegas, y a la presencia de infiltraciones a la red.

- El diseño del proceso biológico actual y futuro se realiza considerando la conexión de la margen izquierda, para la población actual y futura respectivamente. La carga contaminante:

| ***DISEÑO*** | ***ACTUAL*** | ***FUTURO*** |
|---|---|---|
| 17.333 e-h | 4.879 e-h | 10.667 e-h |

- Para la carga de entrada y las características del proceso biológico existente, la carga másica y la edad del fango:

| ***DISEÑO*** | ***ACTUAL*** | ***FUTURO*** |
|---|---|---|
| Cm = 0.057 Kg/Kg.día | Cm = 0.016 Kg/Kg.día | Cm = 0.035 Kg/Kg.día |
| $E_{FANGO}$ = 24,9 días | $E_{FANGO}$ = 130,5 días | $E_{FANGO}$ = 48,1 días |

Las edades del fango elevadas garantizan la nitrificación y la estabilización del fango.

Actualmente, la planta trabaja con una carga másica muy pequeña y una edad del fango elevada debido a que el proceso biológico está formado por dos reactores de volumen excesivo para el caudal y la carga que actualmente llegan a la planta.

Aún en la situación de futuro, con una población en la margen izquierda de 12.000 habitantes, la planta estará ligeramente sobredimensionada ya que la carga másica no alcanzará los 0,04 Kg $DBO_5$/Kg MLSS.día

- En cuanto a la eliminación de nitrógeno, la concentración que se puede desnitrificar es baja debido a que la materia orgánica tiene una concentración débil. Sin embargo, debido a que la concentración de nitrógeno tampoco es elevada, tanto para la situación actual como para la futura se garantiza su desnitrificación hasta valores inferiores a 15 mg/l.

- El volumen de fangos en exceso que se produce actualmente es muy pequeño, debido a que es necesario recircular la mayor parte del licor mezcla para mantener una concentración de trabajo en el reactor en torno a 4 Kg/$m^3$. Para un futuro, la cantidad de fango se aproxima más a la de diseño, pero de cualquier manera y a priori, la instalación puede hacer frente a la situación de futuro con la conexión de la margen izquierda:

| ***DISEÑO*** | ***ACTUAL*** | ***FUTURO*** |
|---|---|---|
| 677 Kg/día | 132 Kg/día | 350 Kg/día |

- Se dispone de tres soplantes (una de reserva) de 1.600 $m^3$/h y 332 difusores en cada parrilla. Tanto las soplantes como los difusores aportan el caudal de aire necesario tanto a caudal medio como a punta, en situación actual y de futuro.

- El decantador secundario en la situación actual funciona y cumple tanto a carga hidráulica como de sólidos. Para la situación de futuro, está un poco ajustado,

principalmente en carga de sólidos considerando una concentración del licor mezcla de 4.000 mg/l.

# 5. ESTUDIO DE LA LINEA DE FANGOS

A partir del estudio del tratamiento biológico desarrollado anteriormente, se realiza un estudio de la línea de fangos.

## 5.1. DISEÑO DE LA LÍNEA DE FANGOS

Se realiza una comparativa de la línea de fangos de diseño con la situación actual y también con la situación de futuro, al igual que en el proceso biológico.

| **LÍNEA DE FANGOS. DISEÑO.** | | **LÍNEA DE FANGOS. ACTUAL** | | **LÍNEA DE FANGOS. FUTURO** | |
|---|---|---|---|---|---|
| **Fangos del proceso biológico** | | **Fangos del proceso biológico** | | **Fangos del proceso biológico** | |
| Kg de fangos en exceso biológico = | 676,7 Kg/día | Kg de fangos en exceso biológico = | 132,1 Kg/día | Kg de fangos en exceso biológico = | 350,2 Kg/día |
| Edad fangos purgados = | 24,9 días | Edad fangos purgados = | 130,5 días | Edad fangos purgados = | 48,1 días |
| Concentración fangos decantados = | 8,0 $Kg/m^3$ | Concentración fangos decantados = | 8,0 $Kg/m^3$ | Concentración fangos decantados = | 8,0 $Kg/m^3$ |
| Volumen de fangos a tratamiento = | 84,6 $m^3$/día | Volumen de fangos a tratamiento = | 16,5 $m^3$/día | Volumen de fangos a tratamiento = | 43,8 $m^3$/día |
| **Fangos de la precipitación química** | | **Fangos de la precipitación química** | | **Fangos de la precipitación química** | |
| Kg de fangos por precipitación qca = | 0,0 Kg/día | Kg de fangos por precipitación qca = | 394,8 Kg/día | Kg de fangos por precipitación qca = | 394,8 Kg/día |
| Concentración fangos decantados = | 8,0 $Kg/m^3$ | Concentración fangos decantados = | 8,0 $Kg/m^3$ | Concentración fangos decantados = | 8,0 $Kg/m^3$ |
| Volumen de fangos a tratamiento = | 0,0 $m^3$/día | Volumen de fangos a tratamiento = | 49,4 $m^3$/día | Volumen de fangos a tratamiento = | 49,4 $m^3$/día |
| | | | | | |

## LÍNEA DE FANGOS. DISEÑO.

**ESPESADOR POR GRAVEDAD**

Para aireación prolongada los parámetros de diseño:

| | Diseño |
|---|---|
| Carga de sólidos = | < 30 kg/m$^2$.día |
| Carga hidráulica = | < 8 m$^3$/m$^2$.día |
| Tiempo de retención | > 24 h |
| Concentración del fango | de 20 a 30 g/l |

Con la carga hidráulica y la carga de sólidos se calcula la superficie mínima, tomando para el diseño la más restrictiva:

$S = \frac{Q}{C_{HIDRAULICA}}$ $S = \frac{Q}{C_{SÓLIDOS}}$

| | |
|---|---|
| Q = | 84,59 m$^3$/día |
| $C_{HIDRAULICA}$ < | 8 m$^3$/m$^2$.día |
| S > | 10,57 m$^2$ |

Y con la carga de sólidos:

| | |
|---|---|
| $C_{SÓLIDOS}$ = | 676,7 Kg/día |
| $C_{SÓLIDOS}$ < | 30,0 kg/m$^2$.día |
| S > | 22,6 m$^2$ |

## LÍNEA DE FANGOS. ACTUAL

**ESPESADOR POR GRAVEDAD**

Para aireación prolongada los parámetros de diseño:

| | Diseño |
|---|---|
| Carga de sólidos = | < 30 kg/m$^2$.día |
| Carga hidráulica = | < 8 m$^3$/m$^2$.día |
| Tiempo de retención | > 24 h |
| Concentración del fango | de 20 a 30 g/l |

Con la carga hidráulica y la carga de sólidos se calcula la superficie mínima, tomando para el diseño la más restrictiva:

$S = \frac{Q}{C_{HIDRAULICA}}$ $S = \frac{Q}{C_{SÓLIDOS}}$

| | |
|---|---|
| Q = | 16,51 m$^3$/día |
| $C_{HIDRAULICA}$ < | 8 m$^3$/m$^2$.día |
| S > | 2,06 m$^2$ |

Y con la carga de sólidos:

| | |
|---|---|
| $C_{SÓLIDOS}$ = | 132,1 Kg/día |
| $C_{SÓLIDOS}$ < | 30,0 kg/m$^2$.día |
| S > | 4,4 m$^2$ |

## LÍNEA DE FANGOS. FUTURO

**ESPESADOR POR GRAVEDAD**

Para aireación prolongada los parámetros de diseño:

| | Diseño |
|---|---|
| Carga de sólidos = | < 30 kg/m$^2$.día |
| Carga hidráulica = | < 8 m$^3$/m$^2$.día |
| Tiempo de retención | > 24 h |
| Concentración del fango | de 20 a 30 g/l |

Con la carga hidráulica y la carga de sólidos se calcula la superficie mínima, tomando para el diseño la más restrictiva:

$S = \frac{Q}{C_{HIDRAULICA}}$ $S = \frac{Q}{C_{SÓLIDOS}}$

| | |
|---|---|
| Q = | 43,78 m$^3$/día |
| $C_{HIDRAULICA}$ < | 8 m$^3$/m$^2$.día |
| S > | 5,47 m$^2$ |

Y con la carga de sólidos:

| | |
|---|---|
| $C_{SÓLIDOS}$ = | 350,2 Kg/día |
| $C_{SÓLIDOS}$ < | 30,0 kg/m$^2$.día |
| S > | 11,7 m$^2$ |

## LÍNEA DE FANGOS. DISEÑO.

Las características del espesador:

| | |
|---|---|
| Diámetro = | 8,00 m |
| **Superficie espesador =** | **50,27 $m^2$** |
| Altura del espesador = | 4,60 m |
| $C_{HIDRAULICA}$ = | **1,68 $m^3/m^2$.día** |
| $C_{SÓLIDOS}$ = | **13,46 $kg/m^2$.día** |
| Volumen espesador = | 231,22 $m^3$ |
| TRH = | 65,60 h |

***El espesador se diseñó cumpliendo la carga hidráulica y de sólidos:***

| | |
|---|---|
| Carga sólidos salida = | 676,74 Kg/día |
| Concentración = | 30 $Kg/m^3$ |
| $Q_{FANGOS\ A\ LA\ SALIDA}$ = | ***22,56 $m^3$/día*** |
| Destino = | Deshidratación-estabilización |

La ***salida del sobrenadante*** se realiza por el vertedero situado en la parte superior del equipo. Es un caudal con una mínima concentración de sólidos:

| | |
|---|---|
| $Q_{SOBRENADANTE\ A\ LA\ SALIDA}$ = | ***62,0 $m^3$/día*** |
| Destino = | Red de retornos |

## LÍNEA DE FANGOS. ACTUAL

Las características del espesador:

| | |
|---|---|
| Diámetro = | 8,00 m |
| **Superficie espesador =** | **50,27 $m^2$** |
| Altura del espesador = | 4,60 m |
| $C_{HIDRAULICA}$ = | **0,33 $m^3/m^2$.día** |
| $C_{SÓLIDOS}$ = | **2,63 $kg/m^2$.día** |
| Volumen espesador = | 231,22 $m^3$ |
| TRH = | 336,11 h |

***El espesador cumple a carga hidráulica y de sólidos.***

| | |
|---|---|
| Carga sólidos salida = | 132,08 Kg/día |
| Concentración = | 30 $Kg/m^3$ |
| $Q_{FANGOS\ A\ LA\ SALIDA}$ = | ***4,40 $m^3$/día*** |
| Destino = | Deshidratación-estabilización |

La ***salida del sobrenadante*** se realiza por el vertedero situado en la parte superior del equipo. Es un caudal con una mínima concentración de sólidos:

| | |
|---|---|
| $Q_{SOBRENADANTE\ A\ LA\ SALIDA}$ = | ***12,1 $m^3$/día*** |
| Destino = | Red de retornos |

## LÍNEA DE FANGOS. FUTURO

Las características del espesador:

| | |
|---|---|
| Diámetro = | 8,00 m |
| **Superficie espesador =** | **50,27 $m^2$** |
| Altura del espesador = | 4,60 m |
| $C_{HIDRAULICA}$ = | **0,87 $m^3/m^2$.día** |
| $C_{SÓLIDOS}$ = | **6,97 $kg/m^2$.día** |
| Volumen espesador = | 231,22 $m^3$ |
| TRH = | 126,76 h |

***El espesador cumple a carga hidráulica y de sólidos.***

| | |
|---|---|
| Carga sólidos salida = | 350,23 Kg/día |
| Concentración = | 30 $Kg/m^3$ |
| $Q_{FANGOS\ A\ LA\ SALIDA}$ = | ***11,67 $m^3$/día*** |
| Destino = | Deshidratación-estabilización |

La ***salida del sobrenadante*** se realiza por el vertedero situado en la parte superior del equipo. Es un caudal con una mínima concentración de sólidos:

| | |
|---|---|
| $Q_{SOBRENADANTE\ A\ LA\ SALIDA}$ = | ***32,1 $m^3$/día*** |
| Destino = | Red de retornos |

## LÍNEA DE FANGOS. DISEÑO.

**ESTABILIZACIÓN Y DESHIDRATACIÓN DEL FANGO**

| | |
|---|---|
| $Q_{FANGO\ A\ DESHIDRATAR}$ = | 22,56 $m^3$/día |
| Concentración fango = | 30,00 Kg/$m^3$ |
| Nº equipos = | 1 ud. |
| Tipo de deshidratación = | Mecánica con centrífuga |
| $Q_{DIARIO\ DE\ FANGO}$ = | 22,56 $m^3$/día |
| $Q_{SEMANAL\ DE\ FANGO}$ = | 157,9 $m^3$/semana |
| **Caudal de la centrífuga =** | **6,00 $m^3$/h** |
| **Días de trabajo/semana=** | **5,00 días** |
| **Horas al día necesarias =** | **5,3 h/día** |

Los fangos se conducen desde el espesador hasta la centrífuga ***a través de dos bombas de tipo mono.***

| | |
|---|---|
| Nº bombas = | 2 ud. |
| Nº bombas funcionamiento= | 1 ud. |
| Ejecución = | Horizontal |
| Caudal = | De 3 a 8 $m^3$/h |

## LÍNEA DE FANGOS. ACTUAL

**ESTABILIZACIÓN Y DESHIDRATACIÓN DEL FANGO**

| | |
|---|---|
| $Q_{FANGO\ A\ DESHIDRATAR}$ = | 4,40 $m^3$/día |
| Concentración fango = | 30,00 Kg/$m^3$ |
| Nº equipos = | 1 ud. |
| Tipo de deshidratación = | Mecánica con centrífuga |
| $Q_{DIARIO\ DE\ FANGO}$ = | 4,40 $m^3$/día |
| $Q_{SEMANAL\ DE\ FANGO}$ = | 30,8 $m^3$/semana |
| **Caudal de la centrífuga =** | **6,00 $m^3$/h** |
| **Días de trabajo/semana=** | **2,00 días** |
| **Horas al día necesarias =** | **3 h/día** |

***Actualmente es suficiente con deshidratar dos días durante tres horas para secar todo el fango en exceso.***

Los fangos se conducen desde el espesador hasta la centrífuga ***a través de dos bombas de tipo mono.***

| | |
|---|---|
| Nº bombas = | 2 ud. |
| Nº bombas funcionamiento= | 1 ud. |
| Ejecución = | Horizontal |
| Caudal = | De 3 a 8 $m^3$/h |

## LÍNEA DE FANGOS. FUTURO

**ESTABILIZACIÓN Y DESHIDRATACIÓN DEL FANGO**

| | |
|---|---|
| $Q_{FANGO\ A\ DESHIDRATAR}$ = | 11,67 $m^3$/día |
| Concentración fango = | 30,00 Kg/$m^3$ |
| Nº equipos = | 1 ud. |
| Tipo de deshidratación = | Mecánica con centrífuga |
| $Q_{DIARIO\ DE\ FANGO}$ = | 11,67 $m^3$/día |
| $Q_{SEMANAL\ DE\ FANGO}$ = | 81,7 $m^3$/semana |
| **Caudal de la centrífuga =** | **6,00 $m^3$/h** |
| **Días de trabajo/semana=** | **5,00 días** |
| **Horas al día necesarias =** | **3 h/día** |

***En un futuro será suficiente con deshidratar tres horas cada día laborable.***

Los fangos se conducen desde el espesador hasta la centrífuga ***a través de dos bombas de tipo mono.***

| | |
|---|---|
| Nº bombas = | 2 ud. |
| Nº bombas funcionamiento= | 1 ud. |
| Ejecución = | Horizontal |
| Caudal = | De 3 a 8 $m^3$/h |

| **LÍNEA DE FANGOS. DISEÑO.** | | **LÍNEA DE FANGOS. ACTUAL** | | **LÍNEA DE FANGOS. FUTURO** | |
|---|---|---|---|---|---|
| Se lleva a cabo la ***estabilización del fango*** mediante la adicción de polielectrolito. | | Se lleva a cabo la ***estabilización del fango*** mediante la adicción de polielectrolito. | | Se lleva a cabo la ***estabilización del fango*** mediante la adicción de polielectrolito. | |
| Reactivo a emplear = | Pollelectrolito | Reactivo a emplear = | Polielectrolito | Reactivo a emplear = | Polielectrolito |
| Dosis polielectrolito = | 5 Kg/T fangos | Dosis polielectrolito = | 5 Kg/T fangos | Dosis polielectrolito = | 5 Kg/T fangos |
| Q fangos a tratar cada hora operac= | 6,00 $m^3/h$ | Q fangos a tratar cada hora operac= | 6,00 $m^3/h$ | Q fangos a tratar cada hora operac= | 6,00 $m^3/h$ |
| Q fangos a estabilizar por hora útil = | 180,00 Kg/h | Q fangos a estabilizar por hora útil = | 180,00 Kg/h | Q fangos a estabilizar por hora útil = | 180,00 Kg/h |
| Consumo polielectrolito = | 0,90 Kg/h | Consumo polielectrolito = | 0,90 Kg/h | Consumo polielectrolito = | 0,90 Kg/h |
| Dilución de la preparación = | 0,50 % | Dilución de la preparación = | 0,50 % | Dilución de la preparación = | 0,50 % |
| **Consumo pollelectrolito día=** | **180,00 l/h útil** | **Consumo pollelectrolito día=** | **180,00 l/h útil** | **Consumo polielectrolito día=** | **180,00 l/h útil** |
| Y el ***equipo de dosificación de polielectrolito***: | | Y el ***equipo de dosificación de polielectrolito***: | | Y el ***equipo de dosificación de polielectrolito***: | |
| Tipo: | Unidad de dosificación | Tipo: | Unidad de dosificación | Tipo: | Unidad de dosificación |
| Número de unidades: | 1 ud | Número de unidades: | 1 ud | Número de unidades: | 1 ud |
| Capacidad de la unidad: | 800 l | Capacidad de la unidad: | 800 l | Capacidad de la unidad: | 800 l |
| Nº de cámaras = | 2 ud | Nº de cámaras = | 2 ud | Nº de cámaras = | 2 ud |
| Nº de agitadores = | 1 ud | Nº de agitadores = | 1 ud | Nº de agitadores = | 1 ud |
| Bombas de dosificación: | 2 Unidades | Bombas de dosificación: | 2 Unidades | Bombas de dosificación: | 2 Unidades |
| Caudal de las bombas = | 50-500 l/h | Caudal de las bombas = | 5-500 l/h | Caudal de las bombas = | 5-500 l/h |

| **LÍNEA DE FANGOS. DISEÑO.** | | **LÍNEA DE FANGOS. ACTUAL** | | **LÍNEA DE FANGOS. FUTURO** | |
|---|---|---|---|---|---|
| La ***salida de los fangos de la centrífuga***: | | La ***salida de los fangos de la centrífuga***: | | La ***salida de los fangos de la centrífuga***: | |
| Volumen de fangos a tratar = | 22,56 $m^3$/día | Volumen de fangos de entrada = | 4,40 $m^3$/día | Volumen de fangos de entrada = | 11,67 $m^3$/día |
| Volumen de fangos a tratar = | 157,91 $m^3$/semana | Volumen de fangos de entrada = | 30,82 $m^3$/semana | Volumen de fangos de entrada = | 81,72 $m^3$/semana |
| Carga de sólidos de entrada = | 676,74 Kg/día | Carga de sólidos de entrada = | 132,1 Kg/día | Carga de sólidos de entrada = | 350,2 Kg/día |
| Concentración fangos de entrada = | 3,00 % ms | Concentración fangos de entrada = | 3,00 % ms | Concentración fangos de entrada = | 3,00 % ms |
| Concentración fangos salida centrífuga = | 22,00 % ms | Concentración fangos salida centrífuga = | 22,00 % ms | Concentración fangos salida centrífuga = | 22,00 % ms |
| Carga de sólidos de salida = | 676,74 Kg/día | Carga de sólidos de salida = | 132,08 Kg/día | Carga de sólidos de salida = | 350,23 Kg/día |
| **Volumen de fangos de salida =** | **3,08 $m^3$/día** | **Volumen de fangos de salida =** | **0,60 $m^3$/día** | **Volumen de fangos de salida =** | **1,59 $m^3$/día** |
| El volumen de ***sobrenadante de salida de la centrífuga***: | | El volumen de ***sobrenadante de salida de la centrífuga***: | | El volumen de ***sobrenadante de salida de la centrífuga***: | |
| **Volumen de sobrenadante =** | **19,48 $m^3$/día** | **Volumen de sobrenadante =** | **3,80 $m^3$/día** | **Volumen de sobrenadante =** | **10,08 $m^3$/día** |
| Destino = | Red de retornos | Destino = | Red de retornos | Destino = | Red de retornos |
| ***DESTINO DE LOS FANGOS SECOS*** El fango deshidratado se conduce a almacenamiento en la tolva. | | ***DESTINO DE LOS FANGOS SECOS*** El fango deshidratado se conduce a almacenamiento en la tolva. | | ***DESTINO DE LOS FANGOS SECOS*** El fango deshidratado se conduce a almacenamiento en la tolva. | |
| Volumen de fango = | 3,08 $m^3$/día | Volumen de fango = | 0,60 $m^3$/día | Volumen de fango = | 1,59 $m^3$/día |
| Concentración del fango = | 22,00 % | Concentración del fango = | 22,00 % | Concentración del fango = | 22,00 % |
| Almacenamiento de fangos = | En tolva | Almacenamiento de fangos = | En tolva | Almacenamiento de fangos = | En tolva |
| ***Capacidad de la tolva =*** | ***20 $m^3$*** | ***Capacidad de la tolva =*** | ***20 $m^3$*** | ***Capacidad de la tolva =*** | ***20 $m^3$*** |
| ***Autonomía =*** | ***6,6 días*** | ***Autonomía =*** | ***33,3 días*** | ***Autonomía =*** | ***12,6 días*** |

### 5.2. CONCLUSIONES DE LA LÍNEA DE FANGOS

El volumen de fangos en exceso que se genera en la actualidad es claramente inferior al volumen para el que fue diseñada la planta, debido al menor caudal de llegada y a la menor carga contaminante, que hace que la mayor parte del licor mezcla deba recircularse nuevamente al proceso para garantizar concentraciones en los reactores en torno a 4.000 mg/l.

En cuanto a la situación de futuro, cuando la población de la margen izquierda se haya incrementado, la instalación de deshidratación podrá hacer frente al caudal de fangos en exceso, debido a que el volumen seguirá siendo inferior que el caudal para el que fue diseñada dicha instalación.

## 6. RESUMEN DEL PROCESO

A continuación se muestra de forma resumida, la comparativa de los principales parámetros de diseño y de la situación real en las situaciones más desfavorables.

| | DISEÑO DE LA EDAR | ACTUAL | FUTURO |
|---|---|---|---|
| **Q diseño =** | **4.000 $m^3$/día** | **2.047 $m^3$/día** | **3.200 $m^3$/día** |
| $DBO_5$ = | 260 mg/l | 143 mg/l | 200 mg/l |
| DQO = | 500 mg/l | 317 mg/l | 420 mg/l |
| SST = | 280 mg/l | 128 mg/l | 190 mg/l |
| N total = | 60 mg/l | 40 mg/l | 40 mg/l |
| P total = | 6,4 mg/l | 6 mg/l | 8 mg/l |
| **Hab. Eq =** | **17.333 e-h** | **4.879 e-h** | **10.667 e-h** |
| MLSS = | 4 $Kg/m^3$ | 4 $Kg/m^3$ | 4 $Kg/m^3$ |
| Cm = | 0,057 Kg/Kg.dia | 0,016 Kg/Kg.día | 0,035 Kg/Kg.día |
| Efango = | 24,9 días | 130,5 días | 48,1 días |
| TRH = | 27,4 h | 53,6 h | 34,3 h |
| Fangos en exceso = | 676,7 Kg/día | 132 Kg/día | 350 Kg/día |
| Q aire necesario = | 2.459 $Nm^3/h$ | 878 $Nm^3/h$ | 1.261 $Nm^3/h$ |
| Nº difusores a 4$Nm^3/h$= | 664 difusores | 664 difusores | 664 difusores |
| Qs oplantes total = | 3.200 $Nm^3/h$ | 3.200 $Nm^3/h$ | 3.200 $Nm^3/h$ |
| C sólidos decantador Qp = | 4,21 $Kg/m^2.h$ | 2,15 $Kg/m^2.h$ | 3,37 $Kg/m^2.h$ |
| TRH Qp decantador = | 3,90 h | 8,55 h | 5,47 h |

# 4.5. E.D.A.R DE BENAVENTE

## EDAR DE BENAVENTE

### DATOS DE PARTIDA

| **POBLACION** | | **DISEÑO** | **REAL** | |
|---|---|---|---|---|
| **Población equivalente adoptada** | | 32.500 | 30.868 | Hab Equiv. |
| Dotación adoptada | | 200 | 250 | l/hab*dia |
| **CAUDALES** | | | | |
| **CAUDAL DIARIO ADOPTADO PARA LA EDAR** | | **6.500** | **7.717** | **$m^3$/dia** |
| Caudal promedio | | 271 | 322 | $m^3$/h |
| Caudal punta | 2,00 | 542 | 643 | $m^3$/h |
| Caudal máximo en pretratamiento | 3,00 | 813 | 965 | $m^3$/h |
| Caudal máximo bombeado | 6,00 | 1.625 | 1.929 | $m^3$/h |
| Caudal admitido en el colector | 10,00 | 2.708 | 3.215 | $m^3$/h |

### CARACTERISTICAS DEL AGUA BRUTA

| **$DBO_5$** | | | |
|---|---|---|---|
| Carga diaria de entrada | 1.950 | 1.852 | kg/dia |
| Concentración de entrada | 300 | 240 | mg/l |
| Carga diaria máxima de salida | 163 | 193 | kg/dia |
| Concentración máxima de salida | **25** | **25** | mg/l |
| Carga diaria eliminada | 1.788 | 1.659 | kg/dia |

| **DQO** | | | |
|---|---|---|---|
| Carga diaria de entrada | 3.250 | 3.087 | kg/dia |
| Concentración de entrada | 500 | 400 | mg/l |
| Carga diaria máxima de salida | 813 | 965 | kg/dia |
| Concentración máxima de salida | 125 | 125 | mg/l |
| Carga diaria eliminada | 2.438 | 2.122 | kg/dia |

| **SS** | | | |
|---|---|---|---|
| Carga diaria de entrada | 3.250 | 1.929 | kg/dia |
| Concentración de entrada | 500 | 250 | mg/l |
| Carga diaria máxima de salida | 228 | 270 | kg/dia |
| Concentración máxima de salida | **35** | **35** | mg/l |
| Carga diaria eliminada | 3.023 | 1.659 | kg/dia |

| | | | |
|---|---|---|---|
| **N-NTK** | | | |
| Carga diaria de entrada estimada | 260 | 347 | kg/dia |
| Concentración de entrada estimada | 40 | 45 | mg/l |
| Carga diaria máxima de salida | 98 | 116 | kg/dia |
| Concentración máxima de salida estimada | **15** | **15** | mg/l |
| Carga diaria eliminada | 163 | 232 | kg/dia |
| **P** | | | |
| Carga diaria de entrada estimada | 98 | 116 | kg/dia |
| Concentración de entrada estimada | 15 | 15 | mg/l |
| Carga diaria máxima de salida | 13 | 15 | kg/dia |
| Concentración máxima de salida estimada | **2** | **2** | mg/l |
| Carga diaria eliminada | 85 | 100 | kg/dia |
| **pH** | | | |
| Salida entre | 5,5 y 9 | 5,5 y 9 | |
| **TEMPERATURA** | | | |
| Temperatura de cálculo | 12,00 | 12,00 | °C |

***RESULTADOS A OBTENER:***

| | | | | |
|---|---|---|---|---|
| DBO5: | < | 25,00 | 25,00 | mg/l |
| DQO: | < | 125,00 | 125,00 | mg/l |
| SS totales: | < | 35,00 | 35,00 | mg/l |
| N-NTK: | < | 15,00 | 15,00 | mg/l |
| P-PO4: | < | 2,00 | 2,00 | mg/l |
| pH, entre: | 5,5 y 9 | | 5,5 y 9 | |
| Estabilización de fangos: | > | 40,00 | 40,00 | % |
| Sequedad de fangos: | > | 20,00 | 20,00 | % |

## DIMENSIONAMIENTO DEL PRETRATAMIENTO

### POZO DE GRUESOS

PARAMETROS DE DISEÑO

| | | | |
|---|---|---|---|
| Carga hidráulica a Qmedio | 50,00 | 50,00 | $m^3/m^2/h$ |
| Carga hidráulica a Qmáximo | 200,00 | 200,00 | $m^3/m^2/h$ |
| * Superficie mínima necesaria a Q medio | 5,42 | 6,43 | $m^2$ |
| * Superficie mínima necesaria a Q maximo | 8,13 | 9,65 | $m^2$ |
| | | | |
| Superficie adoptada | 18,00 | 18,00 | $m^2$ |
| * Lado (A) en la pate recta | 6,00 | 6,00 | m |
| * Lado (B) en la parte recta | 3,00 | 3,00 | m |
| * Lado ( A ) en el fondo | 4,00 | 4,00 | m |
| * Lado ( B ) en el fondo | 2,00 | 2,00 | m |
| | | | |
| Tiempo de retención a caudal maximo | 1,00 | 1,00 | min. |
| Volumen mínimo necesario del pozo | | | |
| A Q maximo | 27,08 | 32,15 | $m^3$ |
| * Altura parte recta: | 1,50 | 1,50 | m |
| * Altura parte troncopiramidal : | 0,75 | 0,75 | m |
| * Volumen recto: | 27,00 | 27,00 | $m^3$ |
| * Volumen troncopiramidal : | 9,75 | 9,75 | $m^3$ |
| Volumen total adoptado | 36,75 | 36,75 | $m^3$ |
| Tiempo de renteción a Qmedio adoptado | 8,14 | 6,86 | min |
| Tiempo de renteción a Qpunta adoptado | 4,07 | 3,43 | min |
| Tiempo de renteción a Qmáximo adoptado | 1,36 | 1,14 | min |

### CUCHARA BIVALVA

| | | | |
|---|---|---|---|
| Capacidad de la cuchara bivalva | 100,00 | 100 | Litros |
| Tipo de accionamiento | Electrohidráulico – polipasto | | |
| | | | |
| Destino de los residuos | Contenedor y vertedero | | |
| Producción de residuos | | | |
| Se estima una producción ,de : | 10 | 10 | lt/hab/año |
| Población equivalente : | 32.500 | 30.868 | hab |
| Residuos obtenidos | 890,41 | 845,70 | l/dia |
| Nº de contenedores | 1 | 1 | Ud |
| Capacidad del contenedor | 5.000 | 5.000 | Litros |
| Autonomía de almacenamiento | 5,62 | 5,91 | dias |
| El fondo del pozo se protegerá con perfiles metálicos. | | | |

### REJA DE PROTECCION DE BOMBAS

| | | | |
|---|---|---|---|
| Tipo | barrotes | | |
| Limpieza | Mediante peine adosado a la cuchara | | |
| Luz entre barrotes | 50 | 50 | mm |

| **ALIVIADERO** | $m^3/h$ | m3/h | $m^3/s$ |
|---|---|---|---|
| Q máximo de llegada | 2.708,33 | 3.215,42 | 0,75 |
| Caudal máximo de bombeo | 812,50 | 964,63 | 0,23 |
| Caudal a aliviar | 1.895,83 | 2.250,79 | 0,53 |
| Longitud del aliviadero | 2,00 | 2,00 m | |
| $h = Q^2/(0,41^2*L^2*2*9,81)^{1/3}$ | | | |
| Altura de lámina de agua en el vertedero | | | |
| * aliviando el exceso de caudal | 0,28 | 0,28 m | |
| * aliviando la totalidad del caudal | 0,35 | 0,35 m | |

**POZO DE BOMBEO**

| | | | |
|---|---|---|---|
| Dimensiones del pozo diseñado | | | |
| Largo | 6,00 | 6,00 | m |
| Ancho | 3,00 | 3,00 | m |
| Altura util | 1,50 | 1,50 | m |
| Capacidad util | 27,00 | 27,00 | $m^3$ |

EQUIPO DE BOMBEO

**BOMBAS DE AGUA A TRATAMIENTO**

| | | | |
|---|---|---|---|
| Nº bombas a instalar | 3,00 | 3,00 | uds |
| Nº de bombas en servicio | 2,00 | 2,00 | uds |
| Caudal unitario necesario | 406,25 | 321,54 | $m^3/h$ |
| Caudal unitario adoptado | **406,00** | **406,00** | **$m^3/h$** |
| CAUDALES IMPULSADOS | | | |
| Con 1 bomba funcionando | 406,00 | 406,00 | $m^3/h$ |
| Con 2 bombas funcionando | 812,00 | 812,00 | $m^3/h$ |
| Con 3 bombas funcionando | 1.218,00 | 1.218,00 | $m^3/h$ |

**COLECTOR DE IMPULSION**

| | | | | |
|---|---|---|---|---|
| Nº de tuberías | | 3,00 | 3,00 | ud |
| Diametro | | 0,30 | 0,30 | m |
| Longitud | | 10,00 | 10,00 | m |
| VELOCIDAD | | | | |
| Con 1 bomba funcionando | | 1,60 | 1,60 | m/seg |
| Pérdida por rozamiento | P = J x l | | | |
| Pérdida de carga en la tuberia según Manning | | $J = \frac{n^2 \times v^2}{R^{4/3}}$ | | |
| | Q = | 0,11 | 0,11 | $m^3/s$ |
| | n = | 0,01 | 0,01 | |
| R = D / 4 | R = | 0,08 | 0,08 | m |
| | D = | 0,30 | 0,30 | m |
| | V = | 1,60 | 1,60 | m/seg |
| | J = | 0,007 | 0,007 | m/m |
| | P = | 0,07 | 0,07 | m |

**BOMBAS DE AGUA A TANQUE DE TORMENTAS**

| | | | |
|---|---|---|---|
| Nº bombas a instalar | 3,00 | 3,00 | uds |
| Nº de bombas en servicio | 2,00 | 2,00 | uds |
| Caudal total a bombear | 1.625,00 | 1.929,25 | $m^3/h$ |
| Caudal unitario necesario | 812,50 | 964,63 | $m^3/h$ |
| Caudal unitario adoptado | **812,00** | **812,00** | **$m^3/h$** |
| CAUDALES IMPULSADOS | | | |
| Con 1 bomba funcionando | 812,00 | 812,00 | $m^3/h$ |
| Con 2 bombas funcionando | 1.624,00 | 1.624,00 | $m^3/h$ |

**COLECTOR DE IMPULSION**

| | | | | |
|---|---|---|---|---|
| Nº de tuberías | | 3,00 | 3,00 | ud |
| Diametro | | 0,40 | 0,40 | m |
| Longitud | | 10,00 | 10,00 | m |
| VELOCIDAD | | | | |
| Con 1 bomba funcionando | | 1,79 | 1,79 | m/seg |
| Pérdida por rozamiento | P = J x l | | | m |
| Pérdida de carga en la tuberia según Manning | | $J = \frac{n^2 \times v^2}{R^{4/3}}$ | | m |
| | Q = | 0,23 | 0,23 | $m^3/s$ |
| | n = | 0,01 | 0,01 | |
| R = D / 4 | R = | 0,10 | 0,10 | m |
| | D = | 0,40 | 0,40 | m |
| | V = | 1,79 | 1,79 | m/seg |
| | J = | 0,01 | 0,01 | m/m |
| | P = | 0,06 | 0,06 | m |

**TANQUE DE TORMENTAS**

| | | | |
|---|---|---|---|
| Caudal diario | 6.500,00 | 7.717,00 | $m^3/d$ |
| Caudal promedio | 270,83 | 321,54 | $m^3/h$ |
| Caudal punta | 541,67 | 643,08 | $m^3/h$ |
| Caudal máximo en pretratamiento | 812,50 | 964,63 | $m^3/h$ |
| Caudal máximo bombeado | 1.625,00 | 1.929,25 | $m^3/h$ |
| Caudal a aliviar | 1.625,00 | 1.929,25 | $m^3/h$ |
| Tiempo de retención | 20,00 | 20,00 | min |
| Capacidad necesaria del tanque | 541,67 | 643,08 | $m^3$ |
| | | | |
| Dimensiones del tanque adoptadas | | | |
| Longitud | 17,00 | 17,00 | m |
| Ancho | 8,50 | 8,50 | m |
| Altura util | 4,00 | 4,00 | m |
| Capacidad real util | 578,00 | 578,00 | $m^3$ |
| Tiempo de retención real | 21,34 | 17,98 | min |

**AGITACIÓN**

| | | | |
|---|---|---|---|
| Nº de agitadores instalados | 2,00 | 2,00 | Uds |
| Potencia unitaria | 7,50 | 7,50 | Kw |
| Potencia total | 15,00 | 15,00 | Kw |

**PRETRATAMIENTO**

**DESBASTE DE FINOS / TAMIZADO**

| | | | |
|---|---|---|---|
| Nº de tamices | 2 | 2 | Ud |
| Ancho de canal | 400 | 400 | mm |
| Luz de paso | 3 | 3 | mm |
| Caudal nominal de funcionamiento | 406 | 482 | $m^3/h$ |

**PRODUCCION DE RESIDUOS**

De acuerdo con la experiencia, la producción de residuos puede estimarse, en función de la luz de paso a través de elementos filtrantes, según la siguiente tabla:

| Luz de paso | mm | Producción | | |
|---|---|---|---|---|
| | 1,00 | 45,00 | 45,00 | lt/hab/año |
| | 1,50 | 43,00 | 43,00 | lt/hab/año |
| | 3,00 | 35,00 | 35,00 | lt/hab/año |
| | 6,00 | 24,29 | 24,29 | lt/hab/año |
| | 10,00 | 10,00 | 10,00 | lt/hab/año |
| | 20,00 | 5,00 | 5,00 | lt/hab/año |
| | 50,00 | 1,00 | 1,00 | lt/hab/año |
| Se estima una producción total de: | | 35,00 | 35,00 | lt/hab/año |
| Población equivalente | | 32.500,00 | 30.868,00 | habitantes |
| Producción de residuos | | 3,12 | 2,96 | $m^3/d$ |
| Volumen de los residuos compactados | | 0,93 | 0,89 | $m^3$/dia |
| Autonomía de almacenamiento | | 1,07 | 1,13 | días |
| Nº de contenedores: | | 1 | 1 | Ud |
| Capacidad unitaria: | | 1 | 1 | $m^3$ |

**DESARENADOR-DESENGRASADOR**

| | | | |
|---|---|---|---|
| Caudal medio: | 270,83 | 321,54 | $m^3/h$ |
| Caudal punta: | 541,67 | 643,08 | $m^3/h$ |
| Caudal máximo: | 812,50 | 964,63 | $m^3/h$ |
| Nº unidades instaladas | 2 | 2 | Uds |
| Caudal medio unitario: | 0,04 | 0,04 | $m^3/s$ |
| Caudal punta unitario: | 0,08 | 0,09 | $m^3/s$ |
| Caudal máximo unitario: | 0,11 | 0,13 | $m^3/s$ |

PARAMETROS DE RESULTADOS

| | PARTIDA | OBTENIDOS | OBTENIDOS | |
|---|---|---|---|---|
| Tiempo permanencia (t): >/= | | | | |
| a Caudal medio: | 15 | 24 | 20 | min. |
| a Caudal punta: | 10 | 12 | 10 | min. |
| a Caudal máximo: | 5 | 8 | 7 | min. |
| Carga hidraulica zona desarenado (Ch): </= | | | | |
| a Caudal medio: | 10 | 7 | 8 | $m^3/m^2/h$ |
| a Caudal punta: | 15 | 14 | 16 | $m^3/m^2/h$ |
| a Caudal máximo: | 25 | 20 | 24 | $m^3/m^2/h$ |

Estos valores de la carga hidráulica y tiempo de permanencia se han tomado de acuerdo con la experiencia, y garantizan la eliminación de las particulas de diámetro >/= 0,2 mm.

| | | | |
|---|---|---|---|
| Velocidad transversal a Qpunta < | 0,15 | 0,15 | m/seg |
| Aireación > | 8,00 | 8,00 | $m^3/m^2/h$ |
| Dimensiones unitarias necesarias | | | |
| Superficie de desarenado A=Q/Ch: | | | |
| A Q medio | 13,54 | 23,74 | $m^2$ |
| A Q punta | 18,06 | 23,74 | $m^2$ |
| A Q maximo | 16,25 | 23,74 | $m^2$ |
| **DIMENSIONES UNITARIAS ADOPTADAS** | | | |
| **Longitud** | **10,00** | **10,00** | **m** |
| **Anchura desarenador (a1):** | **2,00** | **2,00** | **m** |
| **Anchura desengrasador (a2):** | **1,00** | **1,00** | **m** |
| Anchura total (a): | **3,000** | **3,00** | **m** |
| Superficie unitaria adoptada | 20,00 | 20,00 | $m^2$ |
| Superficie total adoptada desarenador | 40,00 | 40,00 | $m^2$ |
| **Altura total** | 1,80 | 1,80 | m |
| Volumen unitario | 54 | 54 | $m^3$ |

| | | | | |
|---|---|---|---|---|
| Sección transv. S=W/l: | | 2,70 | 2,70 | $m^2$ |
| Velocidad transversal a Qmáximo | | 0,04 | 0,05 | m/s |
| **AIREADORES SUMERGIDOS** | | | | |
| En funcionamiento: | | 2 | 2 | ud |
| De reserva | | 0 | 0 | ud |
| Instaladas | | 2 | 2 | ud |
| Potencia unitaria necesaria | | 6 | 6 | $m^3/h$ |
| **Potencia unitaria adoptada** | | **4,50** | **4,50** | **Kw** |
| **EXTRACCION DE ARENAS** | | | | |
| Caudal medio: | | 135,42 | 160,77 | $m^3/h$ |
| Caudal punta: | | 270,83 | 321,54 | $m^3/h$ |
| Caudal máximo: | | 406,25 | 482,31 | $m^3/h$ |
| Capacidad máxima de extracción: | | 50,00 | 50,00 | $l/m^3$ |
| Mezcla agua + arena: | | | | |
| - A caudal medio: | | 6,77 | 8,04 | $m^3/h$ |
| - A caudal punta: | | 13,54 | 16,08 | $m^3/h$ |
| - A caudal máximo: | | 20,31 | 24,12 | $m^3/h$ |
| Sistema de extracción de arenas | Bomba | | | |
| Unidades | | 2 | 2 | ud |
| Caudal unitario | | **15** | **15** | **m3/h** |
| Destino final de la arena: | Contenedor/vertedero | | | |
| Producción teórica de arenas: | | 360 | 360 | $gr/m^3$ |
| Carga diaria de arenas a retirar: | | 2.340 | 2.778 | kg/dia |
| Densidad de la arena: | | 2 | 2 | $Ton/m^3$ |
| Volumen de arena a retirar: | | 1.170 | 1.389 | l/dia |
| **GRASAS** | | | | |
| Las grasas se extraen mediante bombeo al concentrador de grasas | | | | |
| Producción estimada de grasas: | | 20 | 20 | gr/hab/día |
| Producción diaria de grasas: | | 650,00 | 617,36 | kg/dia |
| Densidad estimada de las grasas | | 0,8 | 0,8 | $Ton/m^3$ |
| Volumen de grasas estimado: | | 812,50 | 771,70 | l/dia |

## TRATAMIENTO BIOLOGICO

### DATOS DE PARTIDA

| | DISEÑO | REAL | |
|---|---|---|---|
| **POBLACION** | 32.500 | 30.868 | Habitantes |
| CAUDALES | | | |
| Caudal diario | 6.500,00 | 7.717,00 | $m^3$/dia |
| Caudal promedio | 270,83 | 321,54 | $m^3$/h |
| Caudal punta | 541,67 | 643,08 | $m^3$/h |

### CARACTERISTICAS DEL VERTIDO

| | | | |
|---|---|---|---|
| **DBO5** | | | |
| Carga diaria de entrada | 1.950,00 | 1.852,08 | kg/dia |
| Concentración de entrada | 300,00 | 240,00 | mg/l |
| Carga diaria máxima de salida | 162,50 | 192,93 | kg/dia |
| Concentración máxima de salida | 25,00 | 25,00 | mg/l |
| Carga diaria eliminada | 1.787,50 | 1.659,16 | kg/dia |
| Rendimiento mínimo exigido | 0,92 | 0,90 | |
| Rendimiento mínimo porcentual exigido | 92% | 90% | |
| **SS** | | | |
| Carga diaria de entrada | 3.250,00 | 1.929,25 | kg/dia |
| Concentración de entrada | 500,00 | 250,00 | mg/l |
| Carga diaria máxima de salida | 227,50 | 270,10 | kg/dia |
| Concentración máxima de salida | 35,00 | 35,00 | mg/l |
| Carga diaria eliminada | 3.022,50 | 1.659,16 | kg/dia |
| **DQO** | | | |
| Carga diaria de entrada | 3.250,00 | 3.086,80 | kg/dia |
| Concentración de entrada | 500,00 | 400,00 | mg/l |
| Carga diaria máxima de salida S/P.B. | 812,50 | 964,63 | kg/dia |
| Concentración máxima de salida S/P.B. | 125,00 | 125,00 | mg/l |
| Carga diaria eliminada | 2.437,50 | 2.122,18 | kg/dia |

| | | | |
|---|---|---|---|
| **NTK** | | | |
| Carga diaria de entrada | 260,00 | 347,27 | kg/dia |
| Concentración de entrada estimada | 40,00 | 45,00 | mg/l |
| Carga diaria máxima de salida | 97,50 | 115,76 | kg/dia |
| Concentración máxima de salida | 15,00 | 15,00 | mg/l |
| Carga diaria eliminada | 162,50 | 231,51 | kg/dia |
| **P** | | | |
| Carga diaria de entrada | 97,50 | 115,76 | kg/dia |
| Concentración de entrada estimada | 15,00 | 15,00 | mg/l |
| Carga diaria máxima de salida | 13,00 | 15,43 | kg/dia |
| Concentración máxima de salida | 2,00 | 2,00 | mg/l |
| Carga diaria eliminada | 84,50 | 100,32 | kg/dia |
| **pH** | entre | entre | 6 Y 9 |
| **Temperatura de cálculo** | 12,00 | 12,00 | ºC |

## TRATAMIENTO BIOLOGICO

El sistema de tratamiento biológico previsto es por Fangos Activados, mediante **Aireación prolongada** incluyendo **Nitrificación - Desnitrificación Y eliminación de fósforo**

| | | | |
|---|---|---|---|
| Tipo de reactor | Canal | Canal | |
| Sistema de aireación | Soplante y difusores | | |
| Sistema de recirculación interna | Recirculadores de corriente | | |
| Nº de reactores | 2,00 | 2,00 | Uds |

## CRITERIOS DE DISEÑO

| | | | |
|---|---|---|---|
| Tª de diseño | 12,00 | 12,00 | ºC |
| Carga másica < | 0,10 | 0,10 | $kgDBO_5/kgMLSS/d$ |
| Concentración de sólidos MLSS ≤ | 4.000,00 | 4.000,00 | mg/l |
| Tiempo de retención hidraúlico a Qmedio ≥ | 24,00 | 24,00 | h |

## ZONA ANOXICA Y EDAD DEL FANGO

Los fangos biológicos en exceso se consideran estabilizados cuando aireados durante 5 dias a una temperatura de 20 ºC pierden menos del 10% de su peso.
La siguiente tabla, basada en la experiencia indica la edad mínima del fango necesaria para obtener dicha estabilidad, en función de la temperatura del licor mezcla (MLSS) en el reactor

| TEMPERATURA (ºC) | EDAD DEL FANGO (dias) |
|---|---|
| 5,00 | >35 |
| 10,00 | 20,00 |
| **12,00** | **17,00** |
| 13,00 | 15,50 |
| 14,00 | 14,80 |
| 15,00 | 14,00 |
| 16,00 | 13,00 |
| 18,00 | 12,00 |
| 20,00 | 10,00 |
| 22,00 | 8,00 |

La posibilidad de que se produzca nitrificación depende de la temperatura T (ºC) y de la edad de fangos Ef (días), siendo la ecuación que relaciona estos parámetros para que dicha nitrifición, que debe considerarse completa, dada la pequeña variación de temperatura que es necesaria para pasar de una nitrificación parcial a una total, ocurra según Van Haandel, Döld y Marais, de la Universidad de Cape Town (Sudáfrica), la siguiente relación.

$$(1 - fx) = S \times (bnT + 1/Ef) / unmT$$

siendo

| | | | |
|---|---|---|---|
| fx = Fracción de los MLSS existentes en la zona anóxica | 0,25 | 0,25 | |
| S = Fator de seguridad. Oscila entre 1 y 1,5 | 1,25 | 1,25 | |
| T = Temperatura (ºC) a partír de la cual deben cumplirse los rendimientos exigidos en el Pliego de Bases. | 12,00 | 12,00 | |
| bnT = Factor para organismos eterótrofos | | | |
| $bnT = 0,04 \times 1,029^{T-20}$ (1/dias) | 0,03 | 0,03 | |
| Ef = Edad del fango mínima (dias) | | | |
| unmT = Factor de crecimiento de bacterias nitrificantes | | | |
| $unmT = u20 \times 1,123^{T-20}$ | 0,18 | 0,18 | |
| u20 = sus valores oscilan entre 0,4 en condiciones desfaborables y 0,5 en condiciones normales | 0,45 | 0,45 | |
| Edad del fango mínima | 9,33 | 9,33 | dias |
| Edad del fango adoptada para cálculo | 17,00 | 17,00 | dias |

La edad del fango, Ef, se define tambien por la fórmula :

$Ef = 1/ ( 1,2 . Cm^{1,23} + 0,5(B-0,6) . Cm ) R/100$

En donde :

Cm = Carga másica = Kg DBO5/Kg MLSS/dia

B = SS/DBO5 en entrada al reactor biológico

| | | | |
|---|---|---|---|
| En nuestro caso B = | 1,67 | 1,04 | |
| Resolviendo la fórmula obtenemos Cm = | 0,056 | 0,075 | kg/d/kg |

**COMPROBACION DE LA CALIDAD DEL EFLUENTE**

La concentración de la DBO5 del efluente se debe en parte a una componente soluble y en parte a los sólidos suspendidos de dicho efluente.

| | | | |
|---|---|---|---|
| D-So = DBO5-En/(1+(Km.DBO5-En))/(M.Cm.1,000) | 0,82 | 1,10 | mg/l |
| En donde | | | |
| Tª | 10,00 | 10,00 | 20,00 |
| Km | 180,00 | 180,00 | 360,00 |
| DBO5-En (DBO5 de entrada en el reactor) = | 300,00 | 240,00 | mg/l |
| Km (Constante) = | 270,00 | 270,00 | $dias^{-1}$ |
| M (Concentración de MLSS) | 4,00 | 4,00 | $kg/m^3$ |
| Cm ( Carga másica) | 0,056 | 0,075 | kg/d/kg |
| DBO5 de los sólidos del efluente decantado =SS efluente x f(Cm) | 6,61 | 7,64 | mg/l |
| SS en el efluente decantado | 35,00 | 35,00 | mg/l |
| f(CM) : Factor de carga $=0,8*Cm^{1/2}$ | 0,19 | 0,22 | |
| **Concentración total teórica de DBO5 en el efluente =** | **7,43** | **8,74** | **mg/l** |
| **Rendimiento teórico obtenido =** | **98%** | **96%** | |

## VOLUMEN DEL REACTOR

| | | | |
|---|---|---|---|
| Volumen del reactor MINIMO NECESARIO V = DBO5/( M x Cm) = | 8.744,71 | 6.214,02 | $m^3$ |
| M = | 4,00 | 4,00 | $kg/m^3$ |
| Cm = | 0,056 | 0,075 | kg/d/kg |
| Proporción de la zona anóxica adoptada | 0,25 | 0,25 | |
| Volumen de la zona anóxica | 2.186,18 | 1.553,51 | $m^3$ |
| Nº de reactores | 2,00 | 2,00 | Uds |
| Volumen unitario | 4.372,35 | 3.107,01 | $m^3$ |
| Volumen unitario de la zona anóxica = | 1.093,09 | 776,75 | $m^3$ |
| Altura de agua adoptada | 4,50 | 4,50 | m |
| Altura de resguardo adoptada | 0,50 | 0,50 | m |
| Altura total adoptada | 5,00 | 5,00 | m |

## CARACTERISTICAS DEL REACTOR ADOPTADO

| | | | |
|---|---|---|---|
| Nº de reactores | **2,00** | **2,00** | **ud** |
| Tipo | **Canal** | **Canal** | |
| Longitud recta | **52,80** | **52,80** | **m** |
| Longitud total | **67,80** | **67,80** | m |
| Ancho de canal | **7,50** | **7,50** | **m** |
| Altura de lámina de agua | **4,50** | **4,50** | **m** |
| Altura de resguardo | **0,50** | **0,50** | **m** |
| Altura total | **5,00** | **5,00** | **m** |
| Volumen unitario | **4.358,81** | **4.358,81** | **$m^3$** |
| Volumen total | **8.717,63** | **8.717,63** | **$m^3$** |
| **Tiempo de retención a Qmedio (SIN RECIRCULACION)** | **32,19** | **27,11** | **h** |
| **Tiempo de retención a Qpunta (SIN RECIRCULACION)** | **16,09** | **13,56** | **h** |

**Se comprueba que el reactor biológico existente tiene una capacidad suficiente para conseguir la depuración de la contaminiación carbonosa y para la eliminación del nitrógeno.**

| | | | |
|---|---|---|---|
| ***CARGA MASICA (kg DBO5/Kg MLSS)*** | ***0,056*** | ***0,053*** | ***kg/d/kg*** |
| ***CONCENTRACION DEL LICOR MEZCLA*** | ***4,00*** | ***4,00*** | ***$kg/m^3$*** |

## FANGOS EN EXCESO

Según HUISKEN Peso diario de fangos en exceso Fe = $1,2 \times Cm^{0,23}$ x DBO5 eliminada

| | | | |
|---|---|---|---|
| DBO5eliminada = | 1.787,50 | 1.659,16 | kg/dia |
| $Cm^{0,23}$ = | 0,52 | 0,51 | |
| $1,2 \times Cm^{0,23}$ = | 0,62 | 0,61 | |
| Peso teórico diario de fangos en exceso = | 1.105,02 | 1.013,60 | Kg/dia |
| Conversión de DBO5 en fangos en exceso = | 0,62 | 0,61 | |
| Por seguridad adoptamos | 0,80 | 0,80 | |
| Peso de fangos en exceso adoptado | 1.430,00 | 1.327,32 | kg/dia |
| Concentración media prevista de los fangos extraidos | 8,00 | 8,00 | $kg/m^3$ |
| Volumen de fangos a eliminar | 178,75 | 165,92 | $m^3/d$ |
| Edad del fango real | 24,38 | 26,27 | dias |

**NITRIFICACION - DESNITRIFICACION**

La máxima concentración de nitrógeno cono nitrato que podría desnitrificarse en la zona anóxica prevista, viene dada por la expresión

Dc= Sbi * (fbs * (1-P*Y)/2,86 + Y *E*K2*Fx/(1+bHT*E))

| | Siendo: | | |
|---|---|---|---|
| Sbi =Concentr. DQO biodegradable en afluente | 450,00 | 360,00 | mg/l |
| fbs =Relación DQO rap-biod y DQO biodegrad. 0,33 para agua decantada 0,24 no decant. | 0,24 | 0,24 | |
| P =Relación DQO/VSS de la masa de fangos | 1,50 | 1,50 | mg DQO/mg VS |
| Y =Coef. crecimiento bacterias heterótrofas | 0,45 | 0,45 | mg VSS/mg DQO |
| E =Edad del fango biológico | 17,00 | 17,00 | días |
| K2 =Coeficiente de desnitrificación = $0,1*1,08^{I-20}$ | 0,05 | 0,05 | $N\text{-}NO_3H$/mgVA |
| Fx =Fracción de los MLSS en zona anóxica | 0,25 | 0,25 | |
| bhT =Coef. decrecimiento bacterias heterótrofas $0,24*1,029^{T-20}$ | 0,19 | 0,19 | l/día |
| T =Temp. (ºC) del proceso de nitrificación | 12,00 | 12,00 | ºC |
| **Dc (1)** | **23,22** | **18,58** | **mg/l** |
| | 150,95 | 143,37 | kg/dia |

La concentración de nitrógeno amoniacal que no se nitrifica viene dada por la expresión
Na = (Knt * (bnT + 1/E))/(unmT*(1-fx)-(bnt+1/E))

Siendo

| | | | |
|---|---|---|---|
| Knt =Coeficiente de saturación para la nitrifiación $1,123^{I-20}$ | 0,40 | 0,40 | mg $N\text{-}NH_3$/l |
| bnT =Coeficiente decrecimiento de las bacterias nitrificantes para respiración endógena $0,04*1,029^{T-20}$ | 0,03 | 0,03 | l/día |
| Ef =Edad del fango | 24,38 | 26,27 | días |
| unmT =factor crecimiento bacterias nitrificantes $u20 * 1,123^{T-20}$ | 0,18 | 0,18 | l/dia |
| Tomando u20 = | 0,45 | 0,45 | l/dia |
| fx =fracción de los MLSS en zona anóxica | 0,25 | 0,25 | |
| T ºC del proceso de nitrificación | 12,00 | 12,00 | |
| Na (mg $N\text{-}NH_3$/l) | 0,48 | 0,43 | mg/l |
| | 3,09 | 3,36 | kg/dia |

Por otra parte, el Nitrógeno en el agua residual puede fraccionarse de la siguiente manera :

| | | | |
|---|---|---|---|
| Concentración total de NTK de entrada | 40,00 | 45,00 | mg/l |
| **(a)** N orgánico insoluble (decantable) = 10% | 4,00 | 4,50 | mg/l |
| **(b)** N orgánico soluble no biodegradable = 2% | 0,80 | 0,90 | mg/l |
| **(c)** N orgánico soluble biodegradable = 2% | 0,80 | 0,90 | mg/l |

N3 = Cantidad asimilada por los fangos biológicos y eliminada con los fangos en exceso. Depende de la edad del fango y oscila entre 8,6 y 2,9 g/100 gDBO5 eliminada. Adoptamos :

| Ef | Ne |
|---|---|
| 6,00 | 5,80 |
| 10,00 | 5,10 |
| 15,00 | 4,60 |
| 20,00 | 4,30 |

| | | | |
|---|---|---|---|
| N eliminado ( g N3/ 100 g DBO5) | 4,30 | 4,30 | $gN_3/100\ g\ DBO_5$ |
| En nuestro caso N3 eliminado | 76,86 | 71,34 | kg/dia |
| **(d)** | 11,83 | 9,25 | mg/l |
| Nitrógeno eliminado por Kg de sólidos en el efluente | 0,05 | 0,05 | kg/ Nelim/kg Fe |
| Concentración de los sólidos en el efluente | 35,00 | 35,00 | mg/l |
| **(e)** | 1,75 | 1,75 | mg/l |
| Nitrógeno eliminado con los sólidos en el efluente | 11,38 | 13,50 | kg/dia |
| N-NTK en el efluente = Na + b +c +e = | 3,83 | 3,98 | mg/l |
| = | 24,86 | 30,75 | kg/dia |
| N-NTK que puede oxidarse | | | |
| N-NTKox = NTK - a -b - c -d - Na | 22,10 | 29,02 | mg/l |
| | 143,65 | 223,95 | kg/dia |
| N-NTKox que es necesario desnitrificar para obtener en el efluente | | | |
| N Total < | 15,00 | 15,00 | mg/l |
| N-NO3+N-NO2 influente | 0,00 | 0,00 | mg/l |
| N-NTKox desnitrificado = N-NTKox-(N Total efluente-NTK efluente) | | | |
| + N-NO3+N-NO2 | 10,93 | 18,01 | mg/l |
| | 71,01 | 138,94 | kg/dia |

**Dado que las necesidades de desnitrificación son menores que las disponibilides se considera que la zona anóxica y la edad del fango adoptadas son correctas y adecuadas para la obtención de un efluente que cumple La desnitrificación obtenida será completa**

| | | | |
|---|---|---|---|
| **RECIRCULACION INTERNA** | | | |
| La necesidad de recirculación para desnitrificación es | | | |
| R Total = ( N-NTKox / N-NTK efl) - 1 | 47,33 | 93,47 | % |
| | | | |
| La recirculación se produce por los recirculadores de corriente | | | |
| | | | |
| **RECIRCULADORES DE CORRIENTE** | | | |
| Ancho de canal | 7,50 | 7,50 | m |
| Altura de agua | 4,50 | 4,50 | m |
| Volumen del tanque | 4.358,81 | 4.358,81 | $m^3$ |
| Concentración | 4,00 | 4,00 | $kg/m^3$ |
| Sección del canal | 33,75 | 33,75 | $m^2$ |
| Velocidad de flujo | 0,30 | 0,30 | m/seg |
| Potencia necesaria por tanque | 10,90 | 10,90 | CV |
| Nº de recirculadores por tanque | 2,00 | 2,00 | uds |
| Nº de recirculadores instalados | 4,00 | 4,00 | uds |
| Potencia unitaria necesaria | 4,01 | 4,01 | kW |
| Potencia unitaria adoptada | 4,50 | 4,50 | kW |
| Potencia instalada por tanque | 9,00 | 9,00 | kW |
| Potencia total instalada | 18,00 | 18,00 | kW |
| Potencia de mezcla obtenida | 2,06 | 2,06 | $W/m^3$ |
| | | | |
| **RECIRCULACION EXTERNA DE FANGOS** | | | |
| | | | |
| Caudal medio horario | 270,83 | 321,54 | $m^3/h$ |
| Caudal horario punta | 541,67 | 643,08 | $m^3/h$ |
| | | | |
| Recirculación de fangos | | | |
| | | | |
| Qr = Qm*C/(Cr-C) | 270,83 | 321,54 | $m^3/h$ |
| % R =Qr / Qm *100 | 100% | 100% | |
| % ADOPTADO | 150% | 150% | |
| | | | |
| Concentración del licor mezcla | 4,00 | 4,00 | $kg/m^3$ |
| Concentración del fango recirculado | 8,00 | 8,00 | $kg/m^3$ |
| | | | |
| Caudales de recirculación teóricos | 406,25 | 482,31 | $m^3/h$ |
| Nº de bombas de recirculación en servicio | 2,00 | 2,00 | uds |
| Nº de bombas de recirculación de reserva | 1,00 | 1,00 | uds |
| Nº de bombas de recirculación instaladas | 3,00 | 3,00 | uds |
| Caudales unitarios necesarios | 203,13 | 241,16 | $m^3/h$ |
| **Caudales unitarios adoptados** | **210,00** | **210,00** | **$m^3/h$** |
| Caudal máximo en servico | 420,00 | 420,00 | $m^3/h$ |
| Caudal máximo en reserva | 210,00 | 210,00 | $m^3/h$ |
| Caudal total disponible | 630,00 | 630,00 | $m^3/h$ |
| % de recirculación en servicio sobre Qmedio | 155% | 131% | |
| % de recirculación en reserva sobre Qmedio | 78% | 65% | |
| Tipo de bomba | | | Centrífuga sumergida |
| Caudal unitario | 210,00 | 210,00 | $m^3/h$ |
| Altura manométrica | 2,00 | 2,00 | mca |

## CALCULO DE LA AIREACION

Independientemente de la nitrificación, el peso de Oxigeno necesario para la reducción de la DBO5 es la suma de dos componentes:

O2 para la síntesis de las células bacterianas (O')

O2 para la respiración celular (endogénesis) (O'')

**Oxigeno de síntesis**

O2 síntesis = a * P-DBO5 * R/100 siendo :

a = Coeficiente de necesidad de oxígeno para la síntesis de la materia orgánica disuelta, Kg de O2 por Kg de DBO que depende de la edad del fango y de la carga másica.

P-DBO5 = Peso de DBO5 que entra en el reactor

R = Rendimiento en eliminación de DBO previsto

| Cm | a |
|---|---|
| ≤ 0,05 | 0,66 |
| 0,10 | 0,65 |
| 0,15 | 0,63 |
| 0,20 | 0,59 |
| 0,25 | 0,57 |
| 0,30 | 0,56 |
| 0,40 | 0,53 |
| ≥ 0,5 | 0,50 |

| | | | |
|---|---|---|---|
| P-DBO5 = | 1.950,00 | 1.852,08 | kg/dia |
| R/100 = | 0,98 | 0,96 | |
| O2 síntesis = a * P-DBO5 * R/100 | 1.255,11 | 1.177,85 | kg/dia |
| porcentaje | 0,64 | 0,64 | |

**Oxigeno para la respiración endógena**

O2 para la respiración de la masa celular =Kre*V*M Siendo

Kre = Coeficiente de respiración endógena; Kg de O2 por Kg de MLSS y dependiente de Cm

V = Volumen del reactor

M = Concentración de la masa celular en el reactor

| Cm | Kre |
|---|---|
| 0,05 | 0,041 |
| 0,10 | 0,067 |
| 0,15 | 0,080 |
| 0,20 | 0,092 |
| 0,25 | 0,100 |
| 0,30 | 0,109 |
| 0,40 | 0,118 |
| 0,50 | 0,123 |
| 0,60 | 0,128 |
| 0,70 | 0,131 |
| 0,80 | 0,133 |
| 1,00 | 0,136 |

| | | | |
|---|---|---|---|
| V = | 8.717,63 | 8.717,63 | $m^3$ |
| M= | 4,00 | 4,00 | $kg/m^3$ |
| O2 para la respiración de la masa celular = | 1.569,17 | 1.569,17 | kg/dia |
| Necesidad MEDIA total de O2 | 2.824,28 | 2.747,02 | kg/dia |
| O2/Kg DBO5 eliminada | 1,58 | 1,66 | |
| O2/Kg DBO5 entrada | 1,45 | 1,48 | |

## OXIGENO PARA NITRIFICACION-DESNITRIFICACION

El Oxígeno necesario para la nitrificación y la desnitrificación es la diferencia entre dos componentes.
Componente 1º. Oxígeno necesario para la oxidación total del amoniaco y del nitrógeno orgánico. ON1
Componente 2º. Oxígeno recuperado por la desnitrificación de nitritos y nitratos a nitrógeno elemental. (gas). ON2

**Nitrificación**

ON1 = b * NTKox

| | | | |
|---|---|---|---|
| b = | 4,57 | 4,57 | kg $O_2$ / kg N-NTKox |
| NTKox = | 143,65 | 223,95 | kg/dia |
| ON1 = | 656,48 | 1.023,45 | kg $O_2$/dia |

**Desnitrificación**

ON2 = d * N-NO3 red.

| | | | |
|---|---|---|---|
| d = | 2,80 | 2,80 | kg $O_2$ / kg N-$NO_3$ red |
| N-NO3red = | 71,01 | 138,94 | kg/dia |
| ON2 = | 198,84 | 389,04 | kg $O_2$/dia |

BALANCE DE LAS NECESIDADES MEDIAS TEORICAS DIARIAS DE OXIGENO

| | | | |
|---|---|---|---|
| Sintesis | 1.255,11 | 1.177,85 | kg $O_2$/dia |
| Respiración endógena | 1.569,17 | 1.569,17 | kg $O_2$/dia |
| Nitrificación | 656,48 | 1.023,45 | kg $O_2$/dia |
| Desnitrificación | -198,84 | -389,04 | kg $O_2$/dia |
| TOTAL | 3.281,92 | 3.381,42 | kg $O_2$/dia |
| | 1,68 | 1,83 | |

BALANCE DE LAS NECESIDADES MEDIAS TEORICAS HORARIAS DE OXIGENO

| | | | |
|---|---|---|---|
| Sintesis | 52,30 | 49,08 | kg $O_2$/h |
| Respiración endógena | 65,38 | 65,38 | kg $O_2$/h |
| Nitrificación | 27,35 | 42,64 | kg $O_2$/h |
| Desnitrificación | -8,28 | -16,21 | kg $O_2$/h |
| TOTAL | 136,75 | 140,89 | kg $O_2$/h |

Cálculo de necesidades de O2 por puntas

| | | | |
|---|---|---|---|
| Punta de Caudal = | 2,00 | 2,00 | 0,90 |
| Punta de DBO5 teórica = | 1,50 | 1,50 | 0,83 |
| Punta de DBO5 efectiva =0,45 Pq + 0,55 Pc= | 1,73 | 1,73 | 1,73 |

BALANCE DE LAS NECESIDADES PUNTAS TEORICAS DIARIAS DE OXIGENO

| | | | |
|---|---|---|---|
| Sintesis | 2.165,06 | 2.031,79 | kg $O_2$/dia |
| Respiración endógena | 1.569,17 | 1.569,17 | kg $O_2$/dia |
| Nitrificación | 1.132,42 | 1.765,44 | kg $O_2$/dia |
| Desnitrificación | -342,99 | -671,10 | kg $O_2$/dia |
| TOTAL | 4.523,66 | 4.695,30 | kg $O_2$/dia |
| | 2,32 | 2,54 | |

BALANCE DE LAS NECESIDADES PUNTAS TEORICAS HORARIAS DE OXIGENO

| | | | |
|---|---|---|---|
| Sintesis | 90,21 | 84,66 | kg $O_2$/h |
| Respiración endógena | 65,38 | 65,38 | kg $O_2$/h |
| Nitrificación | 47,18 | 73,56 | kg $O_2$/h |
| Desnitrificación | -14,29 | -27,96 | kg $O_2$/h |
| TOTAL | 188,49 | 195,64 | kg $O_2$/h |

## CAPACIDAD DE OXIGENACION

El aporte específico de los sistemas de aireación se establece en condiciones standard de laboratorio, por lo que es necesario calcular la capacidad real de oxigenación requerida, **OC**

$$OC = OR*Cs10(Cs-Cl)^{-1} * (D10/DT)^{1/2} * (Po/Ph)* a^{-1}$$

siendo :

| | | | |
|---|---|---|---|
| Cs10 =Concentración de la saturación de oxígeno de agua pura a 10 ºC = | 11,33 | 11,33 | mg/l |
| Cs = Concentración de la saturación de oxígeno en el reactor a la temperatura del licor mezcla; en nuestro caso T= | 12,00 | 12,00 | ºC |
| Cs = b * Cst | | | |
| b = | 0,95 | 0,95 | |
| Cst = | 8,95 | 8,95 | |
| Cs = | 8,50 | 8,50 | |
| Cl = Concentración de O2 a mantener en el licor mezcla = | 2,00 | 2,00 | mg/l |
| $(Cs-Cl)^{-1}$ = | 0,15 | 0,15 | |
| D10 y DT = Coeficientes de difusión de O2 a 10ºC y T de cálculo. | | | |
| $(D10/DT)^{1/2}$ = | 0,80 | 0,80 | |
| Po = Presión atmosférica al nivel del mar = | 760,00 | 760,00 | mm Hg |
| Ph = Presión atmosférica a la altura de la EDAR. 1 mm Hg menos por cada 11 m. de altura sobre el nivel del mar | | | |
| Altura de la EDAR | 600,00 | 600,00 | m |
| Ph = | 705,45 | 705,45 | mm Hg |
| Po/Ph = | 1,08 | 1,08 | |
| a = Coeficiente de intercambio entre MLSS y agua pura = | | | |
| para difusores; a = | 0,75 | 0,75 | |
| 1/a = | 1,33 | 1,33 | |
| OC = OR * | 2,00 | 2,00 | |
| OR / OC = | 0,50 | 0,50 | |
| Aplicando este cociente a las necesidades de O2 | | | 3,37 |
| Necesidad media teórica diaria | 6.571,29 | 6.770,52 | kg $O_2$/dia |
| Necesidad media teórica horaria | 273,80 | 282,11 | kg $O_2$/h |
| | | | 4,64 |
| Necesidad punta teórica diaria | 9.057,59 | 9.401,26 | kg $O_2$/dia |
| Necesidad punta teórica horaria | 377,40 | 391,72 | kg $O_2$/h |

**SISTEMA DE AIREACION**

CALCULO DE LOS DIFUSORES

Difusores de burbuja fina de membrana

El aire atmosférico contiene un 20,9% de Oxígeno en volumen (23,9% en peso. Su densidad es de 1,248 Kg/M3 a 10ºC y a presión atmosférica.

| | | | |
|---|---|---|---|
| Peso de O2 / M3 de aire = | 0,30 | 0,30 | kg $O_2/m^3$ aire |

El rendimiento de los difusores de membrana de burbuja elegidos depende de la profundidad de sumergencia y del caudal de aire suministrado por difusor.

| | Q unitario | Q unitario | Rto en %/m. De profur |
|---|---|---|---|
| $Nm^3/h$ | 2,00 | 2,00 | 5,90 |
| $Nm^3/h$ | 3,00 | 3,00 | 5,50 |
| $Nm^3/h$ | 4,00 | 4,00 | 5,10 |
| $Nm^3/h$ | 5,00 | 5,00 | 4,70 |
| Caudal unitario adoptado = | 4,00 | 4,00 | $Nm^3/h$ |
| Altura de agua del reactor = | 4,50 | 4,50 | m |
| Altura de agua sobre el difusor = | 4,25 | 4,25 | m |
| Rendimiento estimado = | 21,68 | 21,68 | % |
| ***Rendimiento adoptado =*** | ***21%*** | ***21%*** | |

NECESIDADES DE AIRE

| | | | |
|---|---|---|---|
| Media horaria = | 4.346,09 | 4.477,86 | $Nm^3/h$ |
| Punta horaria = | 5.990,47 | 6.217,77 | $Nm^3/h$ |

SOPLANTES

| | | | |
|---|---|---|---|
| **Nº de soplantes en servicio =** | **2,00** | **2,00** | **Uds** |
| **Nº de soplantes de reserva =** | **1,00** | **1,00** | **Uds** |
| **Nº de soplantes instaladas =** | **3,00** | **3,00** | **Uds** |
| Caudal unitario necesario = | 2.995,23 | 3.108,88 | $Nm^3/h$ |
| Caudal unitario adoptado = | **3.000,00** | **3.000,00** | **$Nm^3/h$** |
| Caudal total en servicio = | 6.000,00 | 6.000,00 | $Nm^3/h$ |
| Caudal en reserva = | 3.000,00 | 3.000,00 | $Nm^3/h$ |
| Caudal total disponible = | 9.000,00 | 9.000,00 | $Nm^3/h$ |

DIFUSORES

| | | | |
|---|---|---|---|
| Caudal unitario estimado = | 4,00 | 4,00 | $Nm^3/h$ |
| Nº de difusores necesarios = | 1.500,00 | 1.500,00 | Uds |
| **Nº de difusores instalados =** | **1.440,00** | **1.440,00** | **Uds** |
| Nº de difusores por reactor = | 720,00 | 720,00 | Uds |
| Caudal real unitario a Qpunta | 4,17 | 4,17 | $Nm^3/h$ |
| Caudal real unitario a Qmedio | 3,02 | 3,11 | $Nm^3/h$ |

## ELIMINACION BIOLOGICA DEL FOSFORO

Dada la necesidad de eliminación de Fósforo, se prevé una cámara anaerobia previa al tratamiento biológico para permitir el desarrollo de la cepa bacteriana acinetobacter y posibilitar la eliminación biológica del Fósforo. Los fangos se recircularán directamente a la cámara de predesnitrificación. El agua pretratada entrará al selector, pudiendo, en caso necesario entrar a la predesnitrificación.

Todos los investigadores independientes recalcan el carácter relativamente aleatorio del proceso, por lo que la eliminación biológica del Fósforo debe considerarse como un medio de economizar reactivos de precipitación química, existiendo la posibilidad de recurrir, más o menos ocasionalmente, a una precipitación química complementaria. Se prevén por tanto los equipos de dosificación y almacenamiento de Cloruro Férrico como sistema complementario y alternativo de emergencia.

## DATOS DE PARTIDA

| **CAUDALES** | **DISEÑO** | **REALES** |
|---|---|---|
| Caudal diario | 6.500,00 | 7.717,00 $m^3/d$ |
| Caudal promedio | 270,83 | 321,54 $m^3/h$ |
| Caudal punta | 541,67 | 643,08 $m^3/h$ |
| | | |
| **DBO5** | | |
| Carga diaria de entrada | 1.950,00 | 1.852,08 kg/dia |
| Concentración de entrada | **300,00** | **240,00** mg/l |
| Carga diaria máxima de salida | 162,50 | 192,93 kg/dia |
| Concentración máxima de salida | **25,00** | **25,00** mg/l |
| Carga diaria eliminada | 1.787,50 | 1.659,16 kg/dia |
| | | |
| **P** | | |
| Carga diaria de entrada | 97,50 | 115,76 kg/dia |
| Concentración de entrada estimada | **15,00** | **15,00** mg/l |
| Carga diaria máxima de salida | 13,00 | 15,43 kg/dia |
| Concentración máxima de salida | **2,00** | **2,00** mg/l |
| Carga diaria eliminada | **84,50** | **100,32** kg/dia |
| Rendimiento mínimo exigido | 0,87 | 0,87 |
| Rendimiento mínimo porcentual exigido | 0,87 | 0,87 |

**Reduccion del fósforo por asimilación de los fangos activos**

| | | |
|---|---|---|
| Concentración DBO5 de entrada al biologico | 300,00 | 240,00 mg/l |
| Fbs = 0,33 para agua decantada / 0,.24 para agua no decantada 0,24 | 0,24 | 0,24 |
| DBO5 rápidamente biodegradable (DBO5r) | 72,00 | 57,60 mg/l |
| Recirculación | 1,20 | 1,20 |
| DBO5 rápidamente biodegradable a deducir de la que entra en el reactor anaerobio por posible presencia, aún en muy bajas concentraciones, de oxígenos y de nitratos: | 4,50 | 3,60 mg/l |
| DBO5 rápidamente biodegradable en el reactor anaerobio (DBO5ran = (DBO5r- 8) / (1+R): | 30,68 | 24,55 mg/l |

El factor de propensión Pf de Marais, viene dado por la expresión: Pf = (DBO5ran - 13) x fxa , siendo fxa la fracción de fangos activados en fase anaerobia con relación a la masa total de fangos. Los valores recomendados por Marais son los siguientes:

DBO5 (disuelta) < 135 mg/litro a: 0,20 a 0,25
135 mg/litro < DBO5 d < 230 mg/litro a: 0,15 a 0,20
DBO5 d > 230 mg/litro a: 0,10 a 0,15

La recirculación de fangos se realizará a cabecera de la cámara de desfosfatación, y el caudal de agua pretratada entrará en el selector.

| | | |
|---|---|---|
| En nuestro caso, podemos suponer DBO5 d = 2/3 de la DBO5 de entrada: | 200,00 | 160,00 mg/l |

El selector se proyecta con el fin de asegurar una eliminación eficiente del Fósforo por vía biológica, así como una buena sedimentación de los fangos.

En el selector se producen condiciones favorables para que los microorganismos acumulen mas Fósforo en sus células que otros microorganismos en condiciones aerobias. Esto significa que una gran parte del contenido de Fósforo en las aguas residuales se puede incorporar a los fangos, reduciendo así la cantidad de productos químicos utilizada en la precipitación.

En el selector, las aguas residuales pretratadas se mezclan con los fangos biológicos recirculados. Esto da como resultado una alta carga de fangos, que promueve el desarrollo de los microorganismos con una buena capacidad de sedimentación de los fangos. Al mismo tiempo, la absorción / degradación del substrato que se produce limita el desarrollo de microorganismos filamentosos y reduce con eficacia el riesgo de grandes

| | | | |
|---|---|---|---|
| **CAMARA ANAEROBIA** | | | |
| Nº de líneas adoptadas | | 1,00 | 1,00 ud |
| Altura util | | 4,50 | 4,50 m |
| Altura de resguardo | | 0,50 | 0,50 m |
| Altura total | | 5,00 | 5,00 m |
| **SELECTOR** | | | |
| Tiempo de retención de cálculo a caudal medio | | 150,00 | 150,00 min |
| Volumen de cálculo | | 677,08 | 803,85 $m^3$ |
| Dimensiones | | | |
| | Largo | 15,00 | 15,00 m |
| | Ancho | 12,00 | 12,00 m |
| Superficie adoptada | | 180,00 | 180,00 $m^2$ |
| Volumen adoptado | | 810,00 | 810,00 $m^3$ |
| Tiempo de retención real a caudal medio | | 179,45 | 151,15 min |
| **Potencia para agitación** | | | |
| Para determinar la potencia necesaria para mantener en suspensión los sólidos del licor mixto, utilizaremos la siguiente expresión: P = 8,125 ln M - 48,75 = | | | |
| Siendo M = | | 6.000,00 | 6.000,00 mg/l |
| P = | | 21,93 | 21,93 $W/m^3$ |
| Pt = | | 17.766,18 | 17.766,18 W |
| Nº de agitadores instalados | | 2,00 | 2,00 ud |
| Potencia unitaria | | 7.500,00 | 7.500,00 W |
| Potencia total | | 15.000,00 | 15.000,00 W |
| **Volumen total de la cámara anaerobica** | | **810,00** | **810,00 $m^3$** |
| Tiempo total de retención a caudal medio | | 179,45 | 151,15 min |
| **Cálculo del P eliminado** | | | |
| Volumen Oxico + Anóxico del reactor biológico | | 8.717,63 | 8.717,63 $m^3$ |
| Volumen total de la cámara anaerobica | | 810,00 | 810,00 $m^3$ |
| Volumen total del reactor (Anaerobico+Anoxico+Oxico) | | 9.527,63 | 9.527,63 $m^3$ |
| fxa adoptado | | 8,50% | 8,50% |
| Pf = (DBO5ran - 13) * fax | | 1,50 | 0,98 mg/l |
| Edad del fango adoptada en el reactor | | 24,38 | 26,27 dias |
| PD = Fósforo eliminado biológicamente (gr de P/100 gr de DBO5 eliminada) | | | |
| PD =(0,35 -0,29 x e^(-0,40 Pf)) x 71/(1+0,16 Ef) | | 5,02 | 4,54 gr P/100 grDE |
| DBO5 eliminada | | 275,00 | 215,00 mg/l |
| P máximo que podría eliminarse biologicamente (masa activa) | | 13,80 | 9,76 mg/l |
| P contenido en la materia orgánica inerte | | | |
| P MOI = (0,034 / (0,16+1/Ef))+0,225 | | 0,39 | 0,40 gr P/100 grDE |
| P máximo que podría eliminarse biologicamente (masa inerte) | | 1,08 | 0,85 mg/l |
| P entrada | | 15,00 | 15,00 mg/l |
| P salida | | 0,00 | 0,00 mg/l |
| Fangos biologicos en exceso | | 1.430,00 | 1.327,32 kg/dia |
| Kg de P que salen con los fangos en exceso | | 96,72 | 81,92 kg/dia |
| P eliminado con los fangos en exceso | | 0,07 | 0,06 kg P /kg Fe |
| P en el efluente debido a los SS | | 2,37 | 2,16 mg/l |
| P decantable en decantación secundaria | | 1,50 | 1,50 mg/l |
| P en el efluente | | 0,87 | 0,66 mg/l |
| Rendimiento de eliminación biológica del P | | 94,2% | 95,6% |

**ELIMINACION DEL FOSFORO POR VIA QUIMICA**
**DOSIFICACION CLORURO FERRICO**

Al objeto de obtener una concentración máxima de 2 mg/l de P en el efluente, se proyecta una instalación de almacenamiento y dosificación de cloruro férrico para su utilización en caso de

| | | |
|---|---|---|
| **Cargas de P en el agua bruta** | | |
| Concentración de P en agua bruta | 15,00 | 15,00 mg/l |
| Carga de P en agua bruta | 97,50 | 115,76 kg/dia |
| | | |
| **Cargas de P en el efluente tratado** | | |
| **(p)** Concentración de P en el efluente tratado | 2,00 | 2,00 mg/l |
| Cargas de P en el efluente tratado | 13,00 | 15,43 kg/dia |
| | | |
| **Reduccion del fósforo por asimilación de los fangos activos** | | |
| | | |
| **(a)** P sedimentable (10%) | 1,50 | 1,50 mg/l |
| | | |
| DBO5 eliminada | 1.787,50 | 1.659,16 kg/dia |
| Fangos biologicos en exceso | 1.430,00 | 1.327,32 kg/dia |
| % de MV de los Fangos en exceso | 65% | 65% |
| MV de los Fangos en exceso | 929,50 | 862,76 kg/dia |
| P eliminado con los fangos biológicos en exceso. Para una Ef de 18 dias y con nitrificación-desnitrificación = | 1,20 | 1,20 gr P/100 grDE |
| P eliminado con los Fe | 21,45 | 19,91 kg/dia |
| **(b)** P eliminado con los Fe | 3,30 | 2,58 mg/l |
| | | |
| % respecto a la MV de los fangos biológicos | 2,31% | 2,31% |
| | | |
| **( c )** P eliminado con los SS del efluente | 0,53 | 0,53 mg/l |
| | | |
| Cantidad de fósforo a eliminar por via quimica | | |
| P -p-(a)-(b)+( c) | 8,73 | 9,45 mg/l |
| Cantidad de P eliminada | 56,71 | 72,89 kg/dia |
| | | |
| **Precipitación quimica** | | |
| P a precipitar quimicamente | **56,71** | **72,89 kg/dia** |
| Producto a emplear | Cloruro férrico | |
| | | |
| **Datos del producto** | | |
| Forma de suministro | líquido | |
| Tipo de reactivo | cloruro férrico | |
| Riqueza | 40% | 40% |
| Densidad | 1,43 | 1,43 |
| Tipo de suministro | camión cisterna | |

| | | | |
|---|---|---|---|
| **Dosificación** | | | |
| Dosificación media (mol Fe/mol P a eliminar) | 1,50 | 1,50 | mol/mol |
| Peso molecular del Fe | 55,80 | 55,80 | gr/mol |
| Peso molecular del Cl | 35,45 | 35,45 | gr/mol |
| Peso molecular del Cl3Fe | 162,15 | 162,15 | gr/mol |
| Peso molecular del P | 31,00 | 31,00 | gr/mol |
| Peso molecular del FePO4 | 150,80 | 150,80 | gr/mol |
| Peso molecular del Fe(OH)3 | 106,80 | 106,80 | gr/mol |
| Relación molar en peso Fe/P | 1,80 | 1,80 | kg/kg |
| Kg Fe / Kg P eliminado | 2,70 | 2,70 | kg/kg |
| Dosificación media de Fe | 153,12 | 196,80 | kg/dia |
| Dosificación media de Cl3Fe puro | 444,96 | 571,87 | kg/dia |
| Dosificación media de CL3Fe comercial | 1.112,41 | 1.429,67 | kg/dia |
| | = 46,35 | 59,57 | kg/h |
| **Consumos horarios de producto comercial** | | | |
| Caudal de dosificación medio | 32,41 | 41,66 | l/h |
| Producto comercial consumido | 777,91 | 999,77 | l/dia |
| Autonomía requerida a dosis máxima | 15,00 | 15,00 | dias |
| Almacenamiento requerido | 11.668,65 | 14.996,58 | l |
| **Almacenamiento** | | | |
| Forma de suministro | camión cisterna | | |
| Estado de suministro | líquido | | |
| Sistema de trasvase | Bombeo | | |
| Nº de bombas a instalar | 1,00 | 1,00 | Ud |
| Nº de bombas en servicio | 1,00 | 1,00 | Ud |
| Caudal unitario | 10.000,00 | 10.000,00 | l/h |
| Altura manométrica | 10,00 | 10,00 | m.c.a. |
| Potencia unitaria | 1,00 | 1,00 | kW |
| Sistema de almacenamiento | depósito cilíndrico vertical | | |
| Nº de depósitos a instalar | 1,00 | 1,00 | Ud |
| Nº de depósitos en servicio | 1,00 | 1,00 | Ud |
| Material | PRFV | PRFV | |
| Dimensiones | | | |
| Diámetro | **2,00** | **2,00** | **m** |
| Altura | **3,50** | **3,50** | **m** |
| Capacidad unitaria | **10,99** | **10,99** | **$m^3$** |
| Capacidad total | **10,99** | **10,99** | **$m^3$** |
| Tiempo real de almacenamiento | **14,13** | **10,99** | **dias** |
| Control de nivel | medidor de nivel con interruptor de mínima con alarma | | |
| **Dosificación** | | | |
| Tipo de dosificación | volumétrica | | |
| Control | proporcional al caudal | | |
| Dosificador | bomba de membrana | | |
| Nº de unidades a instalar | 2,00 | 2,00 | Ud |
| Nº de unidades en servicio | 1,00 | 1,00 | Ud |
| Caudal medio unitario necesario | 32,41 | 41,66 | l/h |
| Caudalmáximo unitario adoptado | **50,00** | **50,00** | **l/h** |
| Altura manométrica | 30,00 | 30,00 | mca |
| Potencia unitaria | 25,00 | 25,00 | W |
| Diámetro conducción | 25,00 | 25,00 | mm |

**PRODUCCION DE FANGOS DEBIDO A LA PRECIPITACION DEL P**

| | | | |
|---|---|---|---|
| Peso de fósforo a eliminar medio: | 56,71 | 72,89 | kg/d |
| Fe (según ATV A-131) 6,8 Kg Fe/Kg Peliminado | 385,65 | 495,63 | kg/d |
| | | | |
| Moles del fósforo eliminados: | | | |
| X x 1000 gr/d / 31 gr/mol | 1.829,44 | 2.351,20 | moles/d |
| Moles PO4Fe formados: | 1.829,44 | 2.351,20 | moles/d |
| Peso de PO4Fe formado (151 gr/mol): | 276,24 | 355,03 | kg/d |
| Moles Fe (OH)3 formados*: | 1.829,44 | 2.351,20 | moles/d |
| Peso de Fe (OH)3 formado (106,8 gr/mol): | 195,38 | 251,11 | kg/d |
| Total fangos formados (PO4 Fe+ Fe (OH)3): | 471,63 | 606,14 | kg/día |
| Concentración: | 8,00 | 8,00 | $kg/m^3$ |
| Volumen diario: | 58,95 | 75,77 | $m^3/d$ |

**TRATAMIENTO DE FANGOS**

| **BALANCE DE FANGOS EN EXCESO** | **DISEÑO** | **REAL** | |
|---|---|---|---|
| **FANGOS EN EXCESO DERIVADOS DE LA DBO** | | | |
| Peso de DBO5 que entran al biológico | 1.950,00 | 1.852,08 | kg/dia |
| Peso de DBO5 que sale del biológico | 162,50 | 192,93 | kg/dia |
| Peso de DBO5 eliminada | 1.787,50 | 1.659,16 | kg/dia |
| Fangos biológicos en exceso | 1.430,00 | 1.327,32 | kg/dia |
| Concentración del fango purgado del decantador 2º | 8,00 | 8,00 | $kg/m^3$ |
| Volumen de fangos biológicos purgados | 178,75 | 165,92 | $m^3$/dia |
| **FANGOS DERIVADOS DE LA ELIMINACION DEL P** | | | |
| Total fangos formados (PO4 Fe+ Fe (OH)3): | 0,00 | 0,00 | kg/dia |
| Concentración del fango purgado | 8,00 | 8,00 | $kg/m^3$ |
| Volumen de fangos debidos a la eliminación del P | 0,00 | 0,00 | $m^3$/dia |
| **BOMBEOS DE FANGOS** | | | |
| Volumen de fangos a purgar | 178,75 | 165,92 | $m^3$/dia |
| Lugar de envio | Espesamiento por gravedad | | |
| Forma de envio | Bombeo | | |
| Tipo de bomba | Centrífuga sumergible | | |
| Tiempo de purga | 6,00 | 6,00 | h/d |
| Nº de bombas en servicio | 1,00 | 1,00 | ud |
| Nº de bombas de reserva | 1,00 | 1,00 | ud |
| Nº de bombas instaladas | 2,00 | 2,00 | ud |
| Caudal de purga teórico | 29,79 | 27,65 | $m^3/h$ |
| Caudal mínimo de la bomba | 29,79 | 27,65 | $m^3/h$ |
| Caudal de la bomba adoptado | **40,00** | **40,00** | **$m^3/h$** |
| Altura manométrica | 10,00 | 10,00 | mca |
| Sistema de control | Temporizado-programado | | |

**ESPESAMIENTO DE FANGOS**

| | | | |
|---|---|---|---|
| Tipo de espesador | Por gravedad | | |
| Fangos a espesar | 1.430,00 | 1.327,32 | kg/dia |
| Concentración promedia | 8,00 | 8,00 | kg/m$^3$ |
| Volumen de fangos a espesar | 178,75 | 165,92 | m$^3$/dia |
| Caudal de espesamiento horario | 40,00 | 40,00 | m$^3$/h |
| | | | |
| PARAMETROS DE CALCULO | | | |
| Carga de sólidos < | 30,00 | 30,00 | kg/m$^2$/dia |
| Carga hidraulica < | 0,45 | 0,45 | m$^3$/m$^2$/h |
| Tiempo de retención de fangos > | 24,00 | 24,00 | h |
| Concentración fango espesado < | 30,00 | 30,00 | gr/l |
| | | | |
| **Número de espesadores** | **1,00** | **1,00** | **ud** |
| Tipo = rasquetas con picket-fence vertical central | | | |
| Accionamiento = central | | | |
| Superficie minima necesaria | 88,89 | 88,89 | m$^2$ |
| Por carga hidraulica | 88,89 | 88,89 | m$^2$ |
| Por carga de sólidos | 47,67 | 44,24 | m$^2$ |
| Diametro mínimo necesario | 10,64 | 10,64 | m |
| **Diámetro adoptado** | **9,00** | **9,00** | **m** |
| Superficie real unitaria | 63,59 | 63,59 | m$^2$ |
| Superficie real | 63,59 | 63,59 | m$^2$ |
| Carga de sólidos máxima real | 22,49 | 20,87 | kg/m$^2$/dia |
| Carga hidraulica real | 0,63 | 0,63 | m$^3$/m$^2$/h |
| Pendiente del fondo | 13,00 | 13,00 | % |
| Volumen a tratar | 178,75 | 165,92 | m$^3$/dia |
| Concentración de fangos espesados | 30,00 | 30,00 | kg/m$^3$ |
| Concentración promedia | 15,00 | 15,00 | kg/m$^3$ |
| Volumen total necesario | 143,00 | 132,73 | m$^3$ |
| Volumen unitario necesario | 143,00 | 132,73 | m$^3$ |
| Altura util mínima | 2,25 | 2,09 | m |
| **Altura util adoptada** | **3,50** | **3,50** | **m** |
| Altura de resguardo | 0,50 | 0,50 | m |
| **Altura total** | **4,00** | **4,00** | **m** |
| Capacidad real unitaria | 234,95 | 234,95 | m$^3$ |
| Capacidad real total | 234,95 | 234,95 | m$^3$ |
| Tiempo de retención hidraúlico | 1,31 | 1,42 | dias |
| Tiempo de retención de sólidos | 2,46 | 2,66 | dias |
| Volumen de fangos espesados | 47,67 | 44,24 | m$^3$/dia |
| Concentración del fango espesado | 30,00 | 30,00 | kg/m$^3$ |

**El espesador existente es adecuado en función de la carga de sólidos y del volumen , pero resulta un poco escaso por la carga hidraúlica. Esto se puede corregir reduciendo el caudal de las bombas de purga (40 m3/h) y aumentando el tiempo de purga para mantener el volumen diario de fango purgado.**

| | | | |
|---|---|---|---|
| PRODUCCION DE SOBRENADANTES | | | |
| Volumen de sobrenadante de los espesadores | 131,08 | 121,67 | m$^3$/m$^2$/h |
| Destino de los sobrenadantes | Red de sobrenadantes | | |

| | | | |
|---|---|---|---|
| **DESHIDRATACION DE FANGOS** | | | |
| Peso de fangos a deshidratar | 1.430,00 | 1.327,32 | kg/día |
| Concentración de entrada | 30,00 | 30,00 | kg/m$^3$ |
| Volumen de fangos deshidratar | 47,67 | 44,24 | m$^3$/día |
| Días semanales de secado | 5,00 | 5,00 | dias/semana |
| Horas diarias de secado | 8,00 | 8,00 | h/dia |
| Carga diaria | 2.002,00 | 1.858,25 | kg/día |
| Carga horaria | 250,25 | 232,28 | kg/h |
| Volumen horario | 8,34 | 7,74 | m$^3$/h |
| **BOMBEO** | | | |
| Tipo | Tornillo helicoidal | | |
| Nº de bombas en servico | 2,00 | 2,00 | Ud |
| nº de bombas de reserva | 1,00 | 1,00 | Ud |
| Nº de bombas instaladas | 3,00 | 3,00 | Ud |
| Caudal máximo a bombear por bomba | 4,17 | 3,87 | m$^3$/h |
| Rango de caudal unitario | DE 3 A 12 | DE 3 A 12 | m$^3$/h |
| Altura manométrica | 10,00 | 10,00 | mca |
| Regulación | Mediante variador eléctronico | | |
| **SECADO** | | | |
| Tipo de secado | Centrifuga | | |
| Nº de centrífugas en servico | 2,00 | 2,00 | Ud |
| Nº de centrífugas de reserva | 0,00 | 0,00 | Ud |
| Nº de centrífugas a instalar | 2,00 | 2,00 | Ud |
| Caudal unitario necesario de centrifuga | 4,17 | 3,87 | m$^3$/h |
| Caudal unitario de centrifuga adoptado | **6,00** | **6,00** | **m$^3$/h** |
| Concentración de fango seco | 20,00 | 20,00 | % |
| **ALMACENAMIENTO DE FANGOS SECOS** | | | |
| Peso de fangos a secar por dia util | 2.002,00 | 1.858,25 | kg/d |
| Volumen de fangos a secar por dia util | 66,73 | 61,94 | m$^3$/dia |
| Sequedad obtenida | 20 | 20 | % |
| Volumen de fangos secos por dia util | 10,01 | 9,29 | m$^3$/dia |
| Densidad de la torta | 1,10 | 1,10 | T/m$^3$ |
| Peso de fangos secos por dia util | 11,01 | 10,22 | T/d |
| **ALMACENAMIENTO DE FANGOS SECOS** | | | |
| Transporte de fangos secos | Tornillo transportador | | |
| Destino del fango seco | Tolva | | |
| Capacidad de almacenamiento | 4,00 | 4,00 | días |
| Volumen necesario de almacenamiento | 40,04 | 37,17 | m$^3$ |
| Nº de silos | 1,00 | 1,00 | Ud |
| Capacidad de cada silo necesario | 40,04 | 37,17 | m$^3$ |
| Volumen adoptado | **25,00** | **25,00** | **m$^3$** |
| Tiempo real de almacenamiento | 2,50 | 2,69 | días |
| **Sobrenadantes del secado** | 56,72 | 52,65 | m$^3$/dia |
| Horas de producción | 8,00 | 8,00 | h/día |
| Caudal horario | 7,09 | 6,58 | m3/h |
| Destino | Tratamiento de escurridos | | |

**ACONDICIONAMIENTO DEL FANGO**
**FLOCULACION PREVIA**

| | | | |
|---|---|---|---|
| Peso de fangos por dia util | 2.002,00 | 1.858,25 | kg/d |
| | | | |
| Reactivo : | Polielectrolito | | |
| Dosis media | 5,00 | 5,00 | kg/tn |
| Dosis máxima | 6,00 | 6,00 | kg/tn |
| Consumo medio diario | 10,01 | 9,29 | kg/dia |
| Consumo máximo diario | 12,01 | 11,15 | kg/dia |
| Horas de funcionamiento | 8,00 | 8,00 | h/dia |
| Consumo medio horario | 1,25 | 1,16 | kg/h |
| Consumo máximo horario | 1,50 | 1,39 | kg/h |
| Concentración de la solución madre | 0,50 | 0,50 | % |
| Consumo de solución madre medio diario | 2.002,00 | 1.858,25 | l/dia |
| Consumo de solución madre máximo diario | 2.402,40 | 2.229,90 | l/dia |
| Consumo de solución madre medio horario | 250,25 | 232,28 | l/h |
| Consumo de solución madre máximo horario | 300,30 | 278,74 | l/h |
| Dilución en la linea de dosificación | 0,10 | 0,10 | % |
| | | | |
| EQUIPO DE DOSIFICACION | 1,00 | 1,00 | ud |
| Unidad compacta de preparación y dosificación | | | |
| Numero de unidades compactas | 1,00 | 1,00 | uds |
| Capacidad de la unidad compacta | **1.000,00** | **1.000,00** | l |
| | | | |
| Dosificación | | | |
| Tipo de bomba | Tornillo helicoidal | | |
| N° de bombas dosificadoras en servicio | 2,00 | 2,00 | uds |
| N° de bombas dosificadoras de reserva | 1,00 | 1,00 | uds |
| N° de bombas dosificadoras instaladas | 3,00 | 3,00 | uds |
| Caudal nominal unitario mínimo | 150,15 | 139,37 | l/h |
| Caudal nominal unitario adoptado | **de 150 a 750** | **de 150 a 750** | **l/h** |
| Altura manométrica | 10 | 10 | m.c.a. |
| Regulación | Mediante variador de velocidad | | |

**DECANTACION SECUNDARIA**

| | | | |
|---|---|---|---|
| Nº de líneas | 2,00 | 2,00 | ud |
| Caudal medio horario | 270,83 | 321,54 | $m^3/h$ |
| Caudal punta horario | 541,67 | 643,08 | $m^3/h$ |
| Caudal medio por decantador | 135,42 | 160,77 | $m^3/h$ |
| Caudal punta por decantador | 270,83 | 321,54 | $m^3/h$ |

CALCULO SEGÚN LA NORMA ALEMANA ATV-A131

DIAMETRO

| | | | |
|---|---|---|---|
| qSV = carga volumértrica de fangos | 450,00 | 450,00 | $l/m^2/h$ |
| SVI = indice volumétrico de fangos | 125,00 | 125,00 | ml/gr |
| M = concentración en el reactor | 4,00 | 4,00 | mg/l |
| CSV = M x SVI volumen comparativo de fangos | 500,00 | 500,00 | $l/m^3$ |
| qA = qSV / CSV = carga hidraulica | 0,90 | 0,90 | $m^3/m^2/h$ |
| RV = relación de recirculación | 1,55 | 1,31 | |
| DSRS = concentración de fangos recirculados | 8,00 | 8,00 | g/l |
| DSTF = concentración de fangos en el fondo decantador | 8,89 | 8,89 | g/l |
| tE = (DSTF x SVI /1000)^3 = tiempo de estancia | 1,37 | 1,37 | h |
| C = 300 tE + 500 = Concentración Empírica | 911,52 | 911,52 | $l/m^3$ |
| S = Qp / qA Superficie unitaria mínima necesaria | 300,93 | 357,27 | $m^2$ |
| Di = Diámetro estricto unitario | 19,57 | 21,33 | m |
| Nº de decantadores | 2,00 | 2,00 | ud |
| Diámetro adoptado | 20,00 | 20,00 | m |
| Superficie unitaria real adoptada | 314,00 | 314,00 | $m^2$ |
| Carga hidraulica real a caudal medio | 0,43 | 0,51 | $m^3/m^2/h$ |
| Carga hidraulica real a caudal punta | 0,86 | 1,02 | $m^3/m^2/h$ |

ALTURA

El calado del decantador a 1/3 del centro es la suma de las siguientes alturas

| | | | | |
|---|---|---|---|---|
| h1 = | valor constante | | 0,50 | 0,50 m |
| h2 = altura de la zona de separación de sólidos | | | | |
| h2 = 0,5qA(1+RV)/(1-CSV/1000) | | | 2,20 | 2,36 m |
| h3 = altura de seguridad por lluvias | | | | |
| h3 = 0,45qSV(1+RV)/500 | | | 1,03 | 0,93 m |
| h4 = | altura de la zona de espesamiento | | | |
| H4 = qSV x te x (1+RV) / C | | | 1,73 | 1,56 m |
| Con estos valores obtenemos | | HT = | 5,46 | 5,36 |
| Teniendo en cuenta que existe un aliviadero de pluviales no consideramos h3 | | | | |
| | | HT = | 4,43 | 4,42 m |
| En vertical de vertedero con pendiente en el fondo de un 10% | | | | |
| $H_{vert}$ | | | 4,09 | 4,09 |
| **Unidades instaladas** | | | **2,00** | **2,00 Ud** |
| **Diámetro adoptado** | | | **20,00** | **20,00 m** |
| **Altura bajo vertedero adoptada** | | | **3,60** | **3,60 m** |
| Tipo de decantador | | | Rasquetas | Rasquetas |
| Superficie unitaria | | | 314,00 | 314,00 $m^2$ |
| Volumen unitario por decantador | | | 1.235,07 | 1.235,07 $m^3$ |
| Longitud vertedero | | | 62,83 | 62,83 m |
| Velocidad ascensional real a caudal medio | | | 0,43 | 0,51 m/h |
| Velocidad ascensional real a caudal máximo | | | 0,86 | 1,02 m/h |
| Tiempo de retención a caudal medio | | | 9,12 | 7,68 h |
| Tiempo de retención a caudal medio necesario | | | > 3,5 | > 3,5 h |
| Carga sólidos por unidad de superficie a caudal medio | | | 1,73 | 2,05 $kg/m^2/h$ |
| Carga s. por unid. de superficie nec. a caudal medio exigida | | | <2 | <2 $kg/m^2/h$ |
| Carga sólidos por unidad de superficie a caudal punta | | | 3,45 | 4,10 $kg/m^2/h$ |
| Carga sólidos por unidad de superficie a caudal punta exigida | | | < 4 | < 4 $kg/m^2/h$ |
| Carga sobre vertedero a caudal medio | < 5 | | 2,16 | 2,56 $m^3/ml\ h$ |
| Carga sobre vertedero a caudal punta | < 10 | | 4,31 | 5,12 $m^3/ml\ h$ |

**La carga hidraúlica de los decantadores es admisible en diseño pero es ligeramente mayor de lo deseable en la situación actual. Sin duda es debido a las filtraciones que se producen en los colectores. Estas filtraciones son las que hacen que el vertido de entrada a la planta se encuentre diluido.**

| BOMBEO DE ESPUMAS Y FLOTANTES | | |
|---|---|---|
| Sistema de barrido | Barredor superficial adosado al puente del dec. | |
| Sistema de recogida | Tolva | |
| Sistema de evacuación | A concentrador de grasas | |
| | | |
| Tipo de bomba | Centrifuga sumergible | |
| Nº de bombas en servicio | 1,00 | 1,00 ud |
| Nº de bombas de reserva | 1,00 | 1,00 ud |
| Nº de bombas instaladas | 2,00 | 2,00 uds |
| Caudal unitario | 10,00 | 10,00 $m^3/h$ |
| Altura manometrica | 10,00 | 10,00 m.c.a. |
| Destino de las espumas y flotantes | Concentrador de grasas | |

# 4.6. E.D.A.R DE TORO

## EDAR DE TORO

### DATOS DE PARTIDA

| **POBLACION** | | **DISEÑO** | **REAL** | |
|---|---|---|---|---|
| **Población equivalente adoptada** | | 25.048 | 27.467 | Hab Equiv. |
| Dotación adoptada | | 194 | 117 | l/hab*dia |
| **CAUDALES** | | | | |
| **CAUDAL DIARIO ADOPTADO PARA LA EDAR** | | **4.848** | **3.200** | **$m^3$/dia** |
| Caudal promedio | | 202 | 133 | $m^3$/h |
| Caudal punta | 2,40 | 485 | 320 | $m^3$/h |
| Caudal máximo en pretratamiento | 4,00 | 808 | 533 | $m^3$/h |
| Caudal máximo bombeado | 7,00 | 1.414 | 933 | $m^3$/h |
| Caudal admitido en el colector | 10,00 | 2.020 | 1.333 | $m^3$/h |

### CARACTERISTICAS DEL AGUA BRUTA

| **$DBO_5$** | | | |
|---|---|---|---|
| Carga diaria de entrada | 1.503 | 1.648 | kg/dia |
| Concentración de entrada | 310 | 515 | mg/l |
| Carga diaria máxima de salida | 121 | 80 | kg/dia |
| Concentración máxima de salida | **25** | **25** | mg/l |
| Carga diaria eliminada | 1.382 | 1.568 | kg/dia |

| **DQO** | | | |
|---|---|---|---|
| Carga diaria de entrada | 2.909 | 3.296 | kg/dia |
| Concentración de entrada | 600 | 1.030 | mg/l |
| Carga diaria máxima de salida | 606 | 400 | kg/dia |
| Concentración máxima de salida | 125 | 125 | mg/l |
| Carga diaria eliminada | 2.303 | 2.896 | kg/dia |

| **SS** | | | |
|---|---|---|---|
| Carga diaria de entrada | 1.125 | 2.627 | kg/dia |
| Concentración de entrada | 232 | 821 | mg/l |
| Carga diaria máxima de salida | 170 | 112 | kg/dia |
| Concentración máxima de salida | **35** | **35** | mg/l |
| Carga diaria eliminada | 955 | 2.515 | kg/dia |

| | | | | |
|---|---|---|---|---|
| **N-NTK** | | | | |
| Carga diaria de entrada estimada | | 223 | 384 | kg/dia |
| Concentración de entrada estimada | | 46 | 120 | mg/l |
| Carga diaria máxima de salida | | 73 | 48 | kg/dia |
| Concentración máxima de salida estimada | | 15 | 15 | mg/l |
| Carga diaria eliminada | | 150 | 336 | kg/dia |
| **P** | | | | |
| Carga diaria de entrada estimada | | 48 | 58 | kg/dia |
| Concentración de entrada estimada | | 10 | 18 | mg/l |
| Carga diaria máxima de salida | | 10 | 6 | kg/dia |
| Concentración máxima de salida estimada | | 2 | 2 | mg/l |
| Carga diaria eliminada | | 39 | 51 | kg/dia |
| **pH** | | | | |
| Salida entre | | 5,5 y 9 | 5,5 y 9 | |
| **TEMPERATURA** | | | | |
| Temperatura de cálculo | | 12,00 | 12,00 | ºC |
| ***RESULTADOS A OBTENER:*** | | | | |
| DBO5: | < | 25,00 | 25,00 | mg/l |
| DQO: | < | 125,00 | 125,00 | mg/l |
| SS totales: | < | 25,00 | 35,00 | mg/l |
| N-NTK: | < | 15,00 | 15,00 | mg/l |
| P-PO4: | < | 7,00 | 2,00 | mg/l |
| pH, entre: | | 5,5 y 9 | 5,5 y 9 | |
| Estabilización de fangos: | > | 40,00 | 40,00 | % |
| Sequedad de fangos: | > | 25,00 | 25,00 | % |

**POZO DE GRUESOS**

| PARAMETROS DE DISEÑO | | | |
|---|---|---|---|
| Carga hidráulica a Qmedio | 50,00 | 50,00 | $m^3/m^2/h$ |
| Carga hidráulica a Qmáximo | 200,00 | 200,00 | $m^3/m^2/h$ |
| * Superficie mínima necesaria a Q medio | 4,04 | 2,67 | $m^2$ |
| * Superficie mínima necesaria a Q maximo | 7,07 | 4,67 | $m^2$ |
| Superficie adoptada | 15,00 | 15,00 | $m^2$ |
| * Lado (A) en la pate recta | 5,00 | 5,00 | m |
| * Lado (B) en la parte recta | 3,00 | 3,00 | m |
| * Lado ( A ) en el fondo | 3,00 | 3,00 | m |
| * Lado ( B ) en el fondo | 1,00 | 1,00 | m |
| Tiempo de retención a caudal maximo | 1,00 | 1,00 | min. |
| Volumen mínimo necesario del pozo | | | |
| A Q maximo | 23,57 | 15,56 | $m^3$ |
| * Altura parte recta: | 1,50 | 1,50 | m |
| * Altura parte troncopiramidal : | 0,75 | 0,50 | m |
| * Volumen recto: | 22,50 | 22,50 | $m^3$ |
| * Volumen troncopiramidal : | 6,75 | 4,50 | $m^3$ |
| Volumen total adoptado | 29,25 | 27,00 | $m^3$ |
| Tiempo de renteción a Qmedio adoptado | 8,69 | 12,15 | min |
| Tiempo de renteción a Qpunta adoptado | 3,62 | 5,06 | min |
| Tiempo de renteción a Qmáximo adoptado | 1,24 | 1,74 | min |

**CUCHARA BIVALVA**

| | | | |
|---|---|---|---|
| Capacidad de la cuchara bivalva | 100 Litros | | |
| Tipo de accionamiento | Electrohidráulico – polipasto | | |
| Destino de los residuos | Contenedor y vertedero | | |
| Producción de residuos | | | |
| Se estima una producción ,de : | 10 | 10 | lt/hab/año |
| Población equivalente : | 25.048 | 27.467 | hab |
| Resíduos obtenidos | 686,25 | 752,51 | l/dia |
| Nº de contenedores | 1 | 1 | Ud |
| Capacidad del contenedor | 5.000 | 5.000 | Litros |
| Autonomía de almacenamiento | 7,29 | 6,64 | dias |

**REJA DE PROTECCION DE BOMBAS**

| | | |
|---|---|---|
| Tipo | barrotes | |
| Limpieza | Mediante peine adosado a la cuchara | |
| Luz entre barrotes | 100 | mm |

| | | | |
|---|---|---|---|
| **TANQUE DE TORMENTAS** | | | |
| Caudal diario | 4.848,00 | 3.200,00 | $m^3/d$ |
| Caudal promedio | 202,00 | 133,33 | $m^3/h$ |
| Caudal punta | 484,80 | 320,00 | $m^3/h$ |
| Caudal máximo en pretratamiento | 808,00 | 533,33 | $m^3/h$ |
| Caudal máximo bombeado | 1.080,00 | 1.080,00 | $m^3/h$ |
| #¡REF! | 272,00 | 546,67 | $m^3/h$ |
| Tiempo de retención | 30,00 | 30,00 | min |
| Capacidad necesaria del tanque | 136,00 | 273,33 | $m^3$ |
| | | | |
| Dimensiones del tanque adoptadas | | | |
| Longitud | 10,00 | 10,00 | m |
| Ancho | 8,00 | 8,00 | m |
| Altura util | 4,00 | 4,00 | m |
| Capacidad real util | 320,00 | 320,00 | $m^3$ |
| Tiempo de retención real | 70,59 | 35,12 | min |
| **POZO DE BOMBEO** | | | |
| | | | |
| Tiempo de retención a caudal medio | 6,00 | 6,00 | min |
| Nº de pozos | 1,00 | 1,00 | uds |
| Capacidad util mínima requerida | 20,20 | 13,33 | $m^3$ |
| | | | |
| Dimensiones del pozo diseñado | | | |
| Largo | 4,00 | 4,00 | m |
| Ancho | 2,00 | 2,00 | m |
| Altura util | 1,50 | 1,50 | m |
| Capacidad util | 12,00 | 12,00 | $m^3$ |
| | | | |
| BOMBAS | | | |
| Nº bombas a instalar | 5,00 | 5,00 | uds |
| Nº de bombas en servicio | 4,00 | 4,00 | uds |
| Caudal unitario necesario | 353,50 | 233,33 | $m^3/h$ |
| Caudal unitario adoptado | **360,00** | **360,00** | **$m^3/h$** |
| CAUDALES IMPULSADOS | | | |
| Con 1 bomba funcionando | 360,00 | 360,00 | $m^3/h$ |
| Con 2 bombas funcionando | 720,00 | 720,00 | $m^3/h$ |
| Con 3 bombas funcionando | 1.080,00 | 1.080,00 | $m^3/h$ |
| Con 4 bombas funcionando | 1.440,00 | 1.440,00 | $m^3/h$ |
| | | | |
| Cota de aspiración | 692,50 | 692,50 | m |
| Cota de descarga | 699,50 | 699,50 | m |
| Altura geométrica | 7,00 | 7,00 | m |

**COLECTOR DE IMPULSION**

| | | | | |
|---|---|---|---|---|
| Nº de tuberías | | 5,00 | 5,00 | ud |
| Diametro | | 0,30 | 0,30 | m |
| Longitud | | 10,00 | 10,00 | m |
| VELOCIDAD | | | | |
| Con 1 bomba funcionando | | 1,41 | 1,41 | m/seg |
| Pérdida por rozamiento | P = J x l | | | |
| Pérdida de carga en la tuberia según Manning | | $J = \frac{n^2 \times v^2}{R^{4/3}}$ | | |
| | Q = | 0,06 | 0,06 | $m^3/s$ |
| | n = | 0,01 | 0,01 | |
| R = D / 4 | R = | 0,08 | 0,08 | m |
| | D = | 0,30 | 0,30 | m |
| | V = | 0,85 | 0,85 | m/seg |
| | J = | 0,002 | 0,002 | m/m |
| | P = | 0,02 | 0,02 | m |

**PRETRATAMIENTO**

| | | | |
|---|---|---|---|
| Nº de unidades | 2 | 2 | Ud |
| Tipo | obra civil | | |

**DESBASTE DE FINOS / TAMIZADO**

| | | | |
|---|---|---|---|
| Nº de tamices | 3 | 3 | Ud |
| Reja tamiz | | | |
| Ancho de canal | 500 | 500 | mm |
| Luz de paso | 3 | 3 | mm |
| Caudal de diseño | 706 | 706 | $m^3/h$ |
| Caudal nominal de funcionamiento | 480 | 480 | $m^3/h$ |
| Materiales de construcción | acero inoxidable | | |

**PRODUCCION DE RESIDUOS**

De acuerdo con la experiencia, la producción de residuos puede estimarse, en función de la luz de paso a través de elementos filtrantes, según la siguiente

| Luz de paso | mm | Producción | | |
|---|---|---|---|---|
| | 1,00 | 45,00 | 45,00 | lt/hab/año |
| | 1,50 | 43,00 | 43,00 | lt/hab/año |
| | 3,00 | 35,00 | 35,00 | lt/hab/año |
| | 6,00 | 24,29 | 24,29 | lt/hab/año |
| | 10,00 | 10,00 | 10,00 | lt/hab/año |
| | 20,00 | 5,00 | 5,00 | lt/hab/año |
| | 50,00 | 1,00 | 1,00 | lt/hab/año |
| Se estima una producción total de: | | 35,00 | 35,00 | lt/hab/año |
| Población equivalente | | 25.048,00 | 27.466,67 | habitantes |
| Producción de residuos | | 2,40 | 2,63 | $m^3/d$ |
| Volumen de los residuos compactados | | 0,72 | 0,79 | $m^3$/dia |
| Autonomía de almacenamiento | | 27,76 | 25,31 | días |
| Nº de contenedores: | | 1 | 1 | Ud |
| Capacidad unitaria: | | 20 | 20 | $m^3$ |

**DESARENADOR-DESENGRASADOR**

| | | | |
|---|---|---|---|
| Caudal medio: | 202,00 | 133,33 | $m^3/h$ |
| Caudal punta: | 484,80 | 320,00 | $m^3/h$ |
| Caudal máximo: | 1.414,00 | 933,33 | $m^3/h$ |
| Nº unidades instaladas: | 2 | 2 | Uds |
| Caudal medio unitario: | 0,03 | 0,02 | $m^3/s$ |
| Caudal punta unitario: | 0,07 | 0,04 | $m^3/s$ |
| Caudal máximo unitario: | 0,20 | 0,13 | $m^3/s$ |

| | PARAMETROS DE RESULTADOS PARTIDA | OBTENIDOS | | |
|---|---|---|---|---|
| Tiempo permanencia (t): >/= | | | | |
| a Caudal medio: | 15 | 27 | 41 | min. |
| a Caudal punta: | 10 | 11 | 17 | min. |
| a Caudal máximo: | 5 | 4 | 6 | min. |
| Carga hidraulica zona desarenado (Ch): </= | | | | |
| a Caudal medio: | 10 | 4 | 3 | $m^3/m^2/h$ |
| a Caudal punta: | 15 | 10 | 6 | $m^3/m^2/h$ |
| a Caudal máximo: | 25 | 28 | 18 | $m^3/m^2/h$ |
| Velocidad transversal a Qpunta < | | 0,15 | 0,15 | m/seg |
| Aireación > | | 8,00 | 8,00 | $m^3/m^2/h$ |
| Dimensiones unitarias necesarias | | | | |
| Superficie de desarenado A=Q/Ch: | | | | |
| A Q medio | | 10,10 | 16,71 | $m^2$ |
| A Q punta | | 16,16 | 16,71 | $m^2$ |
| A Q maximo | | 28,28 | 16,71 | $m^2$ |

**DIMENSIONES UNITARIAS ADOPTADAS**

| | | | |
|---|---|---|---|
| Longitud | 11,25 | 11,25 | m |
| Anchura desarenador (a1): | 1,50 | 1,50 | m |
| Anchura desengrasador (a2): | 0,75 | 0,75 | m |
| Anchura total (a): | 2,250 | 2,25 | m |
| Superficie unitaria adoptada | 25,31 | 25,31 | $m^2$ |
| Superficie total adoptada desarenador | 50,63 | 50,63 | $m^2$ |
| Altura total | 1,80 | 1,80 | m |
| Volumen unitario | 46 | 46 | $m^3$ |
| | | | |
| Sección transv. S=W/l: | 2,03 | 2,03 | $m^2$ |
| Velocidad transversal a Qmáximo | 0,10 | 0,06 | m/s |

| | | | | |
|---|---|---|---|---|
| EQUIPOS DE AIREACIÓN | Aireadores sumergidos | | | |
| En funcionamiento: | 6,00 | 6,00 | ud | |
| De reserva | 0,00 | 0,00 | ud | |
| Instaladas | 6,00 | 6,00 | ud | |
| Potencia unitaria del motor | 0,75 | 0,75 | kW | |

**EXTRACCION DE ARENAS**

| | | | |
|---|---|---|---|
| Caudal medio: | 202,00 | 66,67 | $m^3/h$ |
| Caudal punta: | 484,80 | 160,00 | $m^3/h$ |
| Caudal máximo: | 1.414,00 | 466,67 | $m^3/h$ |
| Capacidad máxima de extracción: | 50,00 | 50,00 | $l/m^3$ |
| Mezcla agua + arena: | | | |
| - A caudal medio: | 10,10 | 3,33 | $m^3/h$ |
| - A caudal punta: | 24,24 | 8,00 | $m^3/h$ |
| - A caudal máximo: | 70,70 | 23,33 | $m^3/h$ |
| Sistema de extracción de arenas | Bomba | | |
| Unidades | 2 | 2 | ud |
| Caudal unitario necesario | 12 | 4 | |
| Caudal unitario adoptado | 10 | 10 | m3/h |
| | | | |
| Destino final de la arena: | Contenedor/vertedero | | |
| Producción teórica de arenas: | 300 | 300 | $gr/m^3$ |
| Carga diaria de arenas a retirar: | 1.454 | 960 | kg/dia |
| Densidad de la arena: | 2 | 2 | $Ton/m^3$ |
| Volumen de arena a retirar: | 727 | 480 | l/dia |

**GRASAS**

Las grasas se extraen mediante bombeo al concentrador de grasas

| | | | |
|---|---|---|---|
| Producción estimada de grasas: | 30 | 30 | gr/m3 |
| Producción diaria de grasas: | 145,44 | 96,00 | kg/dia |
| Densidad estimada de las grasas | 1,1 | 1,1 | $Ton/m^3$ |
| Volumen de grasas estimado: | 132,22 | 87,27 | l/dia |

**TRATAMIENTO BIOLOGICO**

Una vez sometida el agua bruta al Pretratamiento, se inicia el Tratamiento secundario. En este caso, se utilizará el sistema de Aeración Prolongada de baja carga lo cual garantiza un alto rendimiento en la reducción de la DBO5, superior al 96%. Además, dispone de una cámara anaerobia previa, con lo que se optimiza la homogeneización y estabilidad del fango producido, así como la eliminación del fósforo por vía biológica que, en mejora adicional respecto de la vía química por dosificación de cloruro férrico disminuye la cantidad de fango producido, redundando en los costes de mantenimiento y explotación, así como rendimiento de los equipos de tratamiento del fango. Además en el reactor biológico se proyectan zonas anóxicas suficientes para garantizar un elevado rendimiento de eliminación de Nitrógeno.

En este proceso, se aporta oxígeno a las aguas, con el objeto de mantener en suspensión y con una elevada concentración, microorganismos (bacterias, protozoos, etc.) que se desarrollan y nutren gracias al oxígeno introducido y a la materia orgánica (DBO5) disuelta y coloidal.

El objetivo principal de este proceso biológico es la transformación de las materias orgánicas disueltas y coloidales en partículas fácilmente decantables.

**DATOS DE PARTIDA**

| | DISEÑO | REAL | |
|---|---|---|---|
| **POBLACION** | 25.048 | 27.467 | Habitantes |
| CAUDALES | | | |
| Caudal diario | 4.848 | 3.200 | $m^3$/dia |
| Caudal promedio | 202,00 | 133,33 | $m^3$/h |
| Caudal punta | 484,80 | 320,00 | $m^3$/h |
| **CARACTERISTICAS DEL VERTIDO** | | | |
| **DBO5** | | | |
| Carga diaria de entrada | 1.502,88 | 1.648,00 | kg/dia |
| Concentración de entrada | 310,00 | 515,00 | mg/l |
| Carga diaria máxima de salida | 121,20 | 80,00 | kg/dia |
| Concentración máxima de salida | 25,00 | 25,00 | mg/l |
| Carga diaria eliminada | 1.381,68 | 1.568,00 | kg/dia |
| Rendimiento mínimo exigido | 0,92 | 0,95 | |
| Rendimiento mínimo porcentual exigido | 92% | 95% | |
| **SS** | | | |
| Carga diaria de entrada | 1.124,74 | 2.627,20 | kg/dia |
| Concentración de entrada | 232,00 | 821,00 | mg/l |
| Carga diaria máxima de salida | 169,68 | 112,00 | kg/dia |
| Concentración máxima de salida | 35,00 | 35,00 | mg/l |
| Carga diaria eliminada | 955,06 | 2.515,20 | kg/dia |
| **DQO** | | | |
| Carga diaria de entrada | 2.908,80 | 3.296,00 | kg/dia |
| Concentración de entrada | 600,00 | 1.030,00 | mg/l |
| Carga diaria máxima de salida S/P.B. | 606,00 | 400,00 | kg/dia |
| Concentración máxima de salida S/P.B. | 125,00 | 125,00 | mg/l |
| Carga diaria eliminada | 2.302,80 | 2.896,00 | kg/dia |

| | | | |
|---|---|---|---|
| **NTK** | | | |
| Carga diaria de entrada | 223,01 | 384,00 | kg/dia |
| Concentración de entrada estimada | 46,00 | 120,00 | mg/l |
| Carga diaria máxima de salida | 72,72 | 48,00 | kg/dia |
| Concentración máxima de salida | 15,00 | 15,00 | mg/l |
| Carga diaria eliminada | 150,29 | 336,00 | kg/dia |
| **P** | | | |
| Carga diaria de entrada | 48,48 | 57,60 | kg/dia |
| Concentración de entrada estimada | 10,00 | 18,00 | mg/l |
| Carga diaria máxima de salida | 9,70 | 6,40 | kg/dia |
| Concentración máxima de salida | 2,00 | 2,00 | mg/l |
| Carga diaria eliminada | 38,78 | 51,20 | kg/dia |
| **pH** | entre | entre | 6 Y 9 |
| **Temperatura de cálculo** | 12,00 | 12,00 | ºC |

## TRATAMIENTO BIOLOGICO

El sistema de tratamiento biológico previsto es por Fangos Activados, mediante **Aireación prolongada** incluyendo **Nitrificación - Desnitrificación Y eliminación de fósforo**

| | | | |
|---|---|---|---|
| Tipo de reactor | Concéntrico | | |
| Sistema de aireación | Soplante y difusores | | |
| Sistema de recirculación interna | Recirculadores de corriente | | |
| Nº de reactores | 2,00 | 2,00 | Uds |

## CRITERIOS DE DISEÑO

| | | | |
|---|---|---|---|
| Tª de diseño | 12,00 | 12,00 | ºC |
| Carga másica < | 0,10 | 0,10 | kg$DBO_5$/kgMLSS/d |
| Concentración de sólidos MLSS ≤ | 4.000,00 | 4.000,00 | mg/l |
| Tiempo de retención hidraúlico a Qmedio ≥ | 24,00 | 24,00 | h |

## ZONA ANOXICA Y EDAD DEL FANGO

Los fangos biológicos en exceso se consideran estabilizados cuando aireados durante 5 dias a una temperatura de 20 ºC pierden menos del 10% de su peso.
La siguiente tabla, basada en la experiencia indica la edad mínima del fango necesaria para obtener dicha estabilidad, en función de la temperatura del licor mezcla (MLSS) en el

| TEMPERATURA (ºC) | EDAD DEL FANGO (dias) |
|---|---|
| 5,00 | >35 |
| 10,00 | 20,00 |
| **12,00** | **17,00** |
| 13,00 | 15,50 |
| 14,00 | 14,80 |
| 15,00 | 14,00 |
| 16,00 | 13,00 |
| 18,00 | 12,00 |
| 20,00 | 10,00 |
| 22,00 | 8,00 |

La posibilidad de que se produzca nitrificación depende de la temperatura T (ºC) y de la edad de fangos Ef (días), siendo la ecuación que relaciona estos parámetros para que dicha nitrifición, que debe considerarse completa, dada la pequeña variación de temperatura que es necesaria para pasar de una nitrificación parcial a una total, ocurra según Van Haandel, Döld y Marais, de la Universidad de Cape Town (Sudáfrica), la siguiente relación.

$$(1 - fx) = S \times (bnT + 1/Ef) / unmT$$

siendo

| | | | |
|---|---|---|---|
| fx = Fracción de los MLSS existentes en la zona anóxica | 0,25 | 0,25 | |
| S = Fator de seguridad. Oscila entre 1 y 1,5 | 1,25 | 1,25 | |
| T = Temperatura (ºC) a partir de la cual deben cumplirse los rendimientos exigidos en el Pliego de Bases. | 12,00 | 12,00 | |
| bnT = Factor para organismos eterótrofos $bnT = 0,04 \times 1,029^{T-20}$ (1/dias) | 0,03 | 0,03 | |
| Ef = Edad del fango mínima (dias) | | | |
| unmT = Factor de crecimiento de bacterias nitrificantes $unmT = u20 \times 1,123^{T-20}$ | 0,18 | 0,18 | |
| u20 = sus valores oscilan entre 0,4 en condiciones desfaborables y 0,5 en condiciones normales | 0,45 | 0,45 | |
| Edad del fango mínima | 9,33 | 9,33 | dias |
| Edad del fango adoptada para cálculo | 21,00 | 13,00 | dias |

La edad del fango, Ef, se define tambien por la fórmula :

$Ef = 1/ ( 1,2 . Cm^{1,23} + 0,5(B-0,6) . Cm ) R/100$

En donde :

Cm = Carga másica = Kg DBO5/Kg MLSS/dia

B = SS/DBO5 en entrada al reactor biológico

| | | | |
|---|---|---|---|
| En nuestro caso B = | 0,75 | 1,59 | |
| Resolviendo la fórmula obtenemos Cm = | 0,071 | 0,070 | kg/d/kg |

**COMPROBACION DE LA CALIDAD DEL EFLUENTE**

La concentración de la DBO5 del efluente se debe en parte a una componente soluble y en parte a los sólidos suspendidos de dicho efluente.

| | | | |
|---|---|---|---|
| D-So = DBO5-En/(1+(Km.DBO5-En))/(M.Cm.1,000) | 1,05 | 1,04 | mg/l |
| En donde | | | |
| Tª | 10,00 | 10,00 | 20,00 |
| Km | 180,00 | 180,00 | 360,00 |
| DBO5-En (DBO5 de entrada en el reactor) = | 310,00 | 515,00 | mg/l |
| Km (Constante) = | 270,00 | 270,00 | $dias^{-1}$ |
| M (Concentración de MLSS) | 4,00 | 4,00 | $kg/m^3$ |
| Cm ( Carga másica) | 0,071 | 0,070 | kg/d/kg |
| DBO5 de los sólidos del efluente decantado =SS efluente x f(Cm) | 7,47 | 7,43 | mg/l |
| SS en el efluente decantado | 35,00 | 35,00 | mg/l |
| f(CM) : Factor de carga $=0,8*Cm^{1/2}$ | 0,21 | 0,21 | |
| Concentración total teórica de DBO5 en el efluente = | 8,52 | 8,47 | mg/l |
| Rendimiento teórico obtenido = | 97% | 98% | |

## VOLUMEN DEL REACTOR

| | | | |
|---|---|---|---|
| Volumen del reactor MINIMO NECESARIO V = DBO5/( M x Cm) = | 5.278,34 | 5.854,49 | $m^3$ |
| M = | 4,00 | 4,00 | $kg/m^3$ |
| Cm = | 0,071 | 0,070 | kg/d/kg |
| Proporción de la zona anóxica adoptada | 0,25 | 0,25 | |
| Volumen de la zona anóxica | 1.319,58 | 1.463,62 | $m^3$ |
| Nº de reactores | 2,00 | 2,00 | Uds |
| Volumen unitario = | 2.639,17 | 2.927,25 | $m^3$ |
| Volumen unitario de la zona anóxica = | 659,79 | 731,81 | $m^3$ |
| Altura de agua adoptada | 5,00 | 5,00 | m |
| Altura de resguardo adoptada | 0,50 | 0,50 | m |
| Altura total adoptada | 5,50 | 5,50 | m |

## CARACTERISTICAS DEL REACTOR ADOPTADO

| | | | |
|---|---|---|---|
| Nº de reactores | 2,00 | 2,00 | ud |
| Tipo | Canal | Canal | |
| Longitud recta | 34,60 | 34,60 | m |
| Longitud total | 46,60 | 46,60 | m |
| Ancho de canal | 6,00 | 6,00 | m |
| Altura de lámina de agua | 5,00 | 5,00 | m |
| Altura de resguardo | 0,50 | 0,50 | m |
| Altura total | 5,50 | 5,50 | m |
| Volumen unitario | 2.641,20 | 2.641,20 | $m^3$ |
| Volumen total | 5.282,40 | 5.282,40 | $m^3$ |
| Tiempo de retención a Qmedio (SIN RECIRCULACION) | 26,15 | 39,62 | h |
| Tiempo de retención a Qpunta (SIN RECIRCULACION) | 10,90 | 16,51 | h |
| *CARGA MASICA (kg DBO5/Kg MLSS)* | *0,071* | *0,078* | *kg/d/kg* |
| *CONCENTRACION DEL LICOR MEZCLA* | *4,00* | *4,00* | *kg/m³* |

## FANGOS EN EXCESO

| | | | |
|---|---|---|---|
| Según HUISKEN Peso diario de fangos en exceso Fe = | $1,2 \times Cm^{0,23}$ x DBO5 eliminada | | |
| DBO5eliminada = | 1.381,68 | 1.568,00 | kg/dia |
| $Cm^{0,23}$ = | 0,54 | 0,56 | |
| $1,2 \times Cm^{0,23}$ = | 0,65 | 0,67 | |
| Peso teórico diario de fangos en exceso = | 902,73 | 1.046,41 | Kg/dia |
| Conversión de DBO5 en fangos en exceso = | 0,65 | 0,67 | |
| Por seguridad adoptamos | 0,80 | 0,80 | |
| Peso de fangos en exceso adoptado | 1.105,34 | 1.254,40 | kg/dia |
| Concentración media prevista de los fangos extraidos | 7,50 | 7,50 | $kg/m^3$ |
| Volumen de fangos a eliminar | 147,38 | 167,25 | $m^3/d$ |
| Edad del fango real | 19,12 | 16,84 | dias |

**NITRIFICACION - DESNITRIFICACION**

La máxima concentración de nitrógeno cono nitrato que podría desnitrificarse en la zona anóxica prevista, viene dada por la expresión

$Dc = Sbi * (fbs * (1-P*Y)/2,86 + Y *E*K2*Fx/(1+bHT*E))$

Siendo:

| | | | |
|---|---|---|---|
| Sbi =Concentr. DQO biodegradable en afluente | 540,00 | 927,00 | mg/l |
| fbs =Relación DQO rap-biod y DQO biodegrad. | | | |
| 0,33 para agua decantada 0,24 no decant. | 0,24 | 0,24 | |
| P =Relación DQO/VSS de la masa de fangos | 1,50 | 1,50 | mg DQO/mg VS |
| Y =Coef. crecimiento bacterias heterótrofas | 0,45 | 0,45 | mg VSS/mg DQO |
| E =Edad del fango biológico | 21,00 | 13,00 | días |
| K2 =Coeficiente de desnitrificación = | | | |
| $0,1*1,08^{T-20}$ | 0,08 | 0,08 | $N\text{-}NO_3H$/mgVA |
| Fx =Fracción de los MLSS en zona anóxica | 0,25 | 0,25 | |
| bhT =Coef. decrecimiento bacterias heterótrofas | | | |
| $0,24*1,029^{T-20}$ | 0,19 | 0,19 | l/día |
| T =Temp. (ºC) del proceso de nitrificación | 12,00 | 12,00 | ºC |
| **Dc (1)** | **34,99** | **56,26** | **mg/l** |
| | 169,62 | 180,02 | kg/dia |

La concentración de nitrógeno amoniacal que no se nitrifica viene dada por la expresión

$Na = (Knt * (bnT + 1/E))/(unmT*(1-fx)-(bnt+1/E))$

Siendo

| | | | |
|---|---|---|---|
| Knt =Coeficiente de saturación para la nitrifiación | | | |
| $1,123^{T-20}$ | 0,40 | 0,40 | mg $N\text{-}NH_3$/l |
| bnT =Coeficiente decrecimiento de las bacterias nitrificantes para respiración endógena | | | |
| $0,04*1,029^{T-20}$ | 0,03 | 0,03 | l/día |
| Ef =Edad del fango | 21,00 | 13,00 | días |
| unmT =factor crecimiento bacterias nitrificantes | | | |
| $u20 * 1,123^{T-20}$ | 0,18 | 0,18 | l/dia |
| Tomando u20 = | 0,45 | 0,45 | l/dia |
| fx =fracción de los MLSS en zona anóxica | 0,25 | 0,25 | |
| T ºC del proceso de nitrificación | 12,00 | 12,00 | |
| Na (mg $N\text{-}NH_3$/l) | 0,58 | 1,74 | mg/l |
| | 2,82 | 5,57 | kg/dia |

Por otra parte, el Nitrógeno en el agua residual puede fraccionarse de la siguiente manera :

| | | | |
|---|---|---|---|
| Concentración total de NTK de entrada | 46,00 | 120,00 | mg/l |
| **(a)** N orgánico insoluble (decantable) = 10% | 4,60 | 12,00 | mg/l |
| **(b)** N orgánico soluble no biodegradable = 2% | 0,92 | 2,40 | mg/l |
| **(c)** N orgánico soluble biodegradable = 2% | 0,92 | 2,40 | mg/l |

N3 = Cantidad asimilada por los fangos biológicos y eliminada con los fangos en exceso. Depende de la edad del fango y oscila entre 8,6 y 2,9 g/100 gDBO5 eliminada. Adoptamos :

| Ef | Ne |
|---|---|
| 6,00 | 5,80 |
| 10,00 | 5,10 |
| 15,00 | 4,60 |
| 20,00 | 4,30 |

| | | | |
|---|---|---|---|
| N eliminado ( g N3/ 100 g DBO5) | 4,40 | 4,40 | $gN_3$/100 g $DBO_5$ |
| En nuestro caso N3 eliminado | 60,79 | 68,99 | kg/dia |
| **(d)** | 12,54 | 21,56 | mg/l |
| Nitrógeno eliminado por Kg de sólidos en el efluente | 0,05 | 0,05 | kg/ Nelim/kg Fe |
| Concentración de los sólidos en el efluente | 35,00 | 35,00 | mg/l |
| **(e)** | 1,75 | 1,75 | mg/l |
| Nitrógeno eliminado con los sólidos en el efluente | 8,48 | 5,60 | kg/dia |
| N-NTK en el efluente = Na + b +c +e = | 4,17 | 8,29 | mg/l |
| = | 20,22 | 26,53 | kg/dia |
| N-NTK que puede oxidarse | | | |
| N-NTKox = NTK - a -b - c -d - Na | 26,44 | 79,90 | mg/l |
| | 128,17 | 255,67 | kg/dia |
| N-NTKox que es necesario desnitrificar para obtener en el efluente N Total < | 15,00 | 15,00 | mg/l |
| N-NO3+N-NO2 influente | 0,00 | 0,00 | mg/l |
| N-NTKox desnitrificado = N-NTKox-(N Total efluente-NTK efluente) + N-NO3+N-NO2 | 15,61 | 73,19 | mg/l |
| | 75,68 | 234,21 | kg/dia |

**Dado que las necesidades de desnitrificación son MAYORES que las disponibilides se considera que la zona anóxica y la edad del fango adoptadas PUDIERAN SER INSUFICIENTES para la obtención de un efluente que cumple los requerimientos de Zona sensible. No obstante al disponer de los selectores el verdadero problema será la disponibilidad de materia carbonosa mas que el volumen anóxico.**
**La experiencia demuestra que se está consiguiendo el objetivo del nitrógeno con regularidad y solamente se incumple por vertidos accidentales o por paradas en la planta.**

**RECIRCULACION INTERNA**

| | | | |
|---|---|---|---|
| La necesidad de recirculación para desnitrificación es | | | |
| R Total = ( N-NTKox / N-NTK efl) - 1 | 76,25 | 432,65 | % |

La recirculación se produce por los recirculadores de corriente

**RECIRCULADORES DE CORRIENTE**

| | | | |
|---|---|---|---|
| Ancho de canal | 6,00 | 6,00 | m |
| Altura de agua | 5,00 | 5,00 | m |
| Volumen del tanque | 2.641,20 | 2.641,20 | $m^3$ |
| Concentración | 4,00 | 4,00 | $kg/m^3$ |
| Sección del canal | 30,00 | 30,00 | $m^2$ |
| Velocidad de flujo | 0,30 | 0,30 | m/seg |
| Potencia necesaria por tanque | 6,60 | 6,60 | CV |
| Nº de recirculadores por tanque | 2,00 | 2,00 | uds |
| Nº de recirculadores instalados | 4,00 | 4,00 | uds |
| Potencia unitaria necesaria | 2,43 | 2,43 | kW |
| Potencia unitaria adoptada | 3,00 | 3,00 | kW |
| Potencia instalada por tanque | 6,00 | 6,00 | kW |
| Potencia total instalada | 12,00 | 12,00 | kW |
| Potencia de mezcla obtenida | 2,27 | 2,27 | $W/m^3$ |

**RECIRCULACION EXTERNA DE FANGOS**

Al objeto de conexionar la balsa de aireación con los clarificadores se dispone de una cámara de bombeo de recirculación de fangos, partiendo de ella las correspondientes tuberías de distribución a cada una de las cubas y en las que se dispone el correspondien¬te medidor de caudal.

| | | | |
|---|---|---|---|
| Caudal medio horario | 202,00 | 133,33 | $m^3/h$ |
| Caudal horario punta | 484,80 | 320,00 | $m^3/h$ |
| | | | |
| Recirculación de fangos | | | |
| Qr = Qm*C/(Cr-C) | 230,86 | 152,38 | $m^3/h$ |
| % R =Qr / Qm *100 | 114% | 114% | |
| % ADOPTADO | 150% | 150% | |
| | | | |
| Concentración del licor mezcla | 4,00 | 4,00 | $kg/m^3$ |
| Concentración del fango recirculado | 7,50 | 7,50 | $kg/m^3$ |
| | | | |
| Caudales de recirculación teóricos | 303,00 | 200,00 | $m^3/h$ |
| Nº de bombas de recirculación en servicio | 2,00 | 2,00 | uds |
| Nº de bombas de recirculación de reserva | 1,00 | 1,00 | uds |
| Nº de bombas de recirculación instaladas | 3,00 | 3,00 | uds |
| Caudales unitarios necesarios | 151,50 | 100,00 | $m^3/h$ |
| Caudales unitarios adoptados | 155,00 | 155,00 | $m^3/h$ |
| Caudal máximo en servico | 310,00 | 310,00 | $m^3/h$ |
| Caudal máximo en reserva | 155,00 | 155,00 | $m^3/h$ |
| Caudal total disponible | 465,00 | 465,00 | $m^3/h$ |
| % de recirculación en servicio sobre Qmedio | 153% | 233% | |
| % de recirculación en reserva sobre Qmedio | 77% | 116% | |
| Tipo de bomba | | | Centrífuga sumergida |
| Caudal unitario | 155,00 | 155,00 | $m^3/h$ |
| Altura manométrica | 2,00 | 2,00 | mca |

**CALCULO DE LA AIREACION**

Independientemente de la nitrificación, el peso de Oxigeno necesario para la reducción de la DBO5 es la suma de dos componentes:

O2 para la síntesis de las células bacterianas (O')

O2 para la respiración celular (endogénesis) (O")

**Oxigeno de síntesis**

O2 síntesis = a * P-DBO5 * R/100 siendo :

a = Coeficiente de necesidad de oxígeno para la síntesis de la materia orgánica disuelta, Kg de O2 por Kg de DBO que depende de la edad del fango y de la carga másica.

P-DBO5 = Peso de DBO5 que entra en el reactor

R = Rendimiento en eliminación de DBO previsto

| Cm | a |
|---|---|
| ≤ 0,05 | 0,66 |
| 0,10 | 0,65 |
| 0,15 | 0,63 |
| 0,20 | 0,59 |
| 0,25 | 0,57 |
| 0,30 | 0,56 |
| 0,40 | 0,53 |
| ≥ 0,5 | 0,50 |

| | | | | |
|---|---|---|---|---|
| P-DBO5 = | 1.502,88 | 1.648,00 | kg/dia |
| R/100 = | 0,97 | 0,98 | |
| O2 síntesis = a * P-DBO5 * R/100 | 964,64 | 1.069,79 | kg/dia |

**Oxigeno para la respiración endógena**

O2 para la respiración de la masa celular =Kre*V*M Siendo

Kre = Coeficiente de respiración endógena; Kg de O2 por Kg de MLSS y dependiente de Cm

V = Volumen del reactor

M = Concentración de la masa celular en el reactor

| Cm | Kre |
|---|---|
| 0,05 | 0,041 |
| 0,10 | 0,067 |
| 0,15 | 0,080 |
| 0,20 | 0,092 |
| 0,25 | 0,100 |
| 0,30 | 0,109 |
| 0,40 | 0,118 |
| 0,50 | 0,123 |
| 0,60 | 0,128 |
| 0,70 | 0,131 |
| 0,80 | 0,133 |
| 1,00 | 0,136 |

| | | | |
|---|---|---|---|
| V = | 5.282,40 | 5.282,40 | $m^3$ |
| M= | 4,00 | 4,00 | $kg/m^3$ |
| O2 para la respiración de la masa celular = | 1.162,13 | 1.162,13 | kg/dia |
| Necesidad MEDIA total de O2 | 2.126,76 | 2.231,92 | kg/dia |
| O2/Kg DBO5 eliminada | 1,54 | 1,42 | |
| O2/Kg DBO5 entrada | 1,42 | 1,35 | |

## OXIGENO PARA NITRIFICACION-DESNITRIFICACION

El Oxígeno necesario para la nitrificación y la desnitrificación es la diferencia entre dos componentes.
Componente 1º. Oxígeno necesario para la oxidación total del amoniaco y del nitrógeno orgánico. ON1
Componente 2º. Oxígeno recuperado por la desnitrificación de nitritos y nitratos a nitrógeno elemental. (gas).

**Nitrificación**

ON1 = b * NTKox

| | | | |
|---|---|---|---|
| b = | 4,57 | 4,57 | kg $O_2$ / kg N-NTKox |
| NTKox = | 128,17 | 255,67 | kg/dia |
| ON1 = | 585,75 | 1.168,43 | kg $O_2$/dia |

**Desnitrificación**

ON2 = d * N-NO3 red.

| | | | |
|---|---|---|---|
| d = | 2,80 | 2,80 | kg $O_2$ / kg N-$NO_3$ red |
| N-NO3red = | 75,68 | 234,21 | kg/dia |
| ON2 = | 211,90 | 655,78 | kg $O_2$/dia |

BALANCE DE LAS NECESIDADES MEDIAS TEORICAS DIARIAS DE OXIGENO

| | | | |
|---|---|---|---|
| Sintesis | 964,64 | 1.069,79 | kg $O_2$/dia |
| Respiración endógena | 1.162,13 | 1.162,13 | kg $O_2$/dia |
| Nitrificación | 585,75 | 1.168,43 | kg $O_2$/dia |
| Desnitrificación | -211,90 | -655,78 | kg $O_2$/dia |
| TOTAL | 2.500,62 | 2.744,57 | kg $O_2$/dia |
| | 1,66 | 1,67 | |

BALANCE DE LAS NECESIDADES MEDIAS TEORICAS HORARIAS DE OXIGENO

| | | | |
|---|---|---|---|
| Sintesis | 40,19 | 44,57 | kg $O_2$/h |
| Respiración endógena | 48,42 | 48,42 | kg $O_2$/h |
| Nitrificación | 24,41 | 48,68 | kg $O_2$/h |
| Desnitrificación | -8,83 | -27,32 | kg $O_2$/h |
| TOTAL | 104,19 | 114,36 | kg $O_2$/h |

Cálculo de necesidades de O2 por puntas

| | | | |
|---|---|---|---|
| Punta de Caudal = | 2,40 | 2,40 | 1,08 |
| Punta de DBO5 teórica = | 1,50 | 1,50 | 0,83 |
| Punta de DBO5 efectiva =0,45 Pq + 0,55 Pc= | 1,91 | 1,91 | 1,91 |

BALANCE DE LAS NECESIDADES PUNTAS TEORICAS DIARIAS DE OXIGENO

| | | | |
|---|---|---|---|
| Sintesis | 1.837,63 | 2.037,96 | kg $O_2$/dia |
| Respiración endógena | 1.162,13 | 1.162,13 | kg $O_2$/dia |
| Nitrificación | 1.115,85 | 2.225,86 | kg $O_2$/dia |
| Desnitrificación | -403,66 | -1.249,27 | kg $O_2$/dia |
| TOTAL | 3.711,95 | 4.176,68 | kg $O_2$/dia |
| | 2,47 | 2,53 | |

BALANCE DE LAS NECESIDADES PUNTAS TEORICAS HORARIAS DE OXIGENO

| | | | |
|---|---|---|---|
| Sintesis | 76,57 | 84,91 | kg $O_2$/h |
| Respiración endógena | 48,42 | 48,42 | kg $O_2$/h |
| Nitrificación | 46,49 | 92,74 | kg $O_2$/h |
| Desnitrificación | -16,82 | -52,05 | kg $O_2$/h |
| TOTAL | 154,66 | 174,03 | kg $O_2$/h |

## CAPACIDAD DE OXIGENACION

El aporte específico de los sistemas de aireación se establece en condiciones standard de laboratorio, por lo que es necesario calcular la capacidad real de oxigenación requerida, **OC**

$$OC = OR * Cs10 (Cs-Cl)^{-1} * (D10/DT)^{1/2} * (Po/Ph) * a^{-1}$$

siendo :

| | | | |
|---|---|---|---|
| Cs10 =Concentración de la saturación de oxígeno de agua pura a 10 °C = | 11,33 | 11,33 | mg/l |
| Cs = Concentración de la saturación de oxígeno en el reactor a la temperatura del licor mezcla; en nuestro caso T= | 12,00 | 12,00 | °C |
| Cs = b * Cst | | | |
| b = | 0,95 | 0,95 | |
| Cst = | 8,95 | 8,95 | |
| Cs = | 8,50 | 8,50 | |
| Cl = Concentración de O2 a mantener en el licor mezcla = | 2,00 | 2,00 | mg/l |
| $(Cs-Cl)^{-1}$ = | 0,15 | 0,15 | |
| D10 y DT = Coeficientes de difusión de O2 a 10°C y T de cálculo. | | | |
| $(D10/DT)^{1/2}$ = | 0,80 | 0,80 | |
| Po = Presión atmosférica al nivel del mar = | 760,00 | 760,00 | mm Hg |
| Ph = Presión atmosférica a la altura de la EDAR. 1 mm Hg menos por cada 11 m. de altura sobre el nivel del mar | | | |
| Altura de la EDAR | 600,00 | 600,00 | m |
| Ph = | 705,45 | 705,45 | mm Hg |
| Po/Ph = | 1,08 | 1,08 | |
| a = Coeficiente de intercambio entre MLSS y agua pura = | | | |
| para difusores; a = | 0,75 | 0,75 | |
| 1/a = | 1,33 | 1,33 | |
| OC = OR * | 2,00 | 2,00 | |
| OR / OC = | 0,50 | 0,50 | |

| | | | |
|---|---|---|---|
| Aplicando este cociente a las necesidades de O2 | | | 3,33 |
| Necesidad media teórica diaria | 5.006,91 | 5.495,37 | kg $O_2$/dia |
| Necesidad media teórica horaria | 208,62 | 228,97 | kg $O_2$/h |
| | | | 4,95 |
| Necesidad punta teórica diaria | 7.432,32 | 8.362,84 | kg $O_2$/dia |
| Necesidad punta teórica horaria | 309,68 | 348,45 | kg $O_2$/h |

**SISTEMA DE AIREACION**

CALCULO DE LOS DIFUSORES

Difusores de burbuja fina de membrana

El aire atmosférico contiene un 20,9% de Oxigeno en volumen (23,9% en peso. Su densidad es de 1,248 Kg/M3 a 10ºC y a presión atmosférica.

| | | | |
|---|---|---|---|
| Peso de O2 / M3 de aire = | 0,30 | 0,30 | kg $O_2/m^3$ aire |

El rendimiento de los difusores de membrana de burbuja elegidos depende de la profundidad de sumergencia y del caudal de aire suministrado por difusor.

| | Q unitario | Q unitario | Rto en %/m. De profun |
|---|---|---|---|
| $Nm^3/h$ | 2,00 | 2,00 | 5,90 |
| $Nm^3/h$ | 3,00 | 3,00 | 5,50 |
| $Nm^3/h$ | 4,00 | 4,00 | 5,10 |
| $Nm^3/h$ | 5,00 | 5,00 | 4,70 |
| Caudal unitario adoptado = | 4,00 | 4,00 | $Nm^3/h$ |
| Altura de agua del reactor = | 5,00 | 5,00 | m |
| Altura de agua sobre el difusor = | 4,75 | 4,75 | m |
| Rendimiento estimado = | 24,23 | 24,23 | % |
| ***Rendimiento adoptado =*** | ***24%*** | ***24%*** | |

NECESIDADES DE AIRE

| | | | |
|---|---|---|---|
| Media horaria = | 2.897,52 | 3.180,19 | $Nm^3/h$ |
| Punta horaria = | 4.301,11 | 4.839,61 | $Nm^3/h$ |

SOPLANTES

| | | | |
|---|---|---|---|
| **Nº de soplantes en servicio =** | **2,00** | **2,00** | **Uds** |
| **Nº de soplantes de reserva =** | **1,00** | **1,00** | **Uds** |
| **Nº de soplantes instaladas =** | **3,00** | **3,00** | **Uds** |
| Caudal unitario necesario = | 2.150,56 | 2.419,80 | $Nm^3/h$ |
| Caudal unitario adoptado = | **2.000,00** | **2.000,00** | **$Nm^3/h$** |
| Caudal total en servicio = | 4.000,00 | 4.000,00 | $Nm^3/h$ |
| Caudal en reserva = | 2.000,00 | 2.000,00 | $Nm^3/h$ |
| Caudal total disponible = | 6.000,00 | 6.000,00 | $Nm^3/h$ |

DIFUSORES

| | | | |
|---|---|---|---|
| Caudal unitario estimado = | 4,00 | 4,00 | $Nm^3/h$ |
| Nº de difusores necesarios = | 1.000,00 | 1.000,00 | Uds |
| **Nº de difusores instalados =** | **1.152,00** | **1.152,00** | **Uds** |
| Nº de difusores por reactor = | 576,00 | 576,00 | Uds |
| Caudal real unitario a Qpunta | 3,47 | 3,47 | $Nm^3/h$ |
| Caudal real unitario a Qmedio | 2,52 | 2,76 | $Nm^3/h$ |

## ELIMINACION BIOLOGICA DEL FOSFORO

La EDAR de Toro se diseñó previendo una eliminación parcial del fósoforo por via biológica. Para ello se construyo una cámara anaerobia, (selector), previa al tratamiento biológico en el que se produce el desarrollo de la cepa bacteriana acinetobacter que posibilita la eliminación biológica del Fósforo. Los fangos biológicos se recircularán directamente a esta cámara en la que se mezclará con los fangos recirculados.

Todos los investigadores independientes recalcan el carácter relativamente aleatorio del proceso, por lo que la eliminación biológica del Fósforo debe considerarse como un medio de economizar reactivos de precipitación química, existiendo la posibilidad de recurrir, más o menos ocasionalmente, a una precipitación química complementaria. Por este motivo añadimos los equipos de dosificación y almacenamiento de Cloruro Férrico como sistema complementario y alternativo de emergencia.

## ESTUDIO DEL SELECTOR EXISTENTE

| | | | |
|---|---|---|---|
| **CAUDALES** | | | |
| Caudal diario | **4.848,00** | **3.200,00** | $m^3/d$ |
| Caudal promedio | 202,00 | 133,33 | $m^3/h$ |
| Caudal punta | 484,80 | 320,00 | $m^3/h$ |
| | | | |
| **DBO5** | | | |
| Carga diaria de entrada | 1.502,88 | 1.648,00 | kg/dia |
| Concentración de entrada | **310,00** | **515,00** | mg/l |
| Carga diaria máxima de salida | 121,20 | 80,00 | kg/dia |
| Concentración máxima de salida | **25,00** | **25,00** | mg/l |
| Carga diaria eliminada | 1.381,68 | 1.568,00 | kg/dia |
| | | | |
| **P** | | | |
| Carga diaria de entrada | 48,48 | 57,60 | kg/dia |
| Concentración de entrada estimada | **10,00** | **18,00** | mg/l |
| Carga diaria máxima de salida | 9,70 | 6,40 | kg/dia |
| Concentración máxima de salida | **2,00** | **2,00** | mg/l |
| Carga diaria eliminada | **38,78** | **51,20** | kg/dia |
| Rendimiento mínimo exigido | 0,80 | 0,89 | |
| Rendimiento mínimo porcentual exigido | 0,80 | 0,89 | |

**Reduccion del fósforo por asimilación de los fangos activos**

| | | | |
|---|---|---|---|
| Concentración DBO5 de entrada al biologico | 310,00 | 515,00 | mg/l |
| Fbs = 0,33 para agua decantada / 0,.24 para agua no decantada 0,24 | 0,24 | 0,24 | |
| DBO5 rápidamente biodegradable (DBO5r) | 74,40 | 123,60 | mg/l |
| Recirculación | 1,20 | 1,20 | |
| DBO5 rápidamente biodegradable a deducir de la que entra en el reactor anaerobio por posible presencia, aún en muy bajas concentraciones, de oxígenos y de nitratos: | 4,65 | 7,73 | mg/l |
| DBO5 rápidamente biodegradable en el reactor anaerobio (DBO5ran = (DBO5r- 8) / (1+R): | 31,70 | 52,67 | mg/l |

El factor de propensión Pf de Marais, viene dado por la expresión: Pf = (DBO5ran - 13) x fxa , siendo fxa la fracción de fangos activados en fase anaerobia con relación a la masa total de fangos. Los valores recomendados por Marais son los siguientes:

DBO5 (disuelta) < 135 mg/litro fxa: 0,20 a 0,25
135 mg/litro < DBO5 d < 230 mg/litro fxa: 0,15 a 0,20
DBO5 d > 230 mg/litro fxa: 0,10 a 0,15

| | | | |
|---|---|---|---|
| En nuestro caso, podemos suponer DBO5 d = 2/3 de la DBO5 de entrada: | 206,67 | 343,33 | mg/l |

En el selector se producen condiciones favorables para que los microorganismos acumulen mas Fósforo en sus células que otros microorganismos en condiciones aerobias. Esto significa que una gran parte del contenido de Fósforo en las aguas residuales se puede incorporar a los fangos, reduciendo así la cantidad de productos químicos utilizada en la precipitación.

En el selector, las aguas residuales pretratadas se mezclan con los fangos biológicos recirculados. Esto da como resultado una alta carga de fangos, que promueve el desarrollo de los microorganismos con una buena capacidad de sedimentación de los fangos. Al mismo tiempo, la absorción / degradación del substrato que se produce limita el desarrollo de microorganismos filamentosos y reduce con eficacia el riesgo de grandes volúmenes de fango.

| | | | |
|---|---|---|---|
| **SELECTOR** | | | |
| Nº de líneas adoptadas | 2,00 | 2,00 | ud |
| Altura util | 5,00 | 5,00 | m |
| Altura de resguardo | 0,50 | 0,50 | m |
| Altura total | 5,50 | 5,50 | m |
| Tiempo de retención de cálculo a caudal medio | 150,00 | 150,00 | min |
| Volumen de cálculo | 505,00 | 333,33 | $m^3$ |
| **Dimensiones del SELECTOR EXISTENTE** | | | |
| Largo | 7,00 | 7,00 | m |
| Ancho | 7,00 | 7,00 | m |
| Superficie adoptada | 49,00 | 49,00 | $m^2$ |
| Volumen adoptado | 245,00 | 245,00 | $m^3$ |
| Tiempo de retención real a caudal medio | 145,54 | 220,50 | min |

**Potencia para agitación**

Para determinar la potencia necesaria para mantener en suspensión los sólidos del licor mixto, utilizaremos la siguiente expresión: P = 8,125 ln M - 48,75 =

| | | | |
|---|---|---|---|
| Siendo M = | 1.500,00 | 1.500,00 | mg/l |
| P = | 10,67 | 10,67 | $W/m^3$ |
| Pt = | 2.614,13 | 2.614,13 | W |
| Nº de agitadores instalados | 2,00 | 2,00 | ud |
| Potencia unitaria | 1.500,00 | 1.500,00 | W |
| Potencia total | 3.000,00 | 3.000,00 | W |
| Volumen total de la cámara anaerobica | 490,00 | 490,00 | $m^3$ |
| Tiempo total de retención a caudal medio | 2,43 | 3,68 | h |

**Cálculo del P eliminado**

| | | | |
|---|---|---|---|
| Volumen Oxico + Anóxico del reactor biológico | 5.282,40 | 5.282,40 | $m^3$ |
| Volumen total de la cámara anaerobica | 490,00 | 490,00 | $m^3$ |
| Volumen total del reactor (Anaerobico+Anoxico+Oxico) | 5.772,40 | 5.772,40 | $m^3$ |
| fxa adoptado | 8,49% | 8,49% | |
| Pf = (DBO5ran - 13) * fax | 1,59 | 3,37 | mg/l |
| Edad del fango adoptada en el reactor | 19,12 | 16,84 | dias |
| PD = Fósforo eliminado biológicamente (gr de P/100 gr de DBO5 eliminada) | | | |
| PD =(0,35 -0,29 x e^(-0,40 Pf)) x 71/(1+0,16 Ef) | 6,06 | 6,72 | gr P/100 grDBO5e |
| DBO5 eliminada | 285,00 | 490,00 | mg/l |
| P máximo que podría eliminarse biologicamente (masa activa) | 17,28 | 32,95 | mg/l |
| P contenido en la materia orgánica inerte | | | |
| P MOI = (0,034 / (0,16+1/Ef))+0,225 | 0,39 | 0,38 | gr P/100 grDBO5e |
| P máximo que podría eliminarse biologicamente (masa inerte) | 1,10 | 1,86 | mg/l |
| P entrada | 10,00 | 18,00 | mg/l |
| P salida | 2,00 | 2,00 | mg/l |
| Fangos biologicos en exceso | 1.105,34 | 1.254,40 | kg/dia |
| Kg de P que salen con los fangos en exceso | 89,10 | 111,40 | kg/dia |
| P eliminado con los fangos en exceso | 0,08 | 0,09 | kg P /kg Fe |
| P en el efluente debido a los SS | 2,42 | 2,66 | mg/l |
| P decantable en decantación secundaria | 1,00 | 1,80 | mg/l |
| P en el efluente | 1,42 | 0,86 | mg/l |
| Rendimiento de eliminación biológica del P | 85,8% | 95,2% | |

## DECANTACION SECUNDARIA

| | | | |
|---|---|---|---|
| Nº de líneas | 2,00 | 2,00 | ud |
| Caudal medio horario | 202,00 | 133,33 | $m^3/h$ |
| Caudal punta horario | 484,80 | 320,00 | $m^3/h$ |
| Caudal medio por decantador | 101,00 | 66,67 | $m^3/h$ |
| Caudal punta por decantador | 242,40 | 160,00 | $m^3/h$ |

CALCULO SEGÚN LA NORMA ALEMANA ATV-A131

DIAMETRO

| | | | | |
|---|---|---|---|---|
| qSV = | carga volumértrica de fangos | 450,00 | 450,00 | $l/m^2/h$ |
| SVI = | indice volumétrico de fangos | 125,00 | 125,00 | ml/gr |
| M = | concentración en el reactor | 4,00 | 4,00 | mg/l |
| CSV = M x SVI | volumen comparativo de fangos | 500,00 | 500,00 | $l/m^3$ |
| qA = qSV / CSV = | carga hidraulica | 0,90 | 0,90 | $m^3/m^2/h$ |
| RV = | relación de recirculación | 1,00 | 1,00 | |
| DSRS = | concentración de fangos recirculados | 7,50 | 7,50 | g/l |
| DSTF = | concentración de fangos en el fondo decantador | 8,33 | 8,33 | g/l |
| tE = (DSTF x SVI /1000)^3 = | tiempo de estancia | 1,13 | 1,13 | h |
| C = 300 tE + 500 = | Concentración Empírica | 839,08 | 839,08 | $l/m^3$ |
| S = Qp / qA | Superficie unitaria mínima necesaria | 269,33 | 177,78 | $m^2$ |
| Di = | Diámetro estricto unitario | 18,52 | 15,05 | m |
| Nº de decantadores | | 2,00 | 2,00 | ud |
| Diámetro adoptado | | 19,00 | 19,00 | m |
| Superficie unitaria real adoptada | | 283,39 | 283,39 | $m^2$ |
| Carga hidraulica real a caudal medio | | 0,36 | 0,24 | $m^3/m^2/h$ |
| Carga hidraulica real a caudal punta | | 0,86 | 0,56 | $m^3/m^2/h$ |

ALTURA

El calado del decantador a 1/3 del centro es la suma de las siguientes alturas

| | | | |
|---|---|---|---|
| h1 = valor constante | 0,50 | 0,50 | m |
| h2 = altura de la zona de separación de sólidos | | | |
| h2 = 0,5qA(1+RV)/(1-CSV/1000) | 1,71 | 1,13 | m |
| h3 = altura de seguridad por lluvias | | | |
| h3 = 0,45qSV(1+RV)/500 | 0,81 | 0,81 | m |
| h4 = altura de la zona de espesamiento | | | |
| H4 = qSV x te x (1+RV) / C | 1,21 | 1,21 | m |
| Con estos valores obtenemos HT = | 4,23 | 3,65 | |
| Teniendo en cuenta que existe un aliviadero de pluviales no consideramos h3 | | | |
| HT = | 3,42 | 2,84 | m |

En vertical de vertedero con pendiente en el fondo de un 10%

| | | | |
|---|---|---|---|
| $H_{vert}$ | 3,11 | 2,52 | |
| Unidades instaladas | 2,00 | 2,00 | Ud |
| Diámetro adoptado | 19,00 | 19,00 | m |
| Altura bajo vertedero adoptada | 4,00 | 4,00 | m |
| Tipo de decantador | Rasquetas | Rasquetas | |
| Superficie unitaria | 283,39 | 283,39 | $m^2$ |
| Volumen unitario por decantador | 1.223,28 | 1.223,28 | $m^3$ |
| Longitud vertedero | 59,69 | 59,69 | m |
| Velocidad ascensional real a caudal medio | 0,36 | 0,24 | m/h |
| Velocidad ascensional real a caudal máximo | 0,86 | 0,56 | m/h |
| Tiempo de retención a caudal medio | 12,11 | 18,35 | h |
| Tiempo de retención a caudal medio necesario | > 3,5 | > 3,5 | h |
| Carga sólidos por unidad de superficie a caudal medio | 1,43 | 0,94 | $kg/m^2/h$ |
| Carga s. por unid. de superficie nec. a caudal medio exigida | <2 | <2 | $kg/m^2/h$ |
| Carga sólidos por unidad de superficie a caudal punta | 3,42 | 2,26 | $kg/m^2/h$ |
| Carga sólidos por unidad de superficie a caudal punta exigida | < 4 | < 4 | $kg/m^2/h$ |
| Carga sobre vertedero a caudal medio < 5 | 1,69 | 1,12 | $m^3/ml\ h$ |
| Carga sobre vertedero a caudal punta < 10 | 4,06 | 2,68 | $m^3/ml\ h$ |

BOMBEO DE ESPUMAS Y FLOTANTES

| | | | |
|---|---|---|---|
| Sistema de barrido | Barredor superficial adosado al puente del dec. | | |
| Sistema de recogida | Tolva | | |
| Sistema de evacuación | A concentrador de grasas | | |
| | | | |
| Tipo de bomba | Centrifuga sumergible | | |
| Nº de bombas en servicio | 1,00 | 1,00 | ud |
| Nº de bombas de reserva | 1,00 | 1,00 | ud |
| Nº de bombas instaladas | 2,00 | 2,00 | uds |
| Caudal unitario | 10,00 | 10,00 | $m^3/h$ |
| Altura manometrica | 10,00 | 10,00 | m.c.a. |
| Destino de las espumas y flotantes | Concentrador de grasas | | |

**TRATAMIENTO DE FANGOS**

| **BALANCE DE FANGOS EN EXCESO** | | | |
|---|---|---|---|
| **FANGOS EN EXCESO DERIVADOS DE LA DBO** | **DISEÑO** | **REAL** | |
| Peso de DBO5 que entran al biológico | 1.502,88 | 1.648,00 | kg/dia |
| Peso de DBO5 que sale del biológico | 121,20 | 80,00 | kg/dia |
| Peso de DBO5 eliminada | 1.381,68 | 1.568,00 | kg/dia |
| Fangos biológicos en exceso | 1.105,34 | 1.254,40 | kg/dia |
| Concentración del fango purgado del decantador 2º | 7,50 | 7,50 | $kg/m^3$ |
| Volumen de fangos biológicos purgados | 147,38 | 167,25 | $m^3$/dia |

| **BOMBEOS DE FANGOS** | | | |
|---|---|---|---|
| Volumen de fangos a purgar | 147,38 | 167,25 | $m^3$/dia |
| Lugar de envio | Espesamiento por gravedad | | |
| Forma de envio | Bombeo | | |
| Tipo de bomba | Centrífuga sumergible | | |
| Tiempo de purga | 12,00 | 12,00 | h/d |
| Nº de bombas en servicio | 1,00 | 1,00 | ud |
| Nº de bombas de reserva | 1,00 | 1,00 | ud |
| Nº de bombas instaladas | 2,00 | 2,00 | ud |
| Caudal de purga teórico | 12,28 | 13,94 | $m^3$/h |
| Caudal mínimo de la bomba | 12,28 | 13,94 | $m^3$/h |
| Caudal de la bomba existente | 15,00 | 15,00 | $m^3$/h |
| Altura manométrica | 10,00 | 10,00 | mca |
| Sistema de control | Temporizado-programado | | |

| **ESPESAMIENTO DE FANGOS** | | | |
|---|---|---|---|
| Tipo de espesador | Por gravedad | | |
| Fangos a espesar | 1.105,34 | 1.254,40 | kg/dia |
| Concentración promedia | 7,50 | 7,50 | $kg/m^3$ |
| Volumen de fangos a espesar | 147,38 | 167,25 | $m^3$/dia |
| Caudal de espesamiento horario | 15,00 | 15,00 | $m^3$/h |
| | | | |
| PARAMETROS DE CALCULO | | | |
| Carga de sólidos < | 30,00 | 30,00 | $kg/m^2$/dia |
| Carga hidraulica < | 0,45 | 0,45 | $m^3/m^2$/h |
| Tiempo de retención de fangos > | 24,00 | 24,00 | h |
| Concentración fango espesado < | 30,00 | 30,00 | gr/l |
| | | | |
| Número de espesadores | 1,00 | 1,00 | ud |
| Tipo = rasquetas con picket-fence vertical central | | | |
| Accionamiento = central | | | |
| | | | |
| Superficie minima necesaria | 36,84 | 41,81 | $m^2$ |
| Por carga hidraulica | 33,33 | 33,33 | $m^2$ |
| Por carga de sólidos | 36,84 | 41,81 | $m^2$ |
| Diametro mínimo necesario | 6,85 | 7,30 | m |
| Diámetro adoptado | 8,50 | 8,50 | m |
| Superficie real unitaria | 56,72 | 56,72 | $m^2$ |
| Superficie real | 56,72 | 56,72 | $m^2$ |
| Carga de sólidos máxima real | 19,49 | 22,12 | $kg/m^2$/dia |
| Carga hidraulica real | 0,26 | 0,26 | $m^3/m^2$/h |
| Pendiente del fondo | 13,00 | 13,00 | % |
| Volumen a tratar | 147,38 | 167,25 | $m^3$/dia |
| Concentración de fangos espesados | 30,00 | 30,00 | $kg/m^3$ |
| Concentración promedia | 15,00 | 15,00 | $kg/m^3$ |
| Volumen total necesario | 117,90 | 133,80 | $m^3$ |
| Volumen unitario necesario | 117,90 | 133,80 | $m^3$ |
| Altura util mínima | 2,08 | 2,36 | m |
| Altura util adoptada | 4,00 | 4,00 | m |
| Altura de resguardo | 0,50 | 0,50 | m |
| Altura total | 4,50 | 4,50 | m |
| Capacidad real unitaria | 237,31 | 237,31 | $m^3$ |
| Capacidad real total | 237,31 | 237,31 | $m^3$ |
| Tiempo de retención hidraúlico | 1,61 | 1,42 | dias |
| Tiempo de retención de sólidos | 3,22 | 2,84 | dias |
| | | | |
| Volumen de fangos espesados | 36,84 | 41,81 | $m^3$/dia |
| Concentración del fango espesado | 30,00 | 30,00 | $kg/m^3$ |
| | | | |
| PRODUCCION DE SOBRENADANTES | | | |
| Volumen de sobrenadante de los espesadores | 110,53 | 125,44 | $m^3/m^2$/h |
| Destino de los sobrenadantes | Red de sobrenadantes | | |

| | | | |
|---|---|---|---|
| **DESHIDRATACION DE FANGOS** | | | |
| Peso de fangos a deshidratar | 1.105,34 | 1.254,40 | kg/día |
| Concentración de entrada | 30,00 | 30,00 | kg/m$^3$ |
| Volumen de fangos deshidratar | 36,84 | 41,81 | m$^3$/día |
| Días semanales de secado | 5,00 | 5,00 | dias/semana |
| Horas diarias de secado | 8,00 | 8,00 | h/dia |
| Carga de fangos los días útiles | 1.547,48 | 1.756,16 | kg/día |
| Carga horaria | 193,44 | 219,52 | kg/h |
| Volumen horario | 6,45 | 7,32 | m$^3$/h |
| **BOMBEO** | | | |
| **EXISTENTE** | | | |
| Tipo | Tornillo helicoidal | | |
| Nº de bombas en servico | 2,00 | 2,00 | Ud |
| nº de bombas de reserva | 0,00 | 0,00 | Ud |
| Nº de bombas instaladas | 2,00 | 2,00 | Ud |
| Caudal máximo a bombear por bomba | 3,22 | 3,66 | m$^3$/h |
| Caudal de las bombas existentes | DE 0 A 3 | DE 0 A 3 | m$^3$/h |
| Regulación | Mediante variador eléctronico | | |
| **SECADO** | | | |
| Tipo de secado | Centrifuga | | |
| **EXISTENTES** | | | |
| Nº de centrífugas en servico | 2,00 | 2,00 | Ud |
| Nº de centrífugas de reserva | 0,00 | 0,00 | Ud |
| Caudal unitario necesario de centrifuga | 3,22 | 3,66 | m$^3$/h |
| Caudal unitario de centrifugaS EXISTENTES | 3,50 | 3,50 | m$^3$/h |

Las centrífugas existentes asi como las bombas de fangos espesados son insuficientes para procesar los fangos en exceso producidos.

| | | | |
|---|---|---|---|
| **BOMBEO DE FANGOS SECOS** | | | |
| Peso de fangos a secar por dia util | 1.547,48 | 1.756,16 | kg/d |
| Volumen de fangos a secar por dia util | 51,58 | 58,54 | $m^3$/dia |
| Sequedad obtenida | 25 | 25 | % |
| Volumen de fangos secos por dia util | 6,19 | 7,02 | $m^3$/dia |
| Densidad de la torta | 1,10 | 1,10 | T/$m^3$ |
| Peso de fangos secos por dia util | 6,81 | 7,73 | T/d |
| **EXISTENTE** | | | |
| Transporte de fangos secos | Tornillo transportador | | |
| Impulsión a tolva | Mediante bomba de tornillo | | |
| Nº de bombas en servico | 1,00 | 1,00 | Ud |
| nº de bombas de reserva | 0,00 | 0,00 | Ud |
| Nº de bombas instaladas | 1,00 | 1,00 | Ud |
| Caudal máximo a bombear por bomba | 0,48 | 0,48 | $m^3$/h |
| Caudal de las bombas existentes | 1,00 | 1,00 | $m^3$/h |
| Regulación | Mediante variador eléctronico | | |
| **ALMACENAMIENTO DE FANGOS SECOS** | | | |
| Destino del fango seco | Tolva | | |
| Capacidad de almacenamiento | 3,00 | 3,00 | días |
| Volumen necesario de almacenamiento | 18,57 | 21,07 | $m^3$ |
| Nº de silos | 1,00 | 1,00 | Ud |
| Capacidad de cada silo necesario | 18,57 | 21,07 | $m^3$ |
| Volumen del silo existente | 15,00 | 15,00 | $m^3$ |
| El silo existente es pequeño para las necesidades reales actuales. | | | |
| **Sobrenadantes del secado** | 45,39 | 51,51 | $m^3$/dia |
| Horas de producción | 8,00 | 8,00 | |
| Caudal horario | 5,67 | 6,44 | |
| Destino | Tratamiento de escurridos | | |

| | | | |
|---|---|---|---|
| **ACONDICIONAMIENTO DEL FANGO** | | | |
| **FLOCULACION PREVIA** | | | |
| Peso de fangos por dia util | 1.547,48 | 1.756,16 | kg/d |
| Reactivo : | Polielectrolito | | |
| Dosis media | 5,00 | 5,00 | kg/tn |
| Dosis máxima | 6,00 | 6,00 | kg/tn |
| Consumo medio diario | 7,74 | 8,78 | kg/dia |
| Consumo máximo diario | 9,28 | 10,54 | kg/dia |
| Horas de funcionamiento | 8,00 | 8,00 | h/dia |
| Consumo medio horario | 0,97 | 1,10 | kg/h |
| Consumo máximo horario | 1,16 | 1,32 | kg/h |
| Concentración de la solución madre | 0,50 | 0,50 | % |
| Consumo de solución madre medio diario | 1.547,48 | 1.756,16 | l/dia |
| Consumo de solución madre máximo diario | 1.856,98 | 2.107,39 | l/dia |
| Consumo de solución madre medio horario | 193,44 | 219,52 | l/h |
| Consumo de solución madre máximo horario | 232,12 | 263,42 | l/h |
| Dilución en la linea de dosificación | 0,10 | 0,10 | % |
| | | | |
| **EQUIPO DE DOSIFICACION** | 1,00 | 1,00 | ud |
| Unidad compacta de preparación y dosificación | | | |
| Numero de unidades compactas | 1,00 | 1,00 | uds |
| Capacidad de la unidad compacta existente | 700,00 | 700,00 | l |
| El equipo de preparación de poli existente es insuficiente. | | | |
| **Dosificación** | | | |
| Tipo de bomba | Tornillo helicoidal | | |
| Nº de bombas dosificadoras en servicio | 1,00 | 1,00 | uds |
| Nº de bombas dosificadoras de reserva | 1,00 | 1,00 | uds |
| Nº de bombas dosificadoras instaladas | 2,00 | 2,00 | uds |
| Caudal nominal unitario mínimo | 232,12 | 263,42 | l/h |
| Caudal nominal unitario existente | 156,00 | 156,00 | l/h |
| Las bombas dosificadoras existentes no proporcionan el caudal necesario. | | | |

# ANEJO Nº 5

# ESTUDIO DE ALTERNATIVAS

## INDICE

**1. INTRODUCCION ..... 1**

**2. ELIMINACION DE NITROGENO ..... 2**

2.1. GENERAL ..... 2
2.2. PROBLEMAS DEL NITRÓGENO COMO CONTAMINANTE. ..... 3
2.3. ESTUDIO DE LA ELIMINACIÓN DEL NITRÓGENO ..... 3
2.4. EL CICLO DEL NITRÓGENO ..... 4
*2.4.1. Nitrificación.* ..... 4
*2.4.2. Bacterias responsables del proceso de nitrificación.* ..... 5
*2.4.3. Desnitrificación.* ..... 8

**3. EL FÓSFORO ..... 9**

3.1. GENERAL ..... 9
3.2. ELIMINACIÓN BIOLÓGICA DEL FÓSFORO ..... 10
*3.2.1. Orígenes* ..... 10
*3.2.2. Precipitación química simultanea a la eliminación biológica* ..... 12
*3.2.3. Factores que limitan el rendimiento de los sistemas biológico de eliminación de fósforo* ..... 13
*3.2.4. Posibilidades de optimización de la eliminación biológica de fósforo* ..... 13
3.3. ELIMINACIÓN DEL FÓSFORO POR VÍA QUÍMICA ..... 14
*3.3.1. Procesos Técnicos* ..... 16
*3.3.2. Precipitación simultánea:* ..... 18
*3.3.3. Post precipitación:* ..... 19
*3.3.4. Filtración o floculación sobre filtros después de la precipitación química* 20
*3.3.5. Influencia de la precipitación química en la producción de fango* ..... 20

**4. PROCESOS DE ELIMINACION BIOLOGICA DE NUTRIENTES ..... 21**

4.1. CANAL DE OXIDACIÓN. ..... 21
4.2. PROCESO BARDENPHO ..... 21
4.3. PROCESO PHOREDOX ..... 22
4.4. PROCESO UCT ..... 22
4.5. PROCESO UCT MODIFICADO ..... 23
4.6. PROCESO JHB ..... 23
4.7. PROCESO A/O ..... 24

4.8. PROCESO A 2/O ..... 26
4.9. SISTEMA $A_2$/O MODIFICADO (NIPHO) ..... 29
4.10. PROCESO EASC (EXTENDED ANAEROBIC SLUDGE CONTACT) ..... 29
4.11. PROCESO BIODENIPHO ..... 30
4.12. PROCESO SIMULTÁNEO ..... 32
4.13. PROCESO SBR (SEQUENCING BATCH REACTOR) ..... 33
4.14. PROCESO INFILCO ..... 34
4.15. PROCESO ANAMMOX ..... 35
4.16. PROCESO DEAMOX ..... 40
4.17. PROCESO BABE ..... 41
4.18. PHOSTRIP ..... 43

**5. CONTROL DE LA NITRIFICACIÓN – DESNITRIFICACIÓN Y ELIMINACIÓN DEL FÓSFORO ..... 43**

5.1. MEDICIÓN DE OXÍGENO DISUELTO ..... 43
5.2. SONDA DE POTENCIAL REDOX ..... 45
5.3. MEDICIÓN DE AMONIO Y NITRATO ..... 47

**6. ELECCIÓN DEL TRATAMIENTO MÁS ADECUADO PARA ELIMINACIÓN DE NUTRIENTES ..... 48**

# 1. INTRODUCCION

Todos los municipios objeto del presente Proyecto cuentan con sistemas de depuración de sus aguas residuales. Todos ellos presentan una característica común, y es la necesidad de adaptar sus instalaciones de depuración para asegurar la eliminación del nitrógeno y del fósforo debido a que se encuentran situados en zonas sensibles.

La necesidad de eliminar los nutrientes en el agua residual viene motivada por la Directiva de la Comunidad Europea de 21 de mayo de 1991 sobre tratamiento de aguas residuales modificada por la Directiva 98/15/EC. Estas Directivas establecen para zonas sensibles los siguientes requisitos:

| | **Concentración** | **Porcentaje mínimo reducción** |
|---|---|---|
| Fósforo Total ($P\text{-}PO_4 + P_{ORG}$) | 2 mg P/l (de 10.000 e-h a 100.000 e-h) | 80 |
| | 1 mg/l (más de 100.000 e-h) | 80 |
| Nitrógeno Total (NKT + $N\text{-}NO_3$) | 15 mg N/l (de 10.000 e-h a 100.000 e-h) | 70 - 80 |
| | 10 mg/l (más de 100.000 e-h) | 70-80 |

Esta Directiva determina que aquellos vertidos que puedan afectar a zonas sensibles, habrá que acondicionarlos al cumplimiento de estos valores en el vertido, de tal forma que si no se dispone de sistema de tratamiento, será necesario remodelar y completar la instalación para la eliminación de nitrógeno y/o fósforo.

Por ello, tal y como se ha enunciado anteriormente, es necesario adaptar las EDAR de Medina del Campo, Íscar, Tordesillas, Tudela de Duero, Cantalejo, Benavente, Toro, Arévalo y Peñaranda de Bracamonte para la eliminación de nutrientes, alcanzándose los siguientes valores exigidos en sus correspondientes autorizaciones de vertido:

- pH 6 - 9
- MES 35 mg/l
- $DBO_5$ 25 mg/l
- DQO 125 mg/l
- Nitrógeno amoniacal: 15 mg/l
- Fósforo total: 2 mg/l

A partir de la necesidad de realizar una remodelación en las plantas depuradoras para la eliminación de nutrientes: nitrógeno y fósforo, es necesario llevar a cabo un estudio de las instalaciones actuales ***con el fin de adecuar todas las instalaciones a los nuevos requerimientos del vertido, además de subsanar las deficiencias que presentan,*** todo ello considerando criterios técnicos, económicos, ambientales y sociales.

Las EDAR de estos municipios deben de ser adaptadas para la eliminación de nutrientes. El ***NITRÓGENO*** en la actualidad es eliminado en algunas de estas plantas ya que los reactores biológicos disponen de zonas aerobias en las que se lleva a cabo la degradación de la materia orgánica carbonada y la nitrificación, y zonas anóxicas dotadas de agitación en las cuales los nitritos y nitratos formados se transforman en nitrógeno gas (desnitrificación).

A continuación se describe el estudio de alternativas realizado, común a todas las plantas, consistente en la adaptación de éstas para la eliminación de nitrógeno y fósforo, y posteriormente se desarrollan los estudios de alternativas complementarias que se aplican para solucionar las deficiencias particulares detectadas en cada una de las EDAR.

# 2. ELIMINACION DE NITROGENO

## 2.1. GENERAL

El nitrógeno se puede encontrar en las aguas residuales en diferentes formas (N orgánico,$NH_4^+$, $NO_2^-$ y $NO_3^-$) y en concentraciones variables. Normalmente en las aguas residuales urbanas el nitrógeno suele presentarse mayoritariamente en sus formas reducidas, es decir, como nitrógeno orgánico y amoniacal, en proporciones de un 40% y un 60% respectivamente, mientras que la presencia de las formas nítricas y nitrosas es inferior a un 1 % (EPA, 1993). A la suma del nitrógeno asociado a los compuestos orgánicos y el que se encuentra en forma amoniacal se le denomina N-Kjeldahl; y las formas de nitrito y nitrato se les conocen como N-Nítrico. Inicialmente, el nitrógeno presente en el agua residual se encuentra principalmente en forma de nitrógeno orgánico (urea y proteínas), pero este nitrógeno orgánico es transformado

rápidamente en nitrógeno amoniacal, a partir de las reacciones enzimáticas, en forma de NH3 o $NH4^+$. La forma predominante es el $NH4^+$ como consecuencia del pH característico del agua residual; aunque para pH muy básicos el equilibrio se desplaza hacia la forma no ionizada. El nitrógeno nítrico suele presentarse en forma de $NO3^-$ ya que el $NO2^-$ es muy inestable, al ser fácilmente oxidable a $NO3^-$. Si existe acumulación de $NO2^-$ en el medio, éste mantiene un equilibrio químico con el HNO2 en función del pH y la temperatura. La presencia de $NO3^-$ en el agua residual afluente a una depuradora suele ser baja, alrededor de un 1%, debido a que el nitrato es usado como aceptor de electrones en ausencia de oxígeno, situación característica del alcantarillado por donde circula el agua residual.

## 2.2. PROBLEMAS DEL NITRÓGENO COMO CONTAMINANTE.

Las formas iónicas (reactivas) de nitrógeno inorgánico más comunes en los ecosistemas acuáticos son el amonio, el nitrito y el nitrato. Estos iones pueden estar presentes de manera natural en el medio acuático, sin embargo, las actividades humanas han alterado de manera significativa el ciclo global del nitrógeno (y de otros elementos químicos), aumentando su disponibilidad en muchas regiones del planeta como consecuencia de fuentes puntuales y difusas de contaminación. Asociados a esta contaminación generalizada aparecen los siguientes problemas medioambientales en los ecosistemas acuáticos:

- Acidificación de ríos y lagos con baja o reducida alcalinidad
- Eutrofización de las aguas y proliferación de algas tóxicas
- Toxicidad directa de los compuestos nitrogenados para los animales acuáticos. Además, la contaminación por nitrógeno inorgánico podría inducir efectos perjudiciales sobre la salud humana.

## 2.3. ESTUDIO DE LA ELIMINACIÓN DEL NITRÓGENO

En las EDAR urbanas, entre un 5□10 % del nitrógeno total contenido en el agua residual influente es eliminado en la decantación primaria en forma de nitrógeno orgánico particulado. Por otro lado, en un sistema de fangos activados convencional, se elimina entre un 10□30 % del nitrógeno total para satisfacer las necesidades nutricionales de la biomasa, que se estiman entre un 12□13 % en peso de la biomasa formada (Sedlak, 1991). En la mayoría de los casos esta eliminación no es suficiente para conseguir cumplir requisitos de vertido por lo que se requiere de la aplicación de

tratamientos adicionales. El proceso más aceptado y utilizado corresponde con el proceso biológico en dos etapas de nitrificación–desnitrificación, que se basa en transformar el nitrógeno contenido en las aguas residuales en nitrógeno gas.

## 2.4. EL CICLO DEL NITRÓGENO

Definido como la serie continua de procesos naturales en los cuales el nitrógeno se transforma a distintos estados de oxidación y reducción: de Nitrógeno Molecular (N2) a Amoniaco (NH3), luego a compuestos orgánicos carbono-nitrogenados, óxidos de nitrógeno y finalmente a N2 mediante denitrificación y oxidación anaerobia, cerrando el ciclo.

El ciclo del nitrógeno se constituye como componente mayoritario de proteínas, ácidos nucleicos y otros constituyentes celulares; la mayor parte del nitrógeno utilizable está en forma inorgánica, bien sea como amoniaco o nitrato. Sin embargo, acciones antropogénicas, como la producción industrial de NH4+ y NO3 - como fertilizantes para sostener el incremento acelerado de la población humana, la combustión de hidrocarburos fósiles y la descarga de aguas residuales, entre otras, han acelerado y desequilibrado considerablemente el ciclo del nitrógeno, con efectos negativos, tales como la eutrofización de los cuerpos de agua receptores, el efecto invernadero por la generación de Óxido Nitroso (N2O) y los riesgos para la salud humana como el aumento de la concentración de nitratos (NO3-) en el agua de consumo. Las formas del nitrógeno pueden ser "no reactivas" como el N2 o "reactivas" (Nr) como se encuentra en todas sus otras formas. El mayor almacén de N2 se encuentra en la atmósfera (78 % de la misma) y debe ser fijado a una forma reactiva para su aprovechamiento en la biosfera. Otras formas de N presentes en la atmósfera son las pequeñas cantidades de óxidos de nitrógeno, NH3 gaseoso, compuestos de NH4+, ácido nítrico (HNO3), partículas de NO3 - y N orgánico, que circulan a través de ella

A continuación se describen en detalle cada una de estas etapas

### 2.4.1. NITRIFICACIÓN.

La nitrificación consiste en la transformación del nitrógeno amoniacal en nitrato por acción de un conjunto de bacterias autótrofas nitrificantes. Las bacterias encargadas de realizar este proceso utilizan el carbono inorgánico (CO2 o HCO3) como fuente de carbono, y obtienen la energía necesaria para su crecimiento a partir de la oxidación

del nitrógeno amoniacal. La nitrificación del nitrógeno amoniacal se realiza en dos etapas llevadas a cabo por dos grupos diferentes de microorganismos (bacterias amonioxidantes y nitritoxidantes).

En las reacciones bioquímicas de ambas etapas se produce energía que es utilizada por los microorganismos para el crecimiento y mantenimiento celular. Para condiciones habituales de operación en una EDAR, la primera etapa corresponde con la etapa limitante del proceso de nitrificación.

También se ha de considerar la reacción de síntesis de los microorganismos implicados, que como se ha comentado anteriormente, asimilan una fracción del amonio del agua residual para el tejido celular.

Teniendo en cuenta esta reacción global se puede observar como en el proceso de nitrificación se produce un consumo considerable de alcalinidad, cada mg/l de N-NH4 oxidado provoca una disminución de 7.14 mg/l de alcalinidad expresada como CaCO3, lo que provoca un importante descenso del pH del medio.

En la etapa de nitrificación se consigue oxidar el nitrógeno amoniacal a nitrato, pero para transformar ese nitrato a nitrógeno gas, y por tanto poder reducir el contenido de nitrógeno del agua residual, se requiere de una segunda etapa, denominada desnitrificación.

## 2.4.2. BACTERIAS RESPONSABLES DEL PROCESO DE NITRIFICACIÓN.

Hay dos grupos de bacterias filogenéticamente distintos que en conjunto realizan el proceso de nitrificación. Las bacterias amonioxidantes obtienen energía mediante la oxidación del amoníaco no ionizado a nitrito, mientras que las bacterias nitritoxidantes oxidan los nitritos a nitratos. El primer proceso se suele denominar nitritación mientras que el siguiente recibe el nombre de nitratación.

Originalmente, las bacterias responsables del proceso de nitrificación fueron agrupadas en una familia, llamada Nitrobacteracea, donde las bacterias amonioxidantes se caracterizan por el prefijo *Nitroso-* y las bacterias nitritoxidantes se denominan con el prefijo *Nitro-* Sin embargo, posteriores estudios filogenéticos han concluido que las bacterias amonioxidantes y nitritoxidantes no están tan

estrechamente relacionadas. Las bacterias del género Nitrosomonas, Nitrosococcus, Nitrosospira, Nitrosolobus y Nitrosovibrio, participan en la primera etapa de la nitrificación, es decir, son bacterias amonioxidantes. La segunda fase la llevan a cabo las bacterias del género Nitrobacter, Nitrococcus, Nitrospira y Nitrospina.

Todos los miembros de estos dos grupos son bacterias gram-negativas quimioautótrofas. Las bacterias quimioautótrofas se caracterizan por la capacidad de utilizar un compuesto químico inorgánico como fuente de electrones para la inmovilización de carbono inorgánico en biomasa. Los quimioautótrofos por lo general son aerobios, emplean el oxígeno como aceptor final de electrones.

Todos los géneros de nitrificantes se pueden distinguir inicialmente por la forma celular. Hay bacterias en forma de varilla, elipsoidales, esféricas, espirales, vibrioide o lobular. Todas las especies tienen la típica pared celular gramnegativa. Muchas de las bacterias nitrificantes tienen complejos de membranas intracitoplasmáticos, los cuales se pueden disponer como vesículas aplanadas o tubos dispuestos al azar. Las células pueden ser móviles o no móviles, y los flagelos de células móviles son polares, laterales o peritricos. Además las células se observan aisladas, en parejas y, ocasionalmente, en cadenas cortas.

Las bacterias autótrofas nitrificantes están ampliamente extendidas en la naturaleza. Se encuentran en la mayoría de los ambientes aerobios donde hay presentes considerables cantidades de amonio. Ambos grupos de bacterias se desarrollan en lagos y corrientes de agua, que tienen aportes de amonio, y en la termoclina de los lagos, donde tanto el amonio como el oxígeno están presentes. Sin embargo, de acuerdo con sus características ecofisiológicas, se ha observado que varias especies aparecen solo o mayoritariamente en sitios concretos, por ejemplo, en ríos, lagos de agua dulce, lagos salados, océanos, aguas salobres, plantas de tratamiento de aguas residuales, rocas o piedras naturales de edificios históricos, y suelos ácidos. Algunas especies tienen un requisito de sal necesario para su desarrollo, otras prefieren ambientes eutróficos u oligotróficos y pueden tolerar temperaturas altas o bajas.

Además, las bacterias nitrificantes se encuentran en ambientes ya sea con una concentración de oxígeno baja o condiciones anóxicas, como en los lagos de la Antártida y a una profundidad de 60 m en los suelos de permafrost.

Es posible obtener, cultivos enriquecidos de bacterias autótrofas nitrificantes mediante el uso de medios selectivos que contienen amonio o nitrito como dador de electrones y bicarbonato como única fuente de carbono. Las bacterias autótrofas nitrificantes son organismos de crecimiento lento. Para la división celular en ambientes naturales, la mayoría de las especies nitrificantes necesitan de varios días o semanas, dependiendo del sustrato y la disponibilidad de oxígeno, así como de la temperatura y pH.

Como se ha comentado anteriormente, las bacterias autótrofas nitrificantes son bacterias quimiolitotróficas que se caracterizan por la capacidad de crecer mediante la oxidación de compuestos de nitrógeno inorgánico (amonio y nitrito). Estas bacterias obtienen todo el carbono celular del dióxido de carbono (CO2) que se fija a través del ciclo de Calvin/Benson.

A continuación se describen las reacciones bioquímicas llevadas a cabo por los dos grupos de bacterias involucradas en el proceso de nitrificación.

Las bacterias amonioxidantes extraen su energía de la oxidación del amonio a nitrito, que es catalizada, en condiciones aerobias, por dos enzimas clave, amonio monooxigenasa (AMO) y oxidorreductasa hidroxilamina (HAO). La enzima AMO oxida el amonio a hidroxilamina (NH2OH), compuesto intermedio del proceso. La reducción exergónica (variación de la energía libre de Gibbs es negativa) de O2 en el agua permite la oxidación endergónica (incremento de energía libre es positivo) del amonio.

En consecuencia, la oxidación del amonio necesita dos electrones exógenamente suministrados.

Esta segunda oxidación está también compuesta por varias partes en las cuales se forman la enzima ligada nitroxilo (NOH) y el óxido nítrico (NO). La enzima NOH puede ser liberada como el óxido nitroso (N2O) y óxido nítrico (NO). Dos electrones de la oxidación de hidroxilamina se transfieren a la oxidación del amonio y los otros dos electrones pasan a la cadena respiratoria para la generación de energía. La reacción global muestra que la oxidación del amonio causa la producción de ácido nitroso

Las bacterias nitritoxidantes extraen su energía de la oxidación de los nitritos en nitratos. Un único paso está involucrado en esta oxidación, que se lleva a cabo por la

enzima nitrito oxidoreductasa en Nitrobacter. En los géneros Nitrococcus, Nitrospina y Nitrospira, la enzima clave se llama sistema nitrito-oxidante. Para la oxidación del nitrito, no se consume O2 debido a que el átomo de oxígeno en la molécula de nitrato se deriva de agua. Los dos electrones liberados durante la oxidación son transportados a través de los citocromos al O2 para la conservación de la energía. Cuando el nitrito se oxida a nitrato no hay producción de protones

Cuando el nitrito se oxida a La velocidad de nitrificación depende de factores ambientales tales como temperatura, pH, concentración de sustrato y presencia de compuestos tóxicos-

En el desarrollo de las bacterias responsables del proceso de oxidación de amonio y nitrito. Influyen los siguientes factores: Amonio (NH4+)/ Nitrito (NO2□), Oxígeno disuelto (O2), Dióxido de carbono (CO2), pH, Temperatura, Transferencia de materia, Salinidad y Presencia de sustancias toxicas

## 2.4.3. DESNITRIFICACIÓN.

La segunda etapa del proceso biológico de eliminación de nitrógeno es la desnitrificación. El proceso de desnitrificación es el proceso biológico mediante el cual las bacterias heterótrofas facultativas, en ausencia de oxígeno, utilizan el nitrato como aceptor de electrones para degradar la materia orgánica. De este modo, las bacterias, en presencia de una fuente de carbono, reducen el nitrato a nitrógeno gas dando fin al proceso de eliminación biológica de nitrógeno.

Para que este proceso tenga lugar de forma eficiente es fundamental mantener condiciones anóxicas (término que se emplea para indicar la ausencia de oxígeno disuelto en el medio y la presencia de nitrato como aceptor de electrones) en el reactor, ya que las bacterias heterótrofas facultativas prefieren utilizar el oxígeno como aceptor de electrones antes que el nitrato. El crecimiento bacteriano en presencia de nitrato resulta menos eficiente que el crecimiento en presencia de oxígeno, ya que no se genera la misma cantidad de energía en forma de ATP por unidad de DQO degradada.

El proceso de desnitrificación compensa la disminución de alcalinidad del proceso de nitrificación ya que en el proceso de desnitrificación aumenta el pH. Este aumento del pH se produce como consecuencia del consumo de protones

# 3. EL FÓSFORO

## 3.1. GENERAL

En las aguas residuales urbanas, el fósforo está presente como fósforo orgánico o en forma inorgánica como ortofosfatos y polifosfatos.

La cantidad que llega a las plantas depuradoras por habitante, o la concentración, puede variar algo en función de los hábitos alimenticios, y en función del consumo de detergentes que contengan polifosfatos.

Puede estimarse, como una cifra media, que la aportación es de 1,5 g de fósforo por habitante y día en los desechos y 1 g por habitante y día como consecuencia del consumo de detergentes. A estas cantidades, o concentraciones, hay que añadir las procedentes de posibles vertidos industriales o de escorrentía agrícola.

Los efectos perjudiciales del vertido de fósforo en los cauces son fundamentalmente los siguientes:

- El fósforo, junto con el nitrógeno, son los factores principales de la eutrofización, pero normalmente el fósforo es el factor limitante ya que, en ausencia de vertidos conteniendo nitrógeno, ciertos tipos de algas pueden fijar el nitrógeno atmosférico.

- La fauna piscícola se ve perjudicada y aparecen especies menos nobles, que son capaces de soportar condiciones ambientales más desfavorables.

- Se complican los tratamientos para agua potable, si en el cauce donde se producen los vertidos existen tomas para abastecimiento.

- Además, el aspecto visual de las aguas y sus usos para actividades de ocio quedan notablemente perjudicados.

La eliminación de fósforo puede llevarse a cabo por vía biológica o bien por vía química.

## 3.2. ELIMINACIÓN BIOLÓGICA DEL FÓSFORO

### 3.2.1. Orígenes

La incorporación incrementada de fósforo en el fango activo ha sido ratificada en numerosos ensayos de toma y redisolución y explicada como proceso bioquímico (Levin y Shapiro, 1.965). En base a ensayos realizados, los autores elaboraron el esquema de una instalación de fangos activos modificada, de la cual procede el proceso "Phostrip".

En los años 70 se realizaron numerosas investigaciones, sobre todo en Sudáfrica, para aclarar los fundamentos y el proceso de la retirada biológica incrementada de fósforo. Barnad en 1.972 "descubrió" un proceso para eliminación simultánea de nitrógeno y fósforo o, mejor dicho, lo desarrolló a partir de un proceso de eliminación de nitrógeno. El proceso es el BARDENPHO (Barnad, denitrificación, phosphorelimination).

Fundamentos de la eliminación biológica

Respecto al mecanismo de los procesos observados, hay dos hipótesis esencialmente distintas:

1 Los fenómenos observados son de naturaleza puramente biológica; la incorporación del fósforo se realiza por procesos regulados por enzimas, en las células bacterianas.
2 Los fenómenos observados son de naturaleza físico-químicas; en el fango activo se fija el fósforo por reacciones de precipitación.

Los mecanismos de la eliminación biológica del P no están todavía aclarados completamente. A pesar de ello, se han construido numerosas plantas cuyos resultados, a veces contradictorios, denotan la insuficiencia de los conocimientos científicos hasta ahora.

En las instalaciones convencionales de fangos activos, una parte de los fosfatos disueltos se toman por los microorganismos para síntesis de las células; también pueden acumularse los fosfatos en los flóculos de fango. El fango activo tiene 1-2% de fósforo (referido a materia seca). El fosfato en exceso del agua residual pasa al cauce. Puede aumentarse la retirada de fosfatos del agua residual incrementando la

producción de fangos en exceso (Aumento de carga másica o reducción de edad del fango). Si se procede de este modo pueden producirse, como consecuencia, dificultades de tratamiento (en nitrificación o en eliminación de $DBO_5$).

También puede aumentarse la retirada de fósforo por medio de diversas formas de operación, que produzcan un incremento de bacterias que tomen fosfatos en más alta concentración y los almacenen como polifosfatos.

Normalmente, la proporción de bacterias acumuladoras de polifosfatos en el fango activo es escasa. Su aumento y, como consecuencia, un incremento de la retirada de fósforo del agua residual se alcanza cuando el fango activo se somete a condiciones anaerobias y aerobias alternativamente.

La fase anaerobia parece necesaria no sólo para multiplicar el contenido de bacterias almacenadotas de polifosfatos, sino también para incrementar la toma de fosfatos en la fase aerobia subsiguiente.

Al ser la fase anaerobia corta, y debido al cambio constante entre condiciones anaerobias y aerobias, no se produce un crecimiento de anaerobias obligadas en el fango activo y por tanto, no se llega a formar metano.

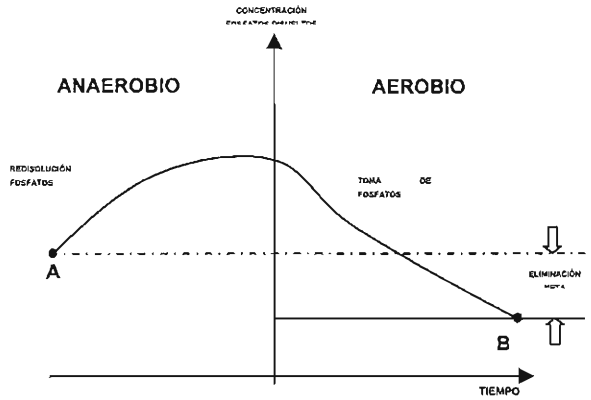
En la fase anaerobia se forman por los metabolismos fermentativos de bacterias anaerobias facultativas ácidos orgánicos de cadena corta como ácido acético y propiónico. Estos productos finales de la fermentación se pueden incorporar por las bacterias acumuladoras de polifosfatos, y se almacenan transformándolos en polímeros más complejos, como productos de reserva. La energía para su síntesis procede de los polifosfatos acumulados, en cuya descomposición se liberan fosfatos de las células. Los polifosfatos sirven como fuente de energía para la supervivencia de las células en un medio anaerobio.

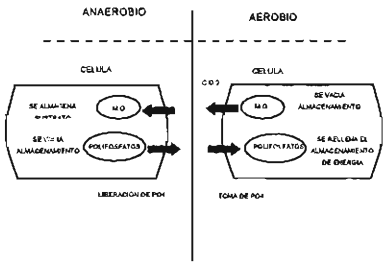
En condiciones aerobias las reservas orgánicas acumuladas en la fase anaerobia y otras sustancias exógenas fácilmente biodegradables se utilizan como fuentes de energía y carbono para, ya en medio aerobio, iniciar las actividades de respiración y crecimiento. La energía ganada por la respiración de las reservas orgánicas (y las sustancias orgánicas fácilmente degradables del agua residual) sirve simultáneamente para la incorporación de los fosfatos y su almacenamiento como polifosfatos.

La cantidad de los fosfatos incorporados aeróbicamente sobrepasa la de los disueltos anaeróbicamente, de forma importante. (Los valores del contenido de fósforo en el

fango oscilan entre el 2,5 y el 5%, referidos a materia seca). En la zona anóxica, el proceso puede tener lugar de igual forma que en la zona aerobia o anaerobia en función de los tipos de bacterias.

Por el almacenamiento de reservas orgánicas las bacterias acumuladoras de polifosfatos tienen ventajes en su crecimiento frente a otras obligadas aerobias del fango activo, de modo que, con una conducción adecuada del proceso, se incrementan rápidamente.




### 3.2.2. Precipitación química simultanea a la eliminación biológica

En las instalaciones donde se elimina biológicamente el fósforo puede haber, además, una cierta precipitación química del fósforo, sin adición de reactivos, paralela a la acumulación biológica. Esta precipitación tiene lugar, fundamentalmente, con los cationes hierro y calcio. La causa de ello es, probablemente, que la redisolución de fosfatos en el tanque anaerobio provoca una alta concentración de fosfatos en el mismo que aumenta con la concentración de sustancias orgánicas fácilmente biodegradables. Se alcanzan concentraciones de fósforo de 20 a 50 mg/l y, por tanto,

si hay una concentración suficiente de los cationes citados, puede producirse la formación de precipitados. Si estos precipitados no se redisuelven totalmente en el reactor aerobio, tiene lugar una precipitación neta de fosfatos.

Si la planta tiene una etapa de desnitrificación a continuación de la fase anaerobia, se puede producir, además, una formación de precipitados en los flóculos del fango a causa del incremento del pH que el proceso de desnitrificación causa.

Formas de operación para la retirada biológica de fósforo

Una adecuada combinación de condiciones anaerobias, anóxicas y aerobias permite un incremento de bacterias capaces de llevar a cabo la retirada del fósforo.

### 3.2.3. Factores que limitan el rendimiento de los sistemas biológico de eliminación de fósforo

Los factores fundamentales son los siguientes:

- Escasa concentración de ácidos orgánicos en el agua residual.
- Tiempo de retención en la etapa anaerobia demasiado reducido.
- Presencia de nitratos u oxigeno en los efluentes al tanque anaerobio.
- Cargas de fosfato muy variables y no acompasadas con la carga orgánica.
- Redisolución de fosfatos en el decantador secundario.
- Fuga de sólidos excesiva en la salida del decantador secundario.
- Redisolución de fosfatos en las sucesivas fases del tratamiento y deshidratación de fangos.

### 3.2.4. Posibilidades de optimización de la eliminación biológica de fósforo

Las siguientes medidas contribuyen a la mejora del rendimiento:

- Preacidificación del agua residual o del fango primario
- Aumento del tiempo de retención en la fase anaerobia. Con ello se puede conseguir simultáneamente con la redisolución de fosfatos una cierta preacidificación.
- Creación de una zona estrictamente anaerobia, minimizando de alguna manera la entrada de nitratos con la recirculación. (Procesos EASC y UCT por ejemplo).

- Acomodación de la carga de fosfatos con la carga de sustancias orgánicas fácilmente absorbibles.
- Evitar una redisolución de fosfatos en el decantador secundario. Esto puede minimizarse con un aumento del contenido de oxígeno en la salida del reactor biológico o con una retirada rápida de los fangos sedimentados en el decantador.
- Reducción al mínimo de la fuga de sólidos suspendidos del decantador secundario. El método más radical (y costoso) si se quiere conseguir una buena garantía es la filtración del agua residual tratada.
- Impedir la redisolución de fosfatos en la línea de fangos (Espesadores, digestión, deshidratado). Puede aminorarse este problema espesando el fango en exceso por medios mecánicos (separado del fango primario) y tratando con cal los sobrenadantes de espesadores y digestores y el agua procedente de la zona de deshidratación.

### 3.3. Eliminación del fósforo por vía química

El fósforo en el agua residual bruta está en parte en la materia orgánica y en parte en forma inorgánica como fosfatos. El fósforo en la salida de las plantas biológicas es en un 80 o 90% ortofosfatos, que pueden eliminarse por precipitación química mediante una serie de iones metálicos que forman con los ortofosfatos disueltos combinaciones insolubles.

Una serie de iones metálicos forman con los iones fosfato disueltos combinaciones insolubles. En el tratamiento del agua residual se usan sobre todo $Fe^{3-}$, $Al^{3-}$, $Fe^{2-}$ y $Ca^{2-}$ .

La separación de fosfatos se produce esencialmente por reacción con el ión metálico ($Me^{3-}$).

$PO_4^{3-} + Me^{3-} = Me\ PO_4$

Con $Fe^{3-}$ y $Al^{3-}$ se forman fosfatos muy poco saludables $Fe\ PO_4$ y $Al\ PO_4$

Paralelamente se forman hidróxidos metálicos muy pocos solubles:

$Me^{3-} + 3OH = Me\ (OH)_3$

Si la alcalinidad natural del agua no es suficiente se debe añadir lechada de cal ($Ca\ (OH)_2$).

Los flóculos de hidróxido engloban el Me $PO_4$ y adsorben también otras combinaciones de fósforos.

Como la solubilidad de los fosfatos (de Me) depende del pH y la menor solubilidad del Fe $PO_4$ está en un entorno 5,0 – 5,5 y la de Al $PO_4$ en 6,0 – 7,0, es en estos entornos donde se puede esperar el mejor rendimiento. La formación de flóculos no es siempre la mejor a esos valores del pH y a veces es necesario subirlo algo con cal o sosa.

El fósforo puede separarse también con cal sólo.

Como, salvo en aguas muy blandas, siempre hay calcio suficiente en las aguas, las dosificación de Ca $(OH)_2$ no tiene como fin principal añadir iones $Ca^{2+}$ sino una subida de pH. No es el calcio el agente principal para conseguir la floculación y precipitación sino los iones OH. La eliminación de fósforo con cal exige valores de pH superiores a 8,5 y puede mejorarse con valores más altos.

Dosis de reactivos a utilizar

La cantidad de reactivos (con iones trivalentes) está influenciada por:

- Contenido en fósforo del agua residual
- pH del agua residual
- Alcalinidad
- Contenido en sustancias que creen otros complejos y de inhibidores de floculación.

En la precipitación con cal la dosificación depende, esencialmente, del pH deseado.

La cantidad de reactivo a dosificar puede calcularse con la siguiente fórmula:

$$D = ß \cdot P_e/z \text{ g/m3}$$

Siendo: D – dosis de reactivo (g/m3)

z – factor de conversión

ß – Relación molar (mol Me/mol P)

$P_e$ – Concentración de P en entrada g/m3

z = 0,555 C Fe + 1,148 C Al

C Fe = contenido de Fe en el reactivo (Kg/Kg)

C Al = contenido de Al en el reactivo (Kg/Kg)

Los valores de C Fe y C Al se deben dar y garantizar por los suministradores, aunque es recomendable controlarlos, sobre todo cuando se trata de productos elaborados.

### 3.3.1. Procesos Técnicos

Las instalaciones no se distinguen de las análogas en tratamiento de agua potable o industrial.

Las tres etapas son las siguientes:

1.- Mezcla. El reactivo se mezcla de forma muy intensa con el agua residual para lograr un reparto uniforme en el menor tiempo posible.

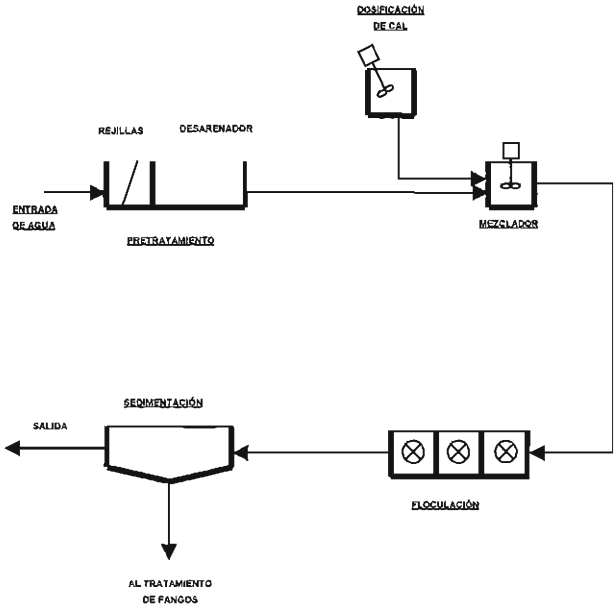
2.- Reacción y floculación. Agitación lenta en tiempo suficiente para lograr las reacciones físicas y químicas que conducen a la formación de flóculos y a la adsorción o unión química de las sustancias a separar del agua. Hay que garantizar los contactos suficientes e impedir la sedimentación de flóculos.

3.- Sedimentación. Para conseguir la separación de los flóculos.

Hay diversas formas de realizar el proceso según el punto en que se añaden los reactivos.

- Precipitación directa y pre-precipitación:

En la precipitación directa tiene lugar, únicamente, un tratamiento químico del A.R. Los reactivos se añaden al agua bruta.

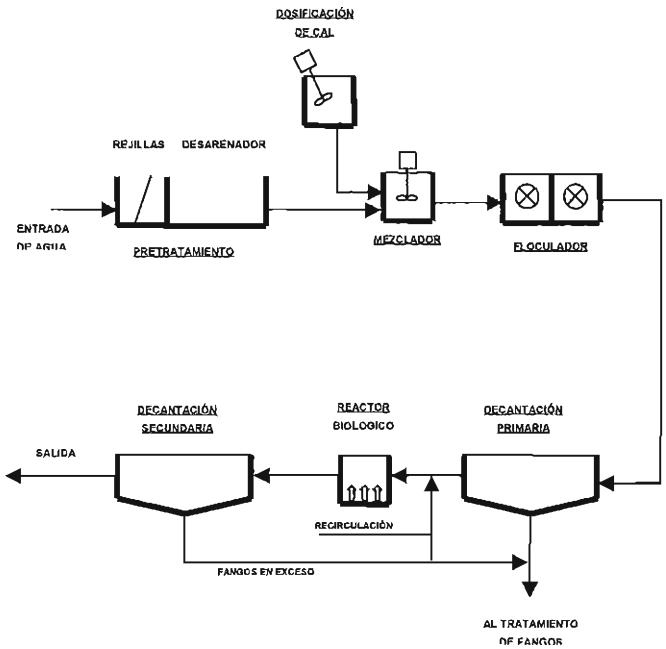



En general se usa cal como precipitante. La dosis según la alcalinidad varia de 300 a 450 mg. de $Ca^{++}$/l.

Con la precipitación directa puede llegarse a una reducción de $DBO_5$ del 60 al 80% y de P del 80 al 90%.

El proceso es adecuado para aguas residuales con alto contenido en metales pesados y otros tóxicos que perjudican el tratamiento biológico.

En la precipitación, se dispone a continuación de la misma una etapa biológica para eliminar la materia orgánica no sedimentada previamente.



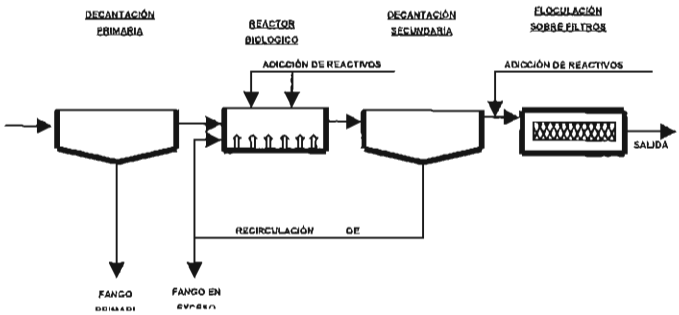
Como precipitantes se usan Cal, Al, y Fe. Se suele preferir por razones de costo y por presencia de tóxicos la cal. Para que el fango activo disponga de fósforo suficiente, la salida después de la pre-precipitación debe contener todavía 1,5 a 2,5 mg P/l.

En estos dos sistemas, cuando se usa cal, se aumenta la producción de fangos hasta 4 veces la cantidad normal.

### 3.3.2. Precipitación simultánea:

Para conseguir una eliminación de fósforo sin aumentos de coste de la construcción apreciables, se desarrolló la precipitación simultánea.

Los reactivos normales son $Al_2(SO_4)_3$, $Fe\,Cl_3$ y $SO_4Fe$ que se añaden en el tanque de activación o en su salida.

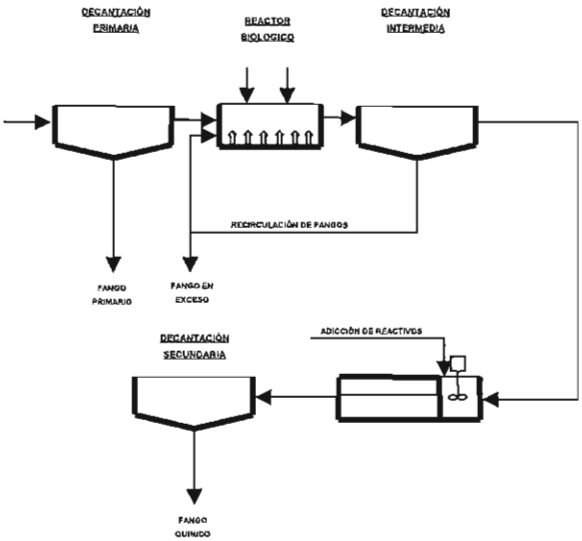



En la dosificación en la salida hay que prever una instalación para lograr una buena mezcla. La recirculación de fangos permite aprovechar la capacidad de adsorción de los precipitados formados para una mejor eliminación del P. Además se igualan las oscilaciones del contenido de fosfatos en la entrada.

Con una relación de floculante de 1,5 a 2,0 se elimina el 80 al 90% del fósforo total disuelto. La concentración de fósforo en la salida oscila de 0,5 a 2 mg/l, en función del contenido en la entrada

### 3.3.3. Post precipitación:

En este proceso la planta biológica se amplia con una tercera etapa.




En tres tanques o cámaras consecutivas tiene lugar la mezcla, floculación y precipitación y separación por sedimentación o flotación.

Con este sistema no se puede producir ningún perjuicio a los procesos biológicos por los reactivos de precipitación o por los valores desfavorables del pH.

Si se usan sales de Al o Fe trivalentes con la relación molar habitual de 1,5 a 2,5 no se consigue una mayor eliminación de fósforo que con la precipitación simultánea.

También puede usarse cal. Para evitar la turbiedad que permanece, se recomienda la dosificación de un coadyuvante (p. ej. 1 a 2 mg. $Fe^{3+}$/l). En la elección del precipitante, hay que considerar las consecuencias en el cauce receptor, como las debidas a las variaciones del pH.

El fango producido puede tratarse tanto separada como conjuntamente con el biológico. Es una desventaja el mayor costo de inversión

### 3.3.4. Filtración o floculación sobre filtros después de la precipitación química

La eliminación de fósforo se mejora si a la precipitación química (simultánea o post) se hace seguir un filtro. El resultado mejora todavía si en la entrada del filtro se añaden pequeñas cantidades de reactivos. Floculación sobre filtro.

Con la adición de un filtro convencional, los contenidos de fósforo bajan a la mitad (1 mg/l después del decantador secundario, a 0,5 mg/l después del filtro).

Si se hace una microfloculación sobre filtros se puede llegar a salidas de 0,2 a 0,3 mg/l. El rendimiento en el 1er caso puede llegar al 90% y en el segundo al 95%. Por supuesto, también se consigue una mejora en DQO y $DBO_5$ en salida.

### 3.3.5. Influencia de la precipitación química en la producción de fango

El aumento de la cantidad de fango depende del tipo y cantidad del coagulante. La cal produce fangos con menos agua y las sales de catíones trivalentes debido a los hidróxidos, ricos en agua, producen un gran aumento de la cantidad de fangos en volumen.

Con los valores normales de dosificación y eliminación de fósforo se produce un aumento de producción de sólidos de 20-30 g/hab.día, en comparación con la producción normal en tratamientos biológicos (80 g/hab.d).

Con cal puede calcularse un aumento de sólidos de 1,35 veces la cantidad de cal añadida. Con pH de = 9,5 (Salida de P ≤ 2 g/m3), se produce un aumento de = 50 g/hab.d y con pH de = 11 (Salida de P ≤ 1 g/m3) de hasta 200 g/hab.d.

# 4. PROCESOS DE ELIMINACION BIOLOGICA DE NUTRIENTES.

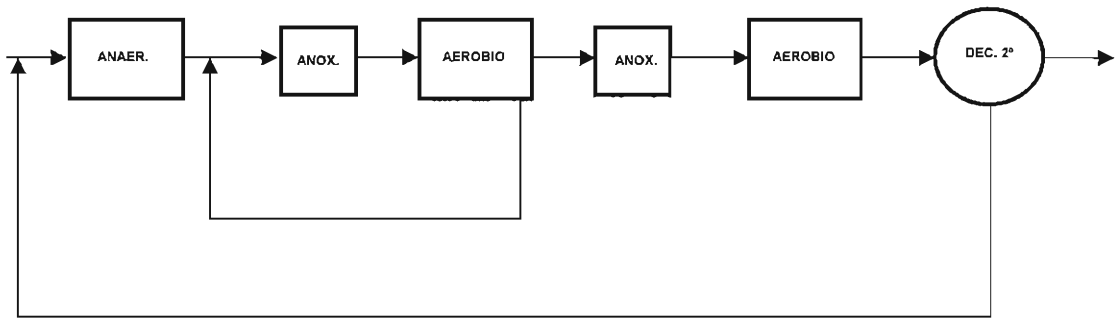
A continuación se relacionan los sistemas o procesos de eliminación biológica de nutrientes mas conocidos.

Alguno de ellos están destinados a la eliminación del nitrógeno, otros principalmente a la eliminación del fósforo y otros eliminan ambos elementos.

## 4.1. CANAL DE OXIDACIÓN.

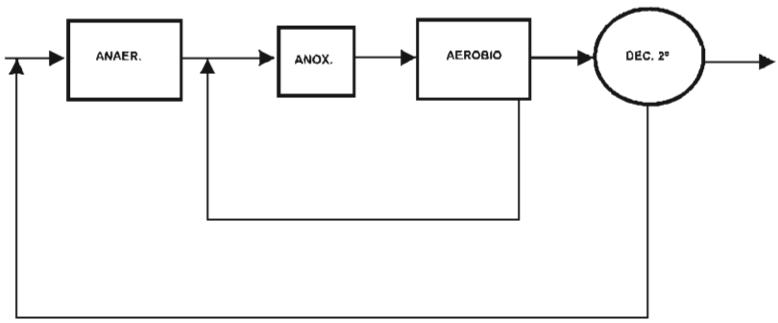
En estos sistemas, el agua residual se hace circular alrededor de un canal ovalado o circular donde se lleva a cabo la nitrificación y desnitrificación del agua mediante la alternancia de zonas aerobias y anóxicas. La zona aerobia comienza en la zona de aireación y se extiende hasta que el oxígeno disuelto disminuye a cero. Entre este punto y el aireador se establece la zona anóxica. La entrada de agua residual y la recirculación de nitratos se establece al inicio de la zona anóxica para utilizar el carbono del agua residual en la desnitrificación.

## 4.2. PROCESO BARDENPHO



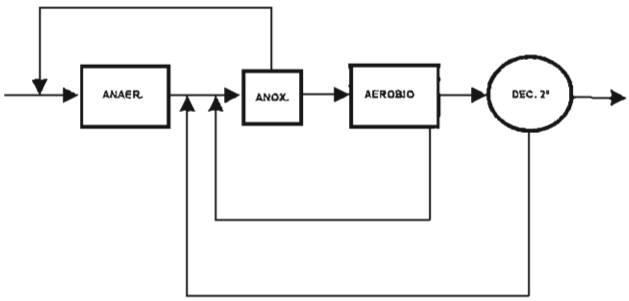

Es un proceso debido a las investigaciones del profesor Barnard. Aunque fue concebido para la eliminación biológica del nitrógeno, se lograba una reducción del fósforo pero sólo cuando el volumen del tanque anóxico era mayor de lo estrictamente necesario para la desnitrificación y una parte del tanque funcionaba en condiciones anaerobias. Se consiguió aumentar de forma muy significativa la eliminación de fósforo anteponiendo un tanque anaerobio (Selector) al que se recirculaban los fangos biológicos sedimentados en el decantador secundario.

## 4.3. PROCESO PHOREDOX



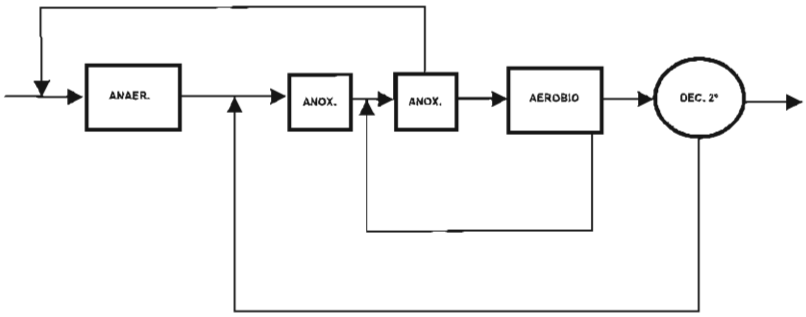

Es una simplificación del Bardenpho suprimiendo el 2º tanque anóxico y el 2º tanque de aireación.

## 4.4. PROCESO UCT



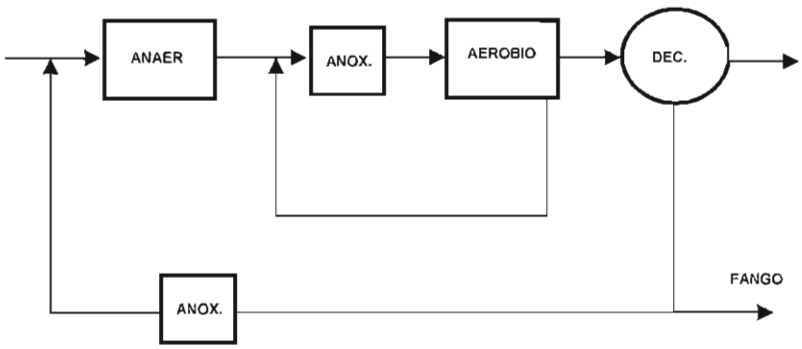

En el proceso UCT el fango recirculado desde el decantador secundario y la recirculación procedente de la salida del tanque de nitrificación se conducen al tanque anóxico de desnitrificación. El tanque previo anaerobio recibe el agua residual y una recirculación libre de nitratos procedente del tanque anóxico.

## 4.5. PROCESO UCT MODIFICADO




La modificación consiste en la realización de una compartimentación del tanque anóxico en dos partes para lograr una mayor seguridad contra la llegada no deseada de nitratos al tanque anaerobio. Se consigue así, una desnitrificación por separado del fango activo y del fango de recirculación procedente del decantador secundario.

## 4.6. PROCESO JHB




Es una modificación del proceso Phoredox. Se añade un tanque anóxico previo para que el fango de recirculación procedente del decantador secundario pierda sus nitratos antes de enviarlo al tanque anaeróbico.

## 4.7. PROCESO A/O

En este proceso se realiza una eliminación biológica del fósforo sin nitrificación-desnitrificación. El agua residual y el fango recirculado se introducen en un tanque anaerobio realizado en cascada. El tanque aerobio posterior también se realiza en cascada.

El proceso A/O es un proceso biológico que consigue eliminar DBO y fósforo de forma biológica, llevándose a cabo con un menor tiempo de retención y mejor rendimiento que un proceso de fangos activos convencional.

La eliminación de fósforo se ha realizado y se suele realizar mediante la precipitación química añadiendo sales de hierro o aluminio. En comparación con la precipitación química, el proceso A/O tiene unos costes de explotación menores, debido a la eliminación del uso de reactivos químicos y al costo adicional que supone procesar y disponer el exceso de volumen de fangos químicos resultantes de un tratamiento físico-químico.

El fango biológico que produce el proceso A/O es similar al fango biológico de un proceso convencional de fangos activos, añadiendo la ventaja de tener una mayor densidad debido al contenido de fosfatos siendo fácil de deshidratar en las instalaciones de secado mecánico.

Además y debido a que el proceso tiene un selector anaerobio en cabeza, es especialmente resistente a la producción del fenómeno denominado "sludge bulking".

Un reactor biológico A/O se divide en dos zonas, una zona anaerobia, dividida en cámaras, con un volumen del 10 al 20% del total del reactor y la zona óxica, que se divide a su vez en varias cámaras para conseguir unas condiciones de flujo pistón (plug-flow).

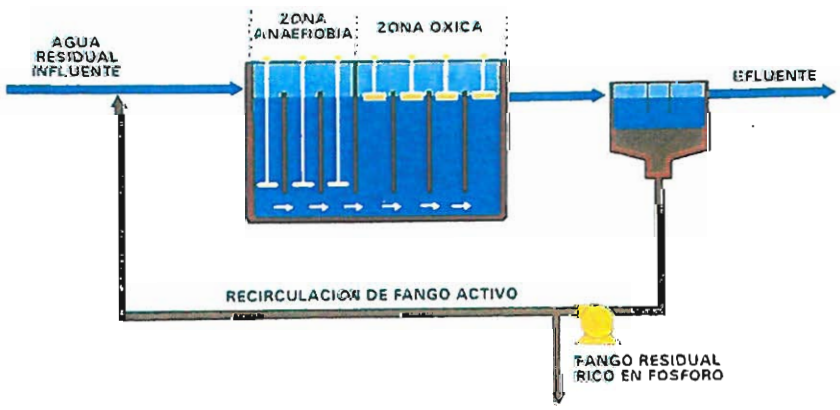



Figura 1: El proceso A/O

Las cámaras anaerobias son equipadas con agitadores para mantener en suspensión los sólidos biológicos.

El agua de entrada y el fango recirculado se mezclan en la zona anaerobia. El licor mezcla pasa a través de las zonas anaerobias, después pasa a las cámaras óxicas y finalmente se conduce a la decantación secundaria para la separación de los sólidos y la obtención de un efluente clarificado.

El exceso de fango que contiene el fósforo eliminado es purgado del proceso periódicamente.

La zona anaerobia se mantiene libre de oxígeno disuelto, manteniéndose un bajo nivel de agitación para evitar la transferencia de oxígeno. El tiempo de retención en las cámaras anaerobias es suficientemente reducido y evita la producción de sulfhídrico o de otros productos asociados con los procesos de tratamientos anaerobios.

El decantador opera de forma convencional, para separar el licor mezcla en dos corrientes, fango de recirculación y efluente. La concentración del fango de recirculación es del 1-2% en peso de sólidos, permitiendo caudales de recirculación relativamente bajos 25-50% en relación con el caudal de entrada.

A nivel microbiológico, las cámaras anaerobias funcionan como selectores anaerobios, que permiten el crecimiento exclusivo de aquellos microorganismos que pueden desarrollarse en estas condiciones de ausencia de oxígeno. Estos microorganismos tienen la capacidad de almacenar energía en forma de polifosfatos.

En la zona anaerobia donde la concentración de substrato (DBO) es alta, aquellos organismos que han almacenado energía en forma de polifosfatos usan esa energía en ausencia de oxígeno para transportar DBO soluble a través de las membranas celulares mientras descomponen los polifosfatos en ortofosfatos. Así, en la zona anaerobia disminuye el contenido de DBO disuelto mientras que aumenta la concentración de fosfato.

Cuando los organismos alcanzan la zona óxica, utilizan el oxígeno presente para transformar la DBO en $CO_2$ y $H_2O$, produciéndose un crecimiento celular. Una parte de

la energía liberada por esta reacción es utilizada para producir polifosfato dentro de las células, utilizando el ortofosfato disuelto en el licor mezcla.

Gracias al crecimiento celular la cantidad de fosfato disuelto eliminado es mayor que el liberado previamente en la zona anaerobia, produciéndose una eliminación neta de fósforo.

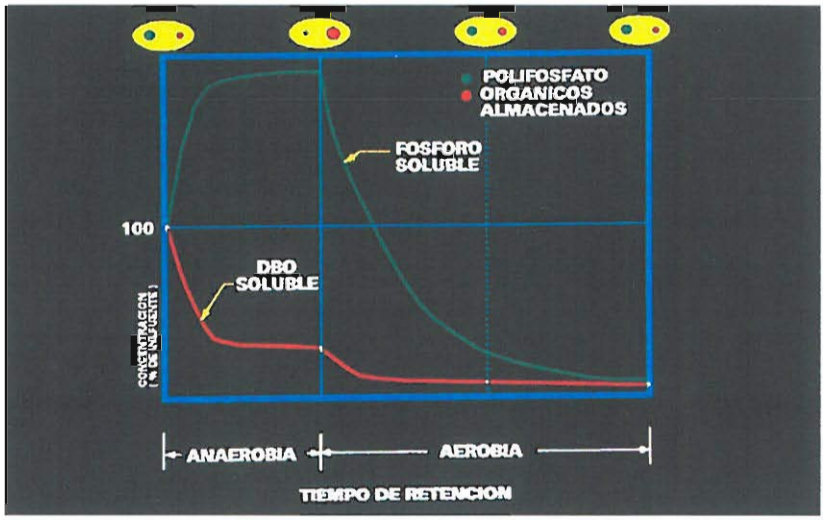



Figura 2. Perfil de las concentraciones en el proceso A/O

El cambio en la concentración de fosfato y DBO a través del proceso A/O se ilustra en la figura 2. En la zona anaerobia la concentración de fosfatos va incrementándose en cada cámara, con un fuerte desarrollo en la primera, siendo menor en las siguientes etapas. Paralelamente el contenido de DBO disminuye a medida que el licor mezcla avanza por las sucesivas cámaras anaerobias.

## 4.8. PROCESO A 2/O

Esta variante del proceso A/O permite además la eliminación de nitrógeno. Consiste en introducir una zona anóxica entre las zonas anaerobia y óxica, con un sistema de recirculación interna de fango desde la última cámara óxica del reactor biológico a cabecera de la zona anóxica para favorecer la desnitrificación.

De esta forma el reactor biológico está dividido en tres zonas, cada una de ellas dividida a su vez en cámaras para asegurar que se producen unas condiciones de flujo-pistón.

La zona anaerobia actúa como selector, se encuentra normalmente compartimentada, dotada de agitadores y recibe el agua residual y el fango recirculado.

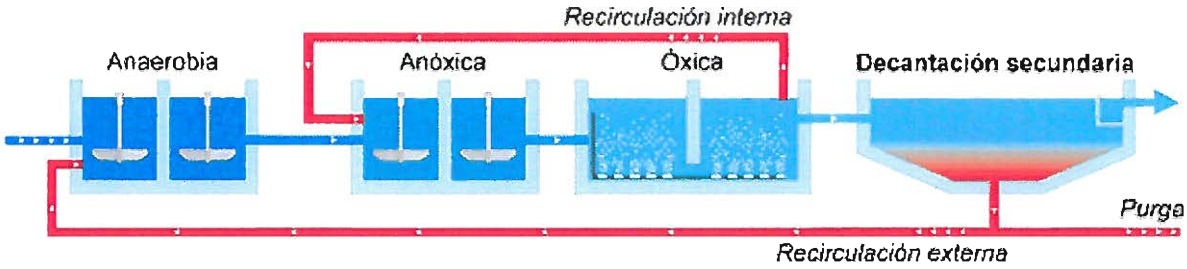



Figura 3. Compartimentación del reactor biológico en el proceso $A_2/O$.

El licor mezcla pasa a la zona anóxica, también compartimentada que recibe, además, la recirculación interna de fango desde la última cámara óxica. Su volumen es función de la tasa de desnitrificación biológica. En esta zona se inicia el proceso aerobio del tratamiento gracias al oxígeno suministrado en forma de $NO_2$ y $NO_3$ procedente de la recirculación interna.

Las zonas anaerobias y anóxicas están equipadas con mecanismos de agitación para mantener el licor mezcla en suspensión.

La zona óxica está sometida a mezcla y aireación mediante equipos mecánicos superficiales o difusores y se dimensiona con volumen suficiente para que se produzca en ella la nitrificación del efluente.

En la zona óxica el nivel de oxígeno disuelto es de 2 a 4 mg/l y la concentración de sólidos (MLSS) se mantiene en el rango de 2.000 – 5.000 mg/l.

El proceso funciona biológicamente como selector en el que se desarrollan, en cada zona, los organismos que tienen capacidad de adaptación en cada una.

En la zona anaerobia los organismos toman la energía de los polifosfatos almacenados dentro de la membrana celular, liberando ortofosfatos al mismo tiempo que asimilan el substrato (DBO) disuelto. De esta forma disminuye la concentración de DBO en el licor mezcla sin necesidad de oxígeno.

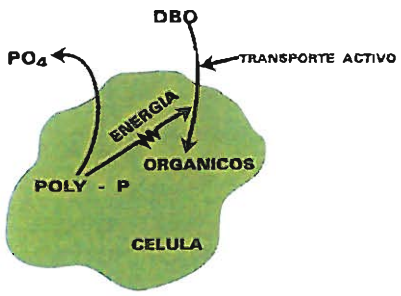



Figura 4. Reacciones anaerobias de un microorganismo que acumula fósforo

En la zona anóxica se aportan nitratos por medio de una recirculación interna desde el final de la zona óxica. En esta zona se crean las condiciones idóneas para el crecimiento de los organismos desnitrificantes. El carbono requerido para la desnitrificación es aportado por la DBO del agua de entrada, por tanto no se requiere ninguna fuente de carbono adicional como metanol. El oxígeno necesario para la oxidación de la DBO es suministrado en parte por el oxígeno disponible en el ión nitrato.

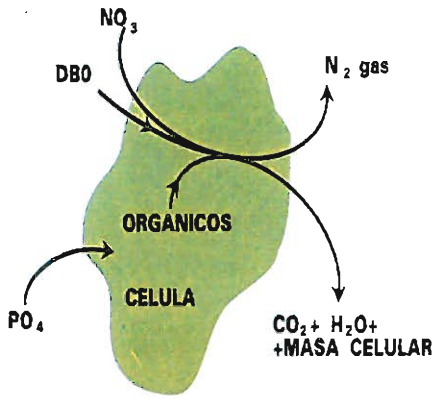



Figura 5. Reacciones de un microorganismo en la zona anóxica

Este aprovechamiento del oxígeno de los nitratos reduce la demanda global de oxígeno en la zona óxica del sistema.

En la zona óxica el mecanismo biológico es el siguiente: los organismos en presencia de oxígeno disuelto convierten la DBO almacenada en $CO_2$, agua y nueva masa celular. Una parte de esta energía es utilizada para almacenar polifosfato intracelular a partir del ortofosfato liberado en la zona anaerobia.

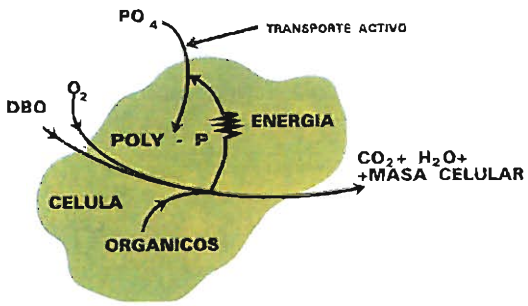



Figura 6. Reacciones aerobias de un microorganismo que acumula fósforo

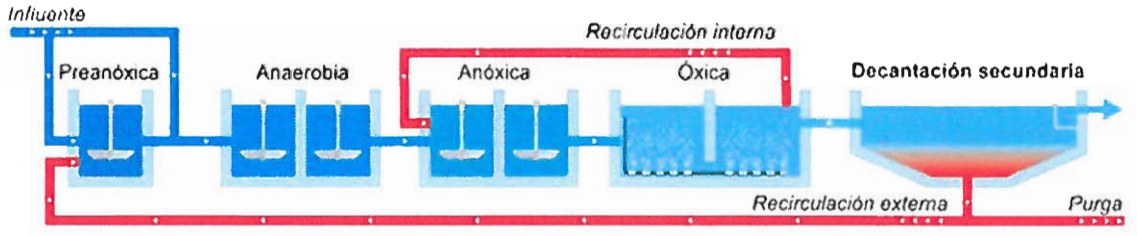
Al producirse nuevas células la cantidad de fosfato eliminado de la solución, es mayor que el fosfato liberado previamente en la zona anaerobia, produciéndose una eliminación de fósforo.

La nitrificación tiene lugar simultáneamente en la zona óxica, produciéndose nitratos que son recirculados a la zona anóxica.

Al estar compartimentada la zona óxica, la mayor concentración de nitratos se produce en la última cámara, y es desde ésta donde se realiza la recirculación. La parte de licor mezcla que no se recircula, pasa a la decantación secundaria desde donde se realiza la recirculación externa de fangos a la zona anaerobia.

## 4.9. SISTEMA $A_2$/O MODIFICADO (NIPHO).

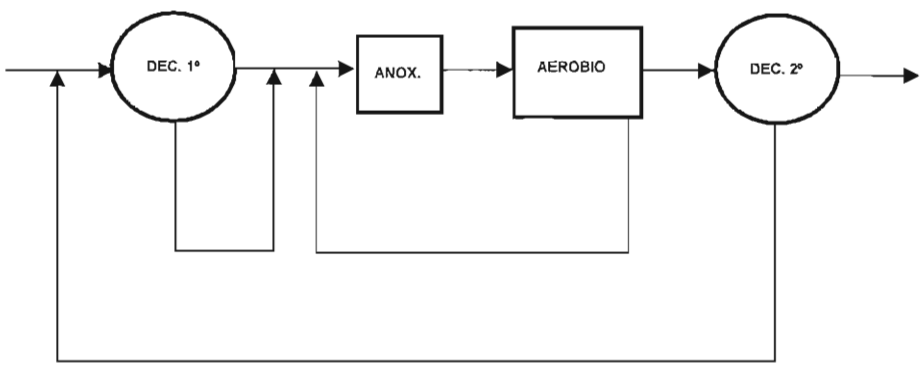
El proceso $A_2$/O Modificado o NIPHO es un proceso patentado por **DRACE *medioambiente***, para la eliminación de nutrientes en aguas residuales urbanas.




En este proceso se añade un tanque anóxico previo (cámara preanóxica) para que el fango de recirculación procedente del decantador secundario pierda sus nitratos antes de enviarlo al tanque anaeróbico.

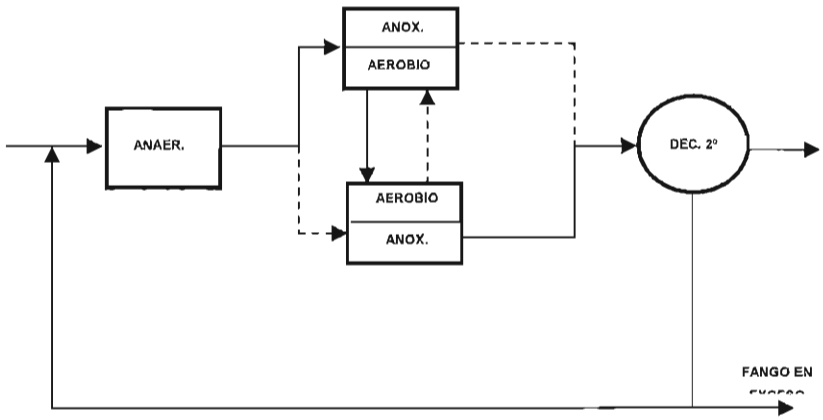
Al igual que el $A_2$/O, la reducción de nutrientes es por vía biológica y también presenta un excelente comportamiento ante la prevención del bulking, la decantación de fangos y reducido consumo de oxígeno. El NIPHO consigue mayores rendimientos en la eliminación de nutrientes y es más flexible ante variabilidad de caudales y altas contaminaciones de entrada

## 4.10. PROCESO EASC (EXTENDED ANAEROBIC SLUDGE CONTACT)



Para aumentar las transformaciones anaeróbicas de la material orgánica se incluye en la secuencia del proceso, preconectado, un decantador. Este proceso ha sido desarrollado por la Politécnica de Munich. El fango recirculado se bombea a la entrada del decantador. Como consecuencia de la sedimentación, el tiempo de estancia del fango en condiciones anaerobias es mayor que el del agua.

## 4.11. PROCESO BIODENIPHO




Dos reactores de fangos activos dispuestos en paralelo se cargan con el agua residual y se airean de forma alternativa. Con ello, cuando en un reactor se desnitrifica (agua residual y fango activo rico en nitratos se mezclan sin aireación) en el otro se airea (nitrificación). Cuando el nitrato se elimina, se cambia la alimentación de agua residual y se invierte la situación.

Preconectando un tanque anaerobio en el que se introducen el fango recirculado del decantador secundario y el agua residual, el sistema se complementa para eliminar P.

Uno de los sistemas más empleados que permiten eliminar fósforo por vía biológica sin adicción de reactivos, que más podría adaptarse a las plantas a proyectar es el denominado ***BIO-DENIPHO*** de la firma danesa KRÜGER, en su forma convencional, compuesto por una cámara anaerobia, dos canales de oxidación, que pueden funcionar de forma aerobia o anóxica, y dos clarificadores secundarios. El licor mixto

que proviene de la medida de caudal entra en la cámara anaerobia, para pasar posteriormente a uno de los canales (el elegido por el programa).

Este proceso permite eliminar el fósforo por vía biológica, no necesitando añadir cloruro férrico.

Las depuradoras se operan de forma alternante por una regulación secuencial del abastecimiento de oxígeno. El ciclo comprende cuatro fases, que tarda típicamente cuatro horas en total. De esta manera, cada uno de los tanques de aireación cumple por turno las condiciones de proceso para la nitrificación (aerobias) y desnitrificación (anóxicas). La absorción de fósforo se efectuará en las fases aerobias, y la bacteria P se elimina junto con los fangos de exceso del decantador.

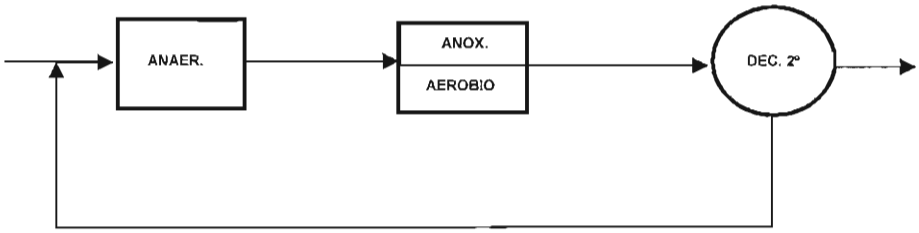
El principio básico de los procesos BIO-DENITRO y BIO-DENIPHO es crear condiciones óptimas de crecimiento para los tres grupos especiales de bacterias naturales que son indispensables para la eliminación de nitrógeno y fósforo.

- La bacteria nitrificante, N transforma el amoníaco contenido en las aguas residuales crudas en nitrato. Sólo trabajan al estar presente oxígeno, o sea, en un ambiente aerobio.

- La bacteria desnitrificante, DN transforma el nitrato formado en gas de nitrógeno, $N_2$. El gas desaparece a la atmósfera, que en realidad ya contiene un 78 por ciento de gas de nitrógeno. La bacteria desnitrificante sólo trabaja cuando no esté presente oxígeno, o sea en un ambiente anóxico, y hasta y sólo mientras se alimenta agua residual al tanque de proceso. La DBO contenida en el afluente sirve de recurso energético para el proceso de desnitrificación.

- La bacteria acumuladora de fósforo P, recoge el fósforo contenido en las aguas residuales. La acumulación del fósforo procede simultáneamente con el proceso de nitrificación y la descomposición aerobia de la materia orgánica, o sea, cuando haya presente $O_2$.

## 4.12. PROCESO SIMULTÁNEO




El proceso SND (Simultaneous Nitrification and Denitrification) indica que la nitrificación y desnitrificación ocurren al mismo tiempo en un único reactor (Keller *et al.*, 1997; Helmer y Kunst, 1998). Existen dos mecanismos en este tipo de proceso: físico y biológico (Robertson y Kuenen, 1984; Baumann *et al.*, 1996; Hibiya *et al.*, 2003). El mecanismo físico es que el proceso SND sucede como la consecuencia de los gradientes de la concentración de oxígeno disuelto (OD) dentro de los flóculos de fango activado o biofilms debido a las limitaciones en la difusión. Las bacterias autótrofas nitrificantes se encuentran en las regiones aerobias con OD por encima de 1□2 mg/l, mientras que las bacterias desnitrificantes se desarrollan en las zonas anóxicas con una concentración de OD < 0.5 mg/l (Zhu *et al.*, 2008).

El mecanismo biológico del proceso contradice al concepto tradicional de ingeniería de los procesos de nitrificación autótrofa aerobia y desnitrificación heterótrofa anóxica. En aguas residuales y suelos se han identificado muchas especies de heterótrofas nitrificantes y aerobias desnitrificantes (Patureau et al., 1998; Hu y Kung, 2000; Kim et al., 2005). Desde un punto de vista microbiológico, el proceso es consecuencia de la oxidación de NH4 por heterótrofas nitrificantes y la reducción de NO3/NO2 por desnitrificantes aerobias (Robertson et al., 1988, 1995; Wyffels et al., 2003).

El proceso SND ha aportado ventajas sobre los procesos convencionales (Pochana et al., 1999; Zhang et al., 2005). Con una desnitrificación y nitrificación que tiene lugar al mismo tiempo en tanques aireados, el proceso puede reducir los costes de tanques anóxicos, y simplificar el proceso general de diseño.

Hay tres factores importantes en el proceso SND: fuente de carbono, concentración de OD y tamaño del flóculo (Lee *et al.*, 2001; Holman y Wareham, 2005). El carbono

orgánico es crítico en el proceso debido a que una DBO alta provoca la inhibición de las bacterias autótrofas nitrificantes mientras que una baja DBO conduce a una deficiencia de dadores de electrones para las desnitrificantes (Tam *et al.* 1992). La concentración de OD tiene un doble efecto en su rendimiento (Pochana y Keller, 1999; Hu *et al.*, 2005; Zhang *et al.*, 2005). Una baja concentración de OD suprime el proceso de nitrificación mientras que concentraciones altas inhiben a la desnitrificación. Por último, algunos investigadores atribuyen la aparición del proceso SND al tamaño de los flóculos del fango activo, que normalmente se encuentra entre 80□100 µm (Li y Ganczarczyk, 1990, 1993; Pochana y Keller ,1999). El proceso SND tiene lugar normalmente en flóculos de tamaño grande (> 125 µm) debido a la limitación en la difusión del oxígeno.

En el proceso SND se puede alcanzar el 100% de eliminación de nitrógeno total, pero la baja concentración de oxígeno requerido por este proceso reduce sustancialmente la tasa de nitrificación, lo que limita su aplicación. Por otro lado, la desnitrificación todavía puede ser llevada a cabo por desnitrificantes aerobias a altos niveles de OD en el proceso de lodos activados, pero es difícil de cultivar este tipo de bacterias (Zhu *et al.*, 2008).

## 4.13. PROCESO SBR (SEQUENCING BATCH REACTOR)

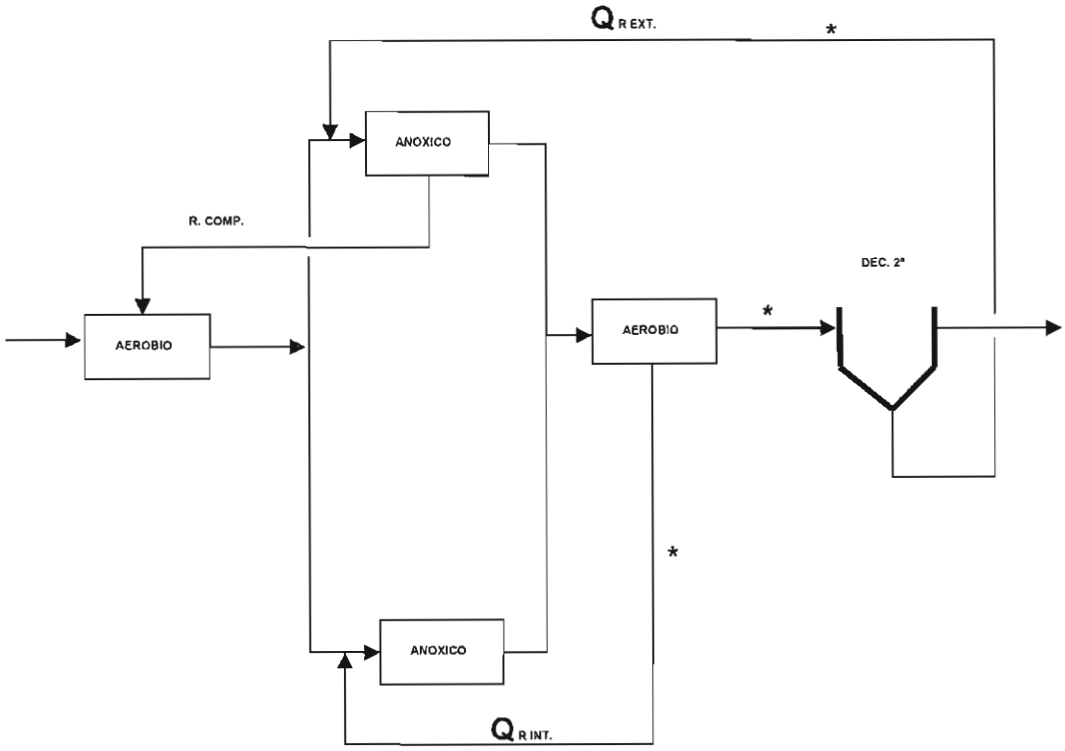



El sistema SBR (Sequential Batch Reactor) se basa en el sistema de depuración por medio de aireación prolongada, pero sustituyendo la decantación en continuo por secuencias no aireadas prolongadas. El funcionamiento de este sistema se realiza mediante la sucesión de etapas secuenciales en el mismo reactor (Aireación- No aireación- Sedimentación y Mezcla). Para ello son necesarios al menos dos reactores de empleo alternativo. El proceso total requiere 24 horas para su desarrollo; fundamentalmente para la bioxidación de productos y compuestos inorgánicos básicamente amoniaco y productos semiorganicos como N-TKN.

Cuando el reactor se llena, las aguas residuales se derivan al segundo reactor. En el primer reactor se mantiene la aireación durante un tiempo predeterminado y después se para la aeración y se dejan sedimentar los fangos activos durante, al menos, media hora. A continuación se extrae a). el agua clarificada superior, la cual es el efluente final del proceso y b). una parte del fango sedimentado en el fondo del reactor, correspondiente al crecimiento de la biomasa activa. A partir de este momento, el reactor está listo para recibir más aguas residuales en régimen de aireación.

En reactores en que se realice una carga intermitente puede conseguirse, además, una eliminación biológica del fósforo. El mismo tanque de forma secuencial realiza las tres funciones: anaerobia, anóxica, aerobia.

## 4.14. PROCESO INFILCO




(*) CORRIENTE CON NITRATOS

Un tanque anaerobio precede a dos tanques anóxicos colocados en paralelo, para terminar con un tanque aerobio. Se plantean tres recirculaciones: una externa desde el decantador secundario a uno de los tanques anóxicos; otra de licor mixto desde este anóxico al tanque anaerobio; y otra de licor mixto desde el tanque aerobio al segundo

tanque anóxico. Este sistema garantiza las condiciones anaerobias y mejora la desnitrificación.

## 4.15. PROCESO ANAMMOX

Annamox (Ananerobic Ammonium Oxidation) es un proceso que consiste en la reducción del NO2- acoplada a la oxidación del NH4 + para formar N2.

Hasta 1995, el proceso de nitrificación conocido estaba relacionado con el consumo de oxígeno; es decir, el NH4 +se consideraba relativamente estable en condiciones anóxicas, pero algunos investigadores describieron por primera vez la oxidación del NH4+ en condiciones anaerobias, considerando el NH4+ como donador de electrones y el NO3- como aceptor final; a este proceso se le denominó Anammox; Posteriormente otros investigadores coincidieron en que la clave para la oxidación del NH4+ era el NO2- como aceptor de electrones y no el NO3. Sin embargo, actualmente pruebas con isótopo 15 y otros experimentos apuntan la posibilidad de que el aceptor de electrones puede ser tanto el NO3- como el NO2- . El NH4+ podría ser oxidado por dos vías: la primera hipótesis es que el NH4+ es oxidado hasta Hidroxilamina, la cual a su vez es oxidada a nitrito por la enzima Hidroxilamina Oxidoreductasa (HAO) que contiene 24 citocromos c, involucrados en el proceso de transferencia de electrones; posteriormente el NH4+ y el NO2- son convertidos a N2 . La segunda hipótesis plantea que el NO2- es reducido por la nitritooxidoreductasa a hidroxilamina y que de alguna manera esta última reacciona con el NH4+, conduce a la producción de N2, con Hidracina como intermediario de este último paso por medio de la hidracina oxidasa o la HAO, la hidroxilamina actúa como aceptor de electrones oxidando hidracina a N2 .

La hidracina, usada como combustible de cohetes, es altamente tóxica y hasta el momento no había sido encontrada su presencia en otros microorganismos. Finalmente, en presencia de NH4+ y NO2- en proporciones similares, las comunidades Anammox actúan eficientemente en la producción de N2 . El nitrito, que actúa como aceptor de electrones, no está disponible bajo condiciones anóxicas, razón por la cual la oxidación anaerobia de amonio depende de su transporte desde capas óxicas .

**Biología de las bacterias Anammox**

Las bacterias ANAMMOX, denominadas así por el tipo de metabolismo que realizan oxidación anaerobia de amonio (anaerobic ammonium oxidatión), fueron descubiertas en lodos de aguas residuales a principios de los años 90. Sin embargo, la discusión de la posibilidad de que ocurriese esta reacción se venía dando desde 1977 por algunos investigadores y 10 años después en una compañía de fermentación en Holanda se observó que el amonio desapareció con un claro incremento del N2. Éstas corresponden a microorganismos quimiolitoautótrofos que oxidan el NH4- con nitrito o nitrato como aceptor de electrones, obteniendo energía para la fijación de CO2 y produciendo N2; poseen una versatilidad metabólica con capacidad de oxidar cadenas de ácidos grasos en presencia de NO2- o NO3-, actuando en la reducción desasimilatoria de NO3 - a NH4 - (RDNA), versatilidad que tiene importantes aplicaciones ecológicas y bioquímicas, ya que extienden su espectro ambiental.

Estudios adicionales demuestran que las bacterias Anammox pueden usar algunos compuestos orgánicos como fuente de carbono, aunque las mismas han sido descritas como quimiolitoautótrofas obligadas; también se ha observado que pueden ser inhibidas por algunos compuestos orgánicos como el metanol

Las bacterias Anammox, pertenecen al dominio Bacteria, Phylum Plantomicetes, clase Plantomicetia, orden Planctomycetales (descubiertas en 1986 por Schlessner y Stackebrandt) y a la familia Plantomicetacea, donde se incluyen 4 géneros, Planctomyces, Pirellula, Gemmata e Isosphaera.. El proceso ANAMMOX es realizado por un grupo de microorganismos, Planctomyces, de los cuales 5 subgéneros han sido nombrados provisionalmente , Brocadia (anamoxidans y fulgida), Kuenenia (stuttgartiensis), Scalindua (Wagneri, Brodae, sorokini), Anammoxoglobus (propionicus) y Jettenia (asiatica ).

**Aplicaciones potenciales del metabolismo Anammox en eliminación de nitrógeno dentro de sistemas de tratamiento de agua residual.**

A partir de 1995 se inició el estudio y enriquecimiento de las poblaciones bacterianas responsables de ese proceso, dada su potencial aplicabilidad en el tratamiento de aguas residuales . Posteriormente se observó claramente que la clave para la oxidación del amonio era el nitrito como aceptor de electrones en cambio del nitrato y se experimentaron distintas configuraciones de reactores como biofiltros de corteza fija y fluidizada y se trataron los efluentes de la digestión de lodos, ricos en amonio, demostrando la aplicabilidad del proceso en la remoción de amonio y nitrito, muy eficiente cuando estos dos compuestos están en concentraciones parecidas. Los microorganismos que intervienen en el proceso son autótrofos, por lo que no requieren fuente de carbono; pero como se mencionó anteriormente requiere de una fuente de nitrito como aceptor de electrones para la eliminación de amonio.

Varios diseños incluyeron un paso previo de nitrificación parcial impidiendo la producción de nitratos; es decir, la oxidación de amonio a nitrito parcialmente, para luego oxidar el amonio en condiciones anaerobias. Ejemplos de estos diseños son el OLAND, CANON, SNAD, SHANON y otros procesos combinados. Diferentes configuraciones de uno o dos reactores en serie, aerobias o anóxicas o combinadas, han demostrado ser eficientes para la eliminación y aplicables en concordancia con las comunidades microbianas, sus requerimientos y metabolismos han sido probados. Algunos de los más experimentados y utilizados a escala real son los siguientes:

**1) CANON:**(Completely Autotrophic Nitrogen removal Over Nitrite): proceso que utiliza un solo reactor en el cual las comunidades microbianas enriquecidas son autótrofas, fue concebido con la idea de tratar altas concentraciones de amonio (500-600 mg N/l). Las reacciones que intervienen son las siguientes:

$$NH_4^+ + 1.5\,O_2 \rightarrow NO_2^- + 2H^+ + H_2O$$

para la nitrificación (controlada, hasta lograr una relación NO2-/NH4+ de 1.32) y

$$NH_4^+ + 1.32NO_2^- \rightarrow 1.02N_2 + 0.26NO_3^- + 2.03H_2O$$

para la reacción Anammox, encontraron que en este sistema las bacterias aerobias oxidadoras de nitrito presentes en los flóculos experimentan una doble limitación, compiten con Nitrosomonas por el oxígeno y con ANAMMOX por el nitrito. Por el contrario, las oxidadoras de amonio tienen una sola limitación: de oxígeno las Nitrosomonas y de nitrito las ANAMMOX. El control de la aireación juega un papel muy

importante en el sistema por la proliferación de oxidadoras de nitrito cuando hay una concentración alta de oxígeno disuelto y la inhibición de oxidadoras aerobias de amonio con bajas concentraciones. El análisis de FISH de la biomasa de un reactor CANON mostró que el 40% de la población correspondía a bacterias aerobias oxidadoras de amonio y las células ANAMMOX constituían alrededor del 40%. Otras ventajas son la reducción del 20% en emisiones de CO2 y baja producción de lodo.

**2)OLAND** (Oxigen-Limited Autotrophic Nitrification Denitrification): definido como el proceso en el cual el amonio es oxidado a nitrógeno molecular bajo condiciones de oxígeno limitadas, con las cuales se logra la nitrificación parcial; por lo cual, en realidad, se fundamenta en los mismos principios del proceso CANON, siendo su proceso similar pero aplicado en otras condiciones de reactor, específicamente en un reactor de biofiltro o de biomasa adherida; algunos autores consideran a estos dos como un mismo proceso.

**3) SHARON-Anammox:** El proceso combinado de nitrificación parcial con Anammox en dos reactores separados y en serie, normalmente llamado SHARONANNAMOX, consiste en la transformación aeróbica controlada del amonio a nitrito hasta oxidar aproximadamente el 44 % del amonio afluente en un reactor tipo SHARON para posteriormente en un reactor sucesivo Anammox ser denitrificado a Nitrógeno molecular. Es un proceso patentado, basado en la nitrificación parcial (NH4+?NO2-) por microorganismos aerobios y Denitrificación parcial (NO2-?NO?N2?N2) por microorganismos heterótrofos anaerobios facultativos.

Generalmente el reactor Anammox es del tipo SBR (Secuencing Batch Reactor). SHARON-ANAMMOX transforma en primer reactor NH4+ a NO2- hasta oxidar aproximadamente el 44 % del NH4+ para posteriormente, en un reactor sucesivo Anammox ser convertido a N2. Se produce poco lodo y solo requiere el 40 % de la energía de aireación requerida en un proceso convencional de eliminación de Nitrógeno. El efluente del reactor SHARON modificado contiene, entonces, una mezcla de amonio y nitrito, ideal para el proceso Anammox, en el cual estos dos compuestos son convertidos a nitrógeno gaseoso. Las aguas residuales ahí tratadas deben tener

concentraciones de amonio superiores a 0,5 gr./L. No requiere retención de biomasa. La reacción en el reactor SHARON se puede generalizar de la siguiente manera :

$$NH_4^+ + HCO_3 + 0.75O_2 \rightarrow 0.5NH_4^+ + 0.5NO_2^- + CO_2 + 1.5H_2O$$

$$NH_4^+ + HCO_3 + 0.75O_2 \rightarrow 0.5NH_4^+ + 0.5NO_2^- + CO_2 + 1.5H_2O$$

Las plantas instaladas en diversos países se concentran en el tratamiento de aguas residuales de alta tasa, generalmente de origen municipal y agroindustrial. Los estudios de operación presentan ventajas, como disminución en más del 50% de O2 y 25% de fuentes de carbono externo, comparado con los sistemas convencionales, así como reducciones de entre 60 y 95% del nitrógeno de los efluentes con cargas contaminantes de más de 1g N/L.

El uso de reactores Anammox puede conducir a una importante reducción de los costos operacionales.

La compañía ***PAQUES*** de los Países Bajos es la poseedora de la patente del proceso Anammox, que se ha desarrollado en asociación con la Universidad Técnica de Delft y la Universidad Nimega de Radboud.

Una diferencia importante con el sistema convencional de lodos activados es justamente que la conversión del nitrógeno con el proceso de Anammox no consume carbón orgánico.

El proceso Anammox puede funcionar con altas cargas de nitrógeno y se ha empleado en plantas de tratamiento a gran escala, pero el problema del abastecimiento de nitrito al proceso no ha quedado resuelto, y las aguas residuales tratadas todavía contienen nitratos.

Además, la inoculación y el enriquecimiento de bacterias Anammox es difícil. El problema del suministro de nitrito se ha resuelto mediante la combinación de la nitrificación parcial con Anammox, que proporciona abundante nitrito para las amonioxidantes anaerobias. La combinación del proceso de nitritación con el proceso

Anammox requiere menos oxígeno y no necesita una fuente de carbono. El proceso Anammox se utiliza actualmente para el tratamiento del sobrenadante de digestión de fangos.

Los procesos de eliminación con limitación de oxígeno que se llevan a cabo en un único reactor o biofilms, tal como los procesos CANON y OLAND, poseen claras ventajas de ahorro de las fuentes de carbono y los costes de aireación. El reto principal en este tipo de procesos es el enriquecimiento de microorganismos anaerobios capaces de oxidar el amonio con nitrito como aceptor de electrones.

## 4.16. PROCESO DEAMOX.

Recientemente, se ha descrito un nuevo concepto, que también tiene por objetivo combinar procesos Anammox con otro proceso de eliminación de nitrógeno proporcionando este último el nitrito necesario para las reacciones Anammox. La oxidación desnitrificante de amonio (DEAMOX, DEnitrifying AMmonium OXidation) combina el proceso Anammox con condiciones desnitrificantes usando sulfuro (S2□) como dador de electrones para reducir nitrato a nitrito. Este nuevo concepto de tratamiento está destinado para aguas residuales con altas concentraciones de NH4 + y S2□.

El primer paso consiste en el pretratamiento en un reactor anaerobio del influente que contiene nitrógeno orgánico y sulfato (anaeróbica del nitrógeno orgánico). Una parte del efluente de este primer paso, que contiene amonio y sulfuro, es usado para alimentar al reactor nitrificante, donde el amonio es oxidado a nitrato. El efluente de este segundo reactor es llevado al reactor DEAMOX junto con la parte restante del efluente del reactor anaerobio. El reparto entre el reactor anaerobio y anóxico dependerá de la composición del agua residual, especialmente de las concentraciones de amonio y sulfato. Dentro del reactor DEAMOX el nitrato es reducido a nitrito con el sulfuro como dador de electrones. La presencia de nitrito y amonio en el reactor DEAMOX también propicia la reacción Anammox. Se ha comprobado experimentalmente la existencia de actividad Anammox dentro de un reactor DEAMOX después de 410 días de operación. Es necesaria la realización de nuevos estudios para verificar este punto. La presencia de sulfuro de hidrógeno puede provocar la inhibición de todas las especies involucradas en el sistema. Además, este nuevo

concepto de tratamiento está limitado a aguas residuales con elevado contenido en sulfato.

El proceso DEAMOX muestra su potencial aplicación en la eliminación de nitrógeno pero está limitado solamente a aguas residuales con elevado contenido en sulfato.

## 4.17. PROCESO BABE.

El principal criterio de diseño para un proceso de fangos activados con nitrificación es el TRC requerido por las bacterias autótrofas nitrificantes. El TRC requerido aumenta considerablemente en zonas con clima frío. Sin embargo, por adición de bacterias autótrofas nitrificantes al reactor de fangos activados es posible reducir el TRC necesario en el proceso.

Esto puede ser considerado como una opción para mejorar el proceso. Se puede usar esta estrategia para conseguir una nitrificación completa en sistemas con alta carga, o liberar espacio en plantas con buena nitrificación para desnitrificación. Este proceso de adición de bacterias se puede realizar con fango nitrificante cultivado externamente a la planta, pero tiene dos desventajas: Las bacterias introducidas podrían no ser el tipo de autótrofas nitrificantes óptimo para la planta específica y si se añaden células suspendidas, estas son eliminadas de forma muy efectiva por los protozoos del fango.

De aquí el interés en producir bacterias autótrofas nitrificantes en un reactor continuo inoculado con fango del reactor aerobio y alimentado con el efluente de la digestión.

De esta forma las bacterias autótrofas nitrificantes que se desarrollan en el fango son las que están presentes en el sistema, estas crecen dentro de flóculos de fango y por lo tanto no son degradadas por los protozoos. Además, la carga de N para la planta de tratamiento se reduce de manera importante.

Se ha propuesto un esquema de operación para integrar el proceso descrito. En este nuevo sistema desarrollado se utiliza el fango de recirculación como inóculo del proceso y no es necesaria una retención de fango porque las bacterias crecen ya en el fango. Este proceso recibe el nombre de proceso BABE (Bio-Augmentation Batch Enhanced) y permite conseguir la nitrificación completa en sistemas de fangos activados que trabajan a tiempos de retención celulares inferiores al óptimo para el proceso de nitrificación. El proceso es posible gracias al enriquecimiento de la

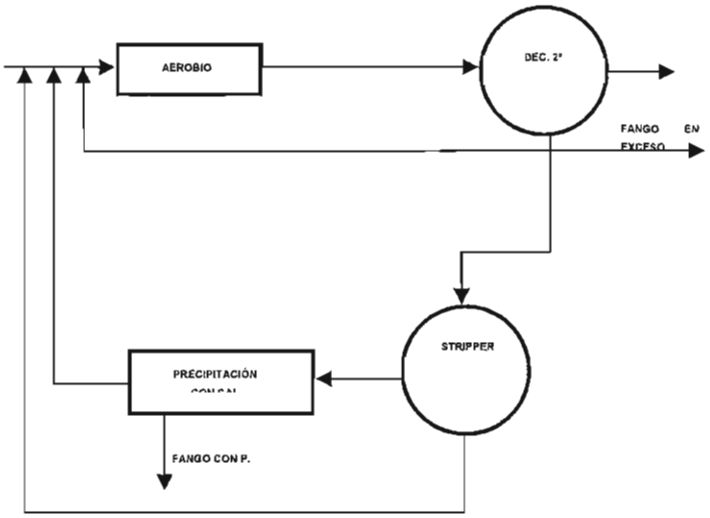
biomasa en bacterias autótrofas nitrificantes que se produce al implantar un reactor de nitrificación en la corriente de recirculación de fangos. Este nuevo reactor se alimenta con el agua procedente de la deshidratación de fangos y un pequeño porcentaje del caudal de recirculación de fangos.

El proceso BABE es ideal para mejorar el grado de nitrificación en plantas de tratamiento que se encuentran al límite de su capacidad con mínimas necesidades de espacio.

El proceso BABE aprovecha la elevada concentración de N amoniacal del agua de deshidratación y la alta concentración de bacterias autótrofas nitrificantes presentes en la corriente de recirculación de fangos respecto de la línea de aguas, para reducir el tiempo de retención necesario para conseguir la nitrificación.

Diversos estudios muestran que manteniendo un TRC en el reactor BABE relativamente bajo (varias horas) y sin necesidad de un sistema de retención de fango se producirá el crecimiento de las bacterias autótrofas nitrificantes ya presentes en el fango recirculado. El volumen del nuevo reactor es bastante inferior al aumento de volumen que sería necesario para la nitrificación en la línea de aguas del nitrógeno amoniacal recirculado. La relación entre el caudal de agua de deshidratación y el fango recirculado es un parámetro clave para optimizar el proceso. Un caudal de recirculación de fangos demasiado elevado disminuye el rendimiento del proceso porque reduce la temperatura del reactor (la temperatura de la línea de aguas es inferior a la del agua de deshidratación). Por el contrario, un caudal de recirculación de fangos demasiado bajo también disminuye el rendimiento del proceso porque reduce la concentración de bacterias autótrofas nitrificantes. Las simulaciones realizadas para una EDAR en Holanda mostraban que el rendimiento óptimo (mínimo volumen necesario) se obtenía introduciendo en el reactor un 0.5% del caudal de recirculación de fangos. De todas formas, el caudal de recirculación que permite minimizar el volumen del reactor BABE depende de la temperatura a la que se encuentra la corriente de recirculación de fangos. Cuanto mayor sea esa temperatura, el caudal de recirculación podrá incrementarse aumentando la concentración de bacterias autótrofas nitrificantes sin que disminuya en exceso la temperatura

### 4.18. PHOSTRIP




En el proceso Phostrip se combinan la eliminación biológica y la precipitación química con reactivos. Una parte del fango recirculado se deriva a un tanque anaerobio en el que el fósforo incorporado se redisuelve y posteriormente en un tanque separado, se precipita con cal. El fango activo liberado de fosfatos se reenvía al tanque aerobio.

## 5. CONTROL DE LA NITRIFICACIÓN – DESNITRIFICACIÓN Y ELIMINACIÓN DEL FÓSFORO.

Para el control de los procesos biológicos que producen la eliminación del nitrógeno y del fósforo son necesarios una serie de aparatos que permitan al operador actuar sobre los equipos que intervienen en los sistemas que mas influyen en la eliminación de los nutrientes. El oxigeno y las recirculaciones de agua y de fango.

Los aparatos a emplear serán los siguientes:

### 5.1. MEDICIÓN DE OXÍGENO DISUELTO.

Para el control y la regulación de la degradación del carbono, la nitrificación y la desnitrificación es indispensable conocer la concentración de oxígeno en el tanque de aireación. Para los operarios de una depuradora, por lo tanto, la cuestión no es si

puede medirse de forma continua la concentración de oxígeno en el fango activado, sino cómo. Un aspecto característico de los métodos electroquímicos de medida de oxígeno es la degradación inexorable del ánodo y el consumo del electrolito durante el uso. Ambos procesos producen inevitablemente la deriva de los valores medidos, con lo que se obtienen resultados bajos. Estos efectos sólo pueden mantenerse dentro de determinados límites mediante calibraciones y cambios de electrolito regulares.

El medidor de oxígeno propuesto está basado en la luminiscencia de un luminóforo y mide la concentración de oxígeno mediante una medida puramente física del tiempo. La característica más importante del método de medida óptico es que pueden obtenerse valores medidos estables y precisos durante largos periodos de tiempo sin calibraciones.

Método de medida óptico

El principio LDO está basado en el fenómeno físico de la luminiscencia, que se define como la propiedad de algunos materiales (luminóforos) de emitir luz cuando son excitados por un estímulo diferente del calor; en el caso del principio LDO, el estímulo es la luz. Si se escoge una combinación adecuada de luminóforo y longitud de onda de la luz de excitación, tanto la intensidad de la luminiscencia como el tiempo que ésta tarda en desvanecerse dependerán de la concentración de oxígeno que rodea el material.

El sensor LDO de consta de dos componentes:

La cápsula, con el recubrimiento de luminóforo sobre un material portador transparente, y el cuerpo, con un LED azul que emite la luz que activa la luminiscencia, un LED rojo que sirve de elemento de referencia, un fotodiodo y una unidad de evaluación electrónica.

En funcionamiento, la cápsula se enrosca sobre el cuerpo del sensor y se sumerge en el agua. Las moléculas de oxígeno de la muestra de análisis están por lo tanto en contacto directo con el luminóforo.

Para llevar a cabo una medición, el LED de excitación transmite luz azul pulsada. La luz azul de alta energía permite realizar medidas de gran precisión. El pulso luminoso

(50 mseg.) incide, a través del material portador transparente, en el luminóforo, al que transfiere parte de su energía radiante. Esto hace que algunos de los electrones del luminóforo salten de su nivel energético básico a un nivel superior. En un intervalo de microsegundos esos electrones retroceden a su nivel original pasando por varios niveles intermedios, y la diferencia de energía se emite en forma de luz roja.

Cuando las moléculas de oxígeno están en contacto con el luminóforo, se producen dos efectos:

Por una parte, las moléculas de oxígeno son capaces de absorber la energía de los electrones del nivel superior y facilitar su regreso al nivel energético básico sin emitir luz. Cuanto mayor sea la concentración de oxígeno, mayor será la reducción de la intensidad de la luz roja emitida.

Por otro lado, las moléculas de oxígeno también provocan "choques" en el luminóforo, lo que hace que los electrones abandonen el nivel energético superior con mayor rapidez, reduciéndose por lo tanto la duración de la luz roja emitida.

A ambos fenómenos se les denomina "quenching" (o extinción). El pulso de luz transmitido por el LED azul en el momento t=0 choca contra el luminóforo, el cual reacciona inmediatamente emitiendo luz roja. La intensidad máxima (Imax) y el tiempo de desvanecimiento de la luz roja dependen de la concentración de oxígeno circundante (el tiempo de desvanecimiento t se define aquí como el tiempo transcurrido entre la excitación y el retorno de la intensidad de la luz roja a 1/e de la intensidad máxima).

## 5.2. SONDA DE POTENCIAL REDOX

Por ello, se llevará a cabo un ***control de la nitrificación-desnitrificación con desfosfatación mediante potencial redox***, por su bajo coste de instalación y mínima necesidad de mano de obra, que se adapta a las características de los municipios, dada la experiencia de la UTE en plantas de similares características.

El potencial redox es una forma de medir la energía química de oxidación-reducción mediante un electrodo, convirtiéndola en energía eléctrica. El potencial redox es positivo cuando se produce una oxidación y negativo cuando se produce una reducción.

El proceso puede resumirse del siguiente modo:

En el agua residual influente a la depuradora llegan mayoritariamente formas reducidas de nitrógeno en forma de amonio, el más abundante, y nitrógeno orgánico. Ambos forman el denominado Nitrógeno Total Kjedhal (N.T.K.). La concentración de oxígeno disuelto es muy baja. El potencial redox es negativo.

En un primer momento el nitrógeno en sus formas reducidas (principalmente en forma amoniacal) que llega a la planta produce un potencial redox negativo. Como el oxígeno disuelto es cero, se pone en marcha la aireación.

Con oxígeno disuelto en el medio, mantenido entre 2 y 4 mg/l, y las condiciones adecuadas, las bacterias nitrificantes comienzan la oxidación del amoniaco transformándolo en nitratos. Al aumentar rápidamente la concentración de formas oxidadas y disminuir la de reducidas, el potencial redox se vuelve positivo.

En la siguiente fase la aireación está aún en marcha pero la producción de nitratos es mucho más lenta porque existe ya poco amoniaco acumulado. El potencial redox aumenta más lentamente. Cuando se estabiliza, se detiene la aireación.

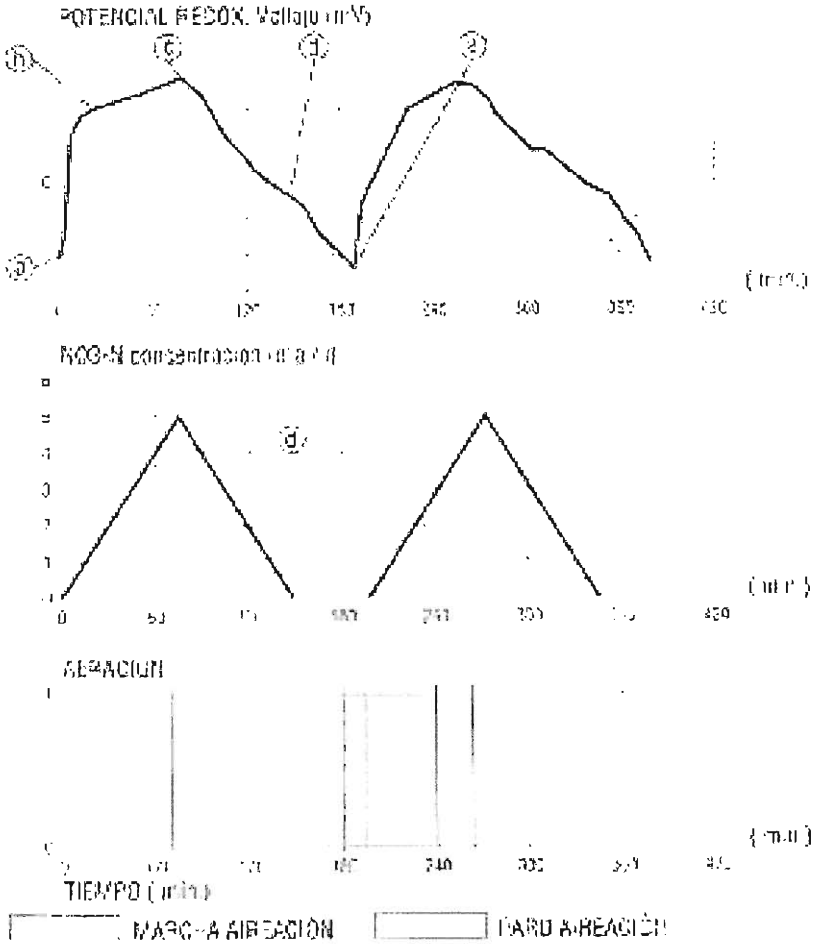
Con la aireación detenida, comienza la reducción de los nitratos a nitrógeno gaseoso. Es el proceso de desnitrificación. Durante la desnitrificación, disminuye el potencial redox, la concentración de oxígeno y la concentración de nitratos.

A partir de un determinado momento la disminución del potencial redox es más lenta porque existe una baja concentración de nitratos acumulada. El oxígeno disuelto en esta fase es 0 mg/l.

En este punto se produce una inflexión en la curva de redox. Es el punto denominado "punto de concentración cero de nitratos"., que indica el final de la desnitrificación y el paso de condiciones anóxicas a anaerobias, con lo que al acumularse gran número de compuestos reducidos, el potencial redox disminuye de nuevo rápidamente.

Las condiciones anaerobias se mantienen durante un período comprendido entre 10 y 30 minutos, para producir el *"stress"* necesario para la desfosfatación biológica.

Tras este período de tiempo, se pone en marcha nuevamente la aireación, con lo que se inicia la nitrificación y un nuevo ciclo.




***Esquema de proceso***

Para establecer estos ciclos, se deben fijar experimentalmente durante el período de puesta en marcha los valores de potencial redox, pues estos varían.

Se dispondrá de un ***lazo de control*** que permita el control del proceso de forma automática, en función de los datos de los medidores REDOX y de $O_2$ disuelto.

## 5.3. MEDICIÓN DE AMONIO Y NITRATO

La medida directa en tiempo real de la concentración de NH4 y NO3 aporta importante información sobre el funcionamiento de la planta que en ocasiones la medición de parámetros indirectos (ORP) no pueden ofrecer

Por otra parte, un sistema basado puramente en el control de tiempo de los aireadores no es suficiente para garantizar un rendimiento constante de la degradación de la materia orgánica y un consumo de energía económico.

Por este motivo consideramos la instalación de una sonda que combina el control de Amonio y Nitrato por electrodos selectivos ISE, sensor de proceso para la medida continua de amonio y nitrato directamente en el reactor biológico. Opera sin reactivos y no requiere acondicionamiento de muestra. Dispone de compensación de la influencia de potasio y de cloruros, realizando esta medida mediante electrodos específicos ISE. La adaptación a la muestra real se realiza por el ajuste frente a valores de contraste en 1 ó 2 puntos.

Con este sensor el sistema de control de la planta responde a la situación en tiempo real de forma fiable y en continuo. Esto permite un control muy eficiente de los equipos de aireación que se traduce en una reducción de los costos de la energía consumida en la aireación.

En resumen las sondas de medida de Amonio/Nitratos proporcionan las siguientes prestaciones particulares:

- Medida directa de fácil interpretación por parte del operador: No requiere de correlaciones ni interpretación de los resultados en otras unidades de medida.
- Compensación interna de los interferentes principales integrada en nuestras sondas AN-ISE
- Mayor control del proceso no sujeto a factores externos no dependientes directamente de la medida.

# 6. ELECCIÓN DEL TRATAMIENTO MÁS ADECUADO PARA ELIMINACIÓN DE NUTRIENTES

Todos los sistemas y equipos descritos son susceptibles de ser empleados para la eliminación de nutrientes en estaciones depuradoras.

Las alternativas elegidas para la eliminación biológica del nitrógeno y del fósforo en cada una de las EDAR contenidas en el presente proyecto se describen a continuación.

Para la eliminación del fósforo por vía química las actuaciones propuestas son idénticas para todas las EDAR y comprenden:

- Adaptación y/o complementación de las instalaciones de cloruro férrico, si éstas existiesen, para la dosificación en el reactor biológico. Si no existe tal deposito, instalación de uno nuevo.
- Bombas de trasvase y de dosificación con variador de frecuencia.
- Edificio para alojar los equipos de almacenamiento y dosificación.

# 5.1. E.D.A.R DE MEDINA DEL CAMPO

## INDICE

**1. INTRODUCCIÓN ..... 1**

**2. DATOS DE DISEÑO Y DATOS REALES DE EXPLOTACION ..... 1**

**3. DEFICIENCIAS. ENCONTRADAS Y ESTUDIO DE SOLUCIONES ..... 4**

3.1. ELIMINACIÓN DE NITRÓGENO ..... 4
3.2. ELIMINACIÓN DE FÓSFORO ..... 5
3.3. MEDIDA DE CAUDAL TRATADO ..... 6
3.4. ESPESAMIENTO DE FANGOS BIOLÓGICOS ..... 7
3.5. TRATAMIENTO DE ESCURRIDOS. ..... 12
3.6. SOPLANTES ..... 13
3.7. ELECTRICIDAD Y CONTROL ..... 13
3.8. EDIFICIO INDUSTRIAL DE NUEVA PLANTA ..... 14

# 1. INTRODUCCIÓN

El presente anejo tiene como objeto describir el estudio de las soluciones planteadas para resolver los problemas y deficiencias existentes en la EDAR de Medina del Campo así como su justificación técnica.

# 2. DATOS DE DISEÑO Y DATOS REALES DE EXPLOTACION

A continuación se reflejan los datos comparados de los parámetros que sirvieron de base para el diseño de la depuradora de Median del Campo y los datos reales de explotación en el momento de la realización del presente estudio

| | | | | |
|---|---|---|---|---|
| **POBLACION** | | **DISEÑO** | **REAL** | |
| **Población equivalente adoptada** | | 60.667 | 70.041 | Hab Equiv. |
| Dotación adoptada | | 120 | 77 | l/hab*dia |
| **CAUDALES** | | | | |
| **CAUDAL DIARIO ADOPTADO PARA LA EDAR** | | **7.280** | **5.374** | **$m^3$/dia** |
| Caudal promedio | | 303 | 224 | $m^3$/h |
| Caudal punta | 2,40 | 728 | 537 | $m^3$/h |
| Caudal máximo en pretratamiento | 4,00 | 1.213 | 896 | $m^3$/h |
| Caudal máximo bombeado | 4,00 | 1.213 | 896 | $m^3$/h |
| Caudal admitido en el colector | 10,00 | 3.033 | 2.239 | $m^3$/h |
| **CARACTERISTICAS DEL AGUA BRUTA** | | | | |
| **$DBO_5$** | | | | |
| Carga diaria de entrada | | 3.640 | 4.202 | kg/dia |
| Concentración de entrada | | **500** | **782** | mg/l |
| Carga diaria máxima de salida | | 182 | 134 | kg/dia |
| Concentración máxima de salida | | **25** | **25** | mg/l |
| Carga diaria eliminada | | 3.458 | 4.068 | kg/dia |
| **DQO** | | | | |
| Carga diaria de entrada | | 7.280 | 7.271 | kg/dia |
| Concentración de entrada | | **1.000** | **1.353** | mg/l |
| Carga diaria máxima de salida | | 910 | 672 | kg/dia |
| Concentración máxima de salida | | 125 | 125 | mg/l |
| Carga diaria eliminada | | 6.370 | 6.599 | kg/dia |
| **SS** | | | | |
| Carga diaria de entrada | | 2.912 | 2.633 | kg/dia |
| Concentración de entrada | | **400** | **490** | mg/l |
| Carga diaria máxima de salida | | 255 | 188 | kg/dia |
| Concentración máxima de salida | | **35** | **35** | mg/l |

| | | | | |
|---|---|---|---|---|
| Carga diaria eliminada | | 2.657 | 2.445 | kg/dia |
| **N-NTK** | | | | |
| Carga diaria de entrada estimada | | 437 | 462 | kg/dia |
| Concentración de entrada estimada | | **60** | **86** | mg/l |
| Carga diaria máxima de salida | | 109 | 81 | kg/dia |
| Concentración máxima de salida estimada | | **15** | **15** | mg/l |
| Carga diaria eliminada | | 328 | 382 | kg/dia |
| **P** | | | | |
| Carga diaria de entrada estimada | | 73 | 86 | kg/dia |
| Concentración de entrada estimada | | **10** | **16** | mg/l |
| Carga diaria máxima de salida | | 15 | 11 | kg/dia |
| Concentración máxima de salida estimada | | **2** | **2** | mg/l |
| Carga diaria eliminada | | 58 | 75 | kg/dia |
| **pH** | | | | |
| Salida entre | | 5,5 y 9 | 5,5 y 9 | |
| **TEMPERATURA** | | | | |
| Temperatura de cálculo | | 12,00 | 12,00 | ºC |

***RESULTADOS A OBTENER:***

| | | | | |
|---|---|---|---|---|
| DBO5: | < | 25,00 | 25,00 | mg/l |
| DQO: | < | 125,00 | 125,00 | mg/l |
| SS totales: | < | 35,00 | 35,00 | mg/l |
| N-NTK: | < | 15,00 | 15,00 | mg/l |
| P-PO4: | < | 2,00 | 2,00 | mg/l |
| pH, entre: | 5,5 y 9 | | 5,5 y 9 | |
| Estabilización de fangos: | > | 40,00 | 40,00 | % |
| Sequedad de fangos: | > | 25,00 | 25,00 | % |

De estos datos se desprende que el caudal actual de entrada a la planta (5.374 m3/día) es sensiblemente inferior al de diseño (7.280 m3/día) y sin embargo las concentraciones de cargas más significativas son superiores a las de diseño. (DBO5 782/500 mg/l; DQO 1.153/100 mg/l y N-NTK 86/60 mg/l). El resultado conjunto de concentraciones y caudales es que la carga contaminante resulta superior a la de diseño (70.041 / 60.667 Hab. Equivalentes).

A continuación adjuntamos la tabla resumen de los datos de explotación de la EDAR de Medina en los 11 primeros meses del año 2.011.

| Año 2011 | UDS | Ene | feb | Mar | Abr | may | Jun | Jul | Ago | Sep | Oct | Nov | Dic | Media |
|---|---|---|---|---|---|---|---|---|---|---|---|---|---|---|
| CAUDAL | M³ | 175.948 | 170.155 | 194.538 | 185.730 | 190.427 | 175.942 | 162.890 | 179.551 | 162.570 | 177.221 | 186.494 | | 178.315 |
| | AGUA BRUTA | | | | | | | | | | | | | |
| $DBO_5$ | mg/l | 644,0 | 1.044,0 | 697,0 | 564,0 | 830,0 | 953,0 | 990,0 | 1.013,0 | 638,0 | 584,0 | 652,0 | | 782,6 |
| DQO | mg/l | 1.085,0 | 1.430,0 | 1.285,0 | 1.094,0 | 1.533,0 | 1.490,0 | 1.939,0 | 1.444,0 | 960,0 | 1.012,0 | 1.617,0 | | 1.353,5 |
| S.S. | mg/l | 459,0 | 284,0 | 637,0 | 475,0 | 426,0 | 747,0 | 861,0 | 508,0 | 307,0 | 293,0 | 391,0 | | 489,8 |
| NTK | mg/l | 71,9 | 68,0 | 54,2 | 112,0 | 109,3 | 112,9 | 175,5 | 57,7 | 83,6 | 42,2 | 57,6 | | 85,9 |
| Pt | mg/l | 11,2 | 10,9 | 10,0 | 22,6 | 14,3 | 28,4 | 11,7 | 11,5 | 21,3 | 16,9 | 16,5 | | 15,9 |
| | AGUA DECANTADA | | | | | | | | | | | | | |
| $DBO_5$ | mg/l | 371,0 | 477,0 | 444,0 | 386,0 | 510,0 | 799,0 | 526,0 | 403,0 | 458,0 | 402,0 | 396,0 | | 470,2 |
| DQO | mg/l | 674,0 | 917,0 | 853,0 | 703,0 | 958,0 | 802,0 | 972,0 | 751,0 | 801,0 | 678,0 | 688,0 | | 799,7 |
| S.S. | mg/l | 177,0 | 184,0 | 186,0 | 179,0 | 155,0 | 163,0 | 170,0 | 149,0 | 178,0 | 152,0 | 170,0 | | 169,4 |
| | RENDIMIENTOS DE LA DECANTACION PRIMARIA | | | | | | | | | | | | | |
| $DBO_5$ | % | 42,4% | 54,3% | 36,3% | 31,6% | 38,6% | 16,2% | 46,9% | 60,2% | 28,2% | 31,2% | 39,3% | | 39,9% |
| DQO | % | 37,9% | 35,9% | 33,6% | 35,7% | 37,5% | 46,2% | 49,9% | 48,0% | 16,6% | 33,0% | 57,5% | | 40,9% |
| S.S. | % | 61,4% | 35,2% | 70,8% | 62,3% | 63,6% | 78,2% | 80,3% | 70,7% | 42,0% | 48,1% | 56,5% | | 65,4% |
| | AGUA DE SALIDA | | | | | | | | | | | | | |
| DBO5 | mg/l | 9,0 | 9,0 | 9,0 | 7,0 | 4,0 | 7,0 | 15,0 | 5,0 | 7,0 | 7,0 | 5,0 | | 7,6 |
| DQO | mg/l | 67,5 | 74,0 | 81,9 | 72,3 | 62,7 | 42,5 | 73,5 | 60,5 | 42,1 | 41,6 | 39,6 | | 59,8 |
| S.S. | mg/l | 15,0 | 20,0 | 13,0 | 14,0 | 17,0 | 8,0 | 40,0 | 30,0 | 11,0 | 9,0 | 10,0 | | 17,0 |
| NTK | mg/l | 10,1 | 6,7 | 9,5 | 11,3 | 6,8 | 6,5 | 13,0 | 26,1 | 6,6 | 11,5 | 27,8 | | 12,3 |
| Pt | mg/l | 3,2 | 3,3 | 1,6 | 1,8 | 4,5 | 3,6 | 9,3 | 5,0 | 4,6 | 13,1 | 4,0 | | 4,9 |
| | RENDIMIENTOS TOTALES | | | | | | | | | | | | | |
| $DBO_5$ | % | 98,6% | 99,1% | 98,7% | 98,8% | 99,5% | 99,3% | 98,5% | 99,5% | 98,9% | 98,8% | 99,2% | | 99,0% |
| DQO | % | 93,8% | 94,8% | 93,6% | 93,4% | 95,9% | 97,1% | 96,2% | 95,8% | 95,6% | 95,9% | 97,6% | | 95,6% |
| S.S. | % | 96,7% | 93,0% | 98,0% | 97,1% | 96,0% | 98,9% | 95,4% | 94,1% | 96,4% | 96,9% | 97,4% | | 96,5% |
| NTK | % | 85,9% | 90,2% | 82,4% | 90,0% | 93,8% | 94,3% | 92,6% | 54,8% | 92,1% | 72,7% | 51,8% | | 85,6% |
| Pt | % | 71,8% | 70,0% | 84,4% | 92,0% | 68,6% | 87,2% | 20,3% | 57,1% | 78,6% | 22,6% | 75,7% | | 69,3% |

En la tabla podemos observar que los tres parámetros principales para los que fue diseñada la planta (DBO5, DQO y SST) se cumplen siempre. Sin embargo el Nitrógeno cumple la media anual y la mayor parte de las medias mensuales, pero existen periodos de tiempo en los que la media de salida es superior a los 15 mg/l que exige la normativa. En cuanto al fósforo el límite exigido para zonas sensibles. (2 mg/l) se incumple de forma sistemática; representando estos incumplimientos dos de las deficiencias existentes en la depuradora, que a continuación se estudian de forma completa.

# 3. DEFICIENCIAS. ENCONTRADAS Y ESTUDIO DE SOLUCIONES.

A continuación se describen las deficiencias y problemas de explotación encontrados en la EDAR de Medina del Campo y las soluciones planteadas para cada concepto:

## 3.1. ELIMINACIÓN DE NITRÓGENO

La EDAR de Medina del Campo fue diseñada para poder cumplir las exigencias de eliminación del nitrógeno establecidas para zonas sensibles considerando una concentración de NTK de 60 mg/l en el influente. Sin embargo la media de Nitrógeno total a lo largo del año 2.011 ha sido de 86 mg/l y debido a ese aumento tan significativo en la cantidad de nitrógeno a eliminar y, a pesar de que el caudal de entrada ha sido sensiblemente inferior al de diseño, el vertido no siempre ha cumplido los límites establecidos por la normativa.

Para la eliminación del nitrógeno dispone de un conjunto de sondas de medida del oxígeno disuelto y de potencial redox que permiten al explotador realizar el ciclo de nitrificación y desnitrificación manejando la planta como ciclos y controlando el arranque y la parada de las soplantes por las sondas de redox.

En su informe el explotador solicita el cambio de las sondas de potencial redox existentes por otras sondas que controlan los parámetros de amonio y nitratos; así como la sustitución de las sondas para la medida del oxígeno disuelto existentes por los problemas de ensuciamiento y pérdida de precisión en los datos del oxígeno disuelto existente en el reactor.

La solución propuesta para dotar a la depuradora de Medina del Campo de una instrumentación totalmente fiable y eficiente para el control combinado del oxígeno y el nitrógeno que le permita una total garantía en el control de la eliminación del nitrógeno y la máxima eficiencia en el consumo eléctrico de las soplantes consiste en la instalación de los siguientes equipos:

- **Sonda de medición de oxígeno disuelto LDO.**

La solución adoptada consiste en la sustitución de los equipos de medida de oxigeno disuelto existentes por otros equipos de medida de tipo luminiscente rango 0-20 mg/l, con conexión a controlador universal, Instalados en los dos canales del biológico.

- **Sensor combinado para amonio y nitrato**

Para el control de los ciclos de nitrificación y desnitrificación se proyecta un sistema de medida y control de nitratos y amonio compuesto por:

- Sonda de Amonio y Nitrato por electrodo selectivo, rango 0,5-1000mg/l NH4-N, 0,5-1000mg/l NO3-N.
- Set de montaje por pértiga de PVC para medidores de O2 de tamaño 1,5", con anclaje mural en acero inoxidable y pértiga de 2,3m en PVC.
- Set de montaje por pértiga para sonda de amonio NH4D sc /nitrato NO3D sc / AN-ISE sc, con anclaje mural/rail en acero inoxidable, y pértiga 2,3 m. en PVC.
- Controlador universal de dos canales para conexión de sondas digitales. Dos salidas de 4-20 mA y cuatro relés de alarma. Alimentación de 220 Vca.

Con este sensor el sistema de control de la planta responde a la situación en tiempo real de forma fiable y en continuo. Esto permite un control muy eficiente de los equipos de aireación que se traduce en una reducción de los costos de la energía consumida en la aireación.

En resumen las sondas de medida de Amonio/Nitratos proporcionan las siguientes prestaciones particulares:

- Medida directa de fácil interpretación por parte del operador: No requiere de correlaciones ni interpretación de los resultados en otras unidades de medida.
- Compensación interna de los interferentes principales integrada en nuestras sondas AN-ISE
- Mayor control del proceso no sujeto a factores externos no dependientes directamente de la medida.

## 3.2. ELIMINACIÓN DE FÓSFORO

Existen dos formas de eliminación del fósforo: una química mediante la dosificación de cloruro férrico y otra biológica mediante la construcción de una cámara anaerobia intercalada entre el desarenador y el reactor biológico.

La depuradora de Medina del Campo no usa ninguno de estos sistemas por lo que no elimina el fósforo que entra en la planta 16 mg/l frente a los 10 mg/l para los que fue

diseñada produciendo una concentración promedia de fósforo en el vertido final de 4,9 mg/l.

A continuación exponemos las soluciones estudiadas para la eliminación del fósforo.

**Solución propuesta para la eliminación del fósforo por vía biológica**

Para la eliminación biológica del Fósforo, se prevé una cámara anaerobia previa al tratamiento biológico (selector), anterior a la cámara anóxica, para permitir el desarrollo de la cepa bacteriana acinetobacter y posibilitar la eliminación biológica del Fósforo. Los fangos biológicos se recircularán directamente a esta cámara. El agua pretratada entrará al selector en el que se mezclará con los fangos recirculados.

El selector, de 12,0 m de largo x 10,0 m de ancho y 4,50 m de altura útil, equipado con dos agitadores sumergidos de 7,5 Kw de potencia unitaria se conectará con la arqueta de salida de agua pretratada mediante un juego de compuertas y la salida retornará a la tubería de entrada a los decantadores primarios.

**Eliminación del fósforo por vía química**

Todos los investigadores independientes recalcan el carácter relativamente aleatorio del proceso, por lo que la eliminación biológica del Fósforo debe considerarse como un medio de economizar reactivos de precipitación química, existiendo la posibilidad de recurrir, más o menos ocasionalmente, a una precipitación química complementaria. Se prevén por tanto los equipos de dosificación y almacenamiento de Cloruro Férrico como sistema complementario y alternativo de emergencia.

Para la eliminación química del fósforo proponemos la utilización del depósito de 10.000 l existente y la instalación de dos bombas dosificadoras de 50 l/h de caudal unitario.

## 3.3. MEDIDA DE CAUDAL TRATADO

La EDAR de Medina cuenta con dos medidas de caudal de agua. Una de ellas está situada en la salida del desarenador y la otra en la entrada al biológico. Ambas se realizan mediante medidores de caudal electromagnéticos colocados en tubería.

Sin embargo la planta no está dotada de caudalímetro en la salida de agua al río Zapardiel, por lo que para cumplir la normativa ORDEN ARM/1312/2009 de 20 de mayo, "por la que se regulan los sistemas para realizar el control efectivo de los volúmenes de agua utilizados por los aprovechamientos de agua del dominio público hidráulico, de los retornos al citado dominio público hidráulico y de los vertidos al mismo" debe dotarse de un medidor de caudal del agua tratada.

La medida del caudal puede hacerse en tubería o en canal. Los medidores en canal o sección normalizada se basan en un medidor por ultrasonidos. A su vez los medidores de caudal en tubería pueden ser ultrasónicos o electromagnéticos. Estos últimos tienen la posibilidad de medir el caudal a sección llena y a sección parcialmente llena.

Para la medición del caudal de agua tratada se proyecta un canal Parshal de 18" de ancho de garganta equipado con un medidor ultrasónico.

## 3.4. ESPESAMIENTO DE FANGOS BIOLÓGICOS

El proyecto de construcción que sirvió de base para la ejecución de la EDAR de Medina contemplaba el espesamiento de los fangos primarios y biológicos en un único espesador de 11,0 m de diámetro equipado con una arqueta de mezcla, dotada de un agitador, en la que se dosificaría la cal destinada a estabilizar los fangos primarios.

En dicho Proyecto se incluía una Mejora consistente en la construcción de un sistema de espesamiento de fangos independiente para los fangos primarios. Este sistema comprendía un espesador dinámico DGE capaz de tratar los 2.810 kg de MS/día con una concentración de entrada de 10g/l y una concentración de salida de 50 g/l. y un depósito de almacenamiento del fango espesado de 150 m3 de capacidad.

Este sistema no se llegó a construir por lo que actualmente los fangos primarios conjuntamente con los biológicos se espesan en el espesador existente de 11 m. de diámetro; el cual resulta insuficiente para espesar la totalidad de los fangos producidos por la planta.

Debido a los problemas de espesamiento y secado que tiene, el explotador ha solicitado la construcción de un depósito tampón de 150 m3 de capacidad para poder manejar los fangos espesados y esta idea es la que hemos considerado inicialmente. Sin embargo pensamos que la solución del depósito tampón es válida para el momento actual, en el que a la planta le entran 5.374 m3/día de media frente a los

7.272 m3/día para los que ha sido diseñada pero resultará insuficiente cuando el caudal de entrada coincida con el de diseño. En consecuencia proponemos utilizar el espesador existente solo para los fangos primarios y proyectar un nuevo espesador para los fangos biológicos situado junto al pozo de fangos secundarios.

A continuación incluimos la comprobación de la validez del espesador existente par los fangos primarios y el cálculo del nuevo espesador para los fangos biológicos:

**COMPROBACIÓN DEL ESPESADOR PARA LOS FANGOS PRIMARIOS**

| | | | |
|---|---|---|---|
| Tipo de espesador existente | Por gravedad | | |
| Fangos a espesar | 1.892,80 | 1.711,62 | kg/dia |
| Concentración promedia | 10.000,00 | 10.000,00 | $kg/m^3$ |
| Volumen de fangos a espesar | 189,28 | 171,16 | $m^3$/dia |
| Caudal de espesamiento horario | 24,00 | 24,00 | $m^3$/h |
| PARAMETROS DE CALCULO | | | |
| Carga de sólidos < | 30,00 | 30,00 | $kg/m^2$/dia |
| Carga hidráulica < | 0,45 | 0,45 | $m^3/m^2$/h |
| Tiempo de retención de fangos > | 24,00 | 24,00 | h |
| Concentración fango espesado < | 30,00 | 30,00 | gr/l |
| **Número de espesadores** | **1,00** | **1,00** | **ud** |
| Tipo = rasquetas con picket-fence vertical central | | | |
| Accionamiento = central | | | |
| Superficie mínima necesaria | 63,09 | 57,05 | $m^2$ |
| Por carga hidráulica | 53,33 | 53,33 | $m^2$ |
| Por carga de sólidos | 63,09 | 57,05 | $m^2$ |

| | | | |
|---|---|---|---|
| Diámetro mínimo necesario | 8,97 | 8,53 | m |
| **Diámetro adoptado** | **11,00** | **11,00** | **m** |
| Superficie real unitaria | 94,99 | 94,99 | $m^2$ |
| Superficie real | 94,99 | 94,99 | $m^2$ |
| Carga de sólidos máxima real | 19,93 | 18,02 | $kg/m^2/dia$ |
| Carga hidráulica real | 3,44 | 3,85 | $m^3/m^2/h$ |
| Pendiente del fondo | 13,00 | 13,00 | % |
| Volumen a tratar | 189,28 | 171,16 | $m^3/dia$ |
| Concentración de fangos espesados | 30,00 | 30,00 | $kg/m^3$ |
| Concentración promedia | 15,00 | 15,00 | $kg/m^3$ |
| Volumen total necesario | 151,42 | 136,93 | $m^3$ |
| Volumen unitario necesario | 151,42 | 136,93 | $m^3$ |
| Altura útil mínima | 1,59 | 1,44 | m |
| **Altura útil adoptada** | **4,00** | **4,00** | **m** |
| Altura de resguardo | 0,50 | 0,50 | m |
| **Altura total** | **4,50** | **4,50** | **m** |
| Capacidad real unitaria | 402,58 | 402,58 | $m^3$ |
| Capacidad real total | 402,58 | 402,58 | $m^3$ |
| Tiempo de retención hidráulico | 2,13 | 2,35 | dias |
| Tiempo de retención de sólidos | 3,19 | 3,53 | dias |
| Volumen de fangos espesados | 63,09 | 57,05 | $m^3/dia$ |
| Concentración del fango espesado | 30,00 | 30,00 | $kg/m^3$ |
| **PRODUCCION DE SOBRENADANTES** | | | |
| Volumen de sobrenadarte de los espesadores | 126,19 | 114,11 | m3/día |

| | | | |
|---|---|---|---|
| Destino de los sobrenadantes | Red de sobrenadantes | | |

**El espesador existente es adecuado par los fangos primarios en la fase actual y aún dispone de capacidad para espesar los fangos producidos en el supuesto de que sea necesario usar el tratamiento físico-químico existente.**

**CÁLCULO DEL ESPESADOR PARA LOS FANGOS BIOLÓGICOS**

| | | | |
|---|---|---|---|
| Tipo de espesador proyectado | Por gravedad | | |
| Fangos a espesar | 2.185,21 | 2.748,51 | kg/dia |
| Concentración promedia | 8,00 | 8,00 | $kg/m^3$ |
| Volumen de fangos a espesar | 273,15 | 343,56 | $m^3$/dia |
| Caudal de espesamiento horario | 30,00 | 30,00 | $m^3$/h |
| PARAMETROS DE CALCULO | | | |
| Carga de sólidos < | 30,00 | 30,00 | $kg/m^2$/dia |
| Carga hidráulica < | 0,45 | 0,45 | $m^3/m^2$/h |
| Tiempo de retención de fangos > | 24,00 | 24,00 | h |
| Concentración fango espesado < | 30,00 | 30,00 | gr/l |
| **Número de espesadores** | **1,00** | **1,00** | **ud** |
| Tipo = rasquetas con picket-fence vertical central | | | |
| Accionamiento = central | | | |
| Superficie mínima necesaria | 72,84 | 91,62 | $m^2$ |
| Por carga hidráulica | 66,67 | 66,67 | $m^2$ |
| Por carga de sólidos | 72,84 | 91,62 | $m^2$ |
| Diámetro mínimo necesario | 9,63 | 10,80 | m |
| **Diámetro adoptado** | **11,00** | **11,00** | **m** |
| Superficie real unitaria | 94,99 | 94,99 | $m^2$ |

| | | | |
|---|---|---|---|
| Superficie real | 94,99 | 94,99 | $m^2$ |
| Carga de sólidos máxima real | 23,01 | 28,94 | $kg/m^2/dia$ |
| Carga hidráulica real | 1,33 | 1,20 | $m^3/m^2/h$ |
| Pendiente del fondo | 13,00 | 13,00 | % |
| Volumen a tratar | 273,15 | 343,56 | $m^3/dia$ |
| Concentración de fangos espesados | 30,00 | 30,00 | $kg/m^3$ |
| Concentración promedia | 15,00 | 15,00 | $kg/m^3$ |
| Volumen total necesario | 218,52 | 274,85 | $m^3$ |
| Volumen unitario necesario | 218,52 | 274,85 | $m^3$ |
| Altura útil mínima | 2,30 | 2,89 | m |
| **Altura útil adoptada** | **4,00** | **4,00** | **m** |
| Altura de resguardo | 0,50 | 0,50 | m |
| **Altura total** | **4,50** | **4,50** | **m** |
| Capacidad real unitaria | 402,58 | 402,58 | $m^3$ |
| Capacidad real total | 402,58 | 402,58 | $m^3$ |
| Tiempo de retención hidráulico | 1,47 | 1,17 | dias |
| Tiempo de retención de sólidos | 2,76 | 2,20 | dias |
| Volumen de fangos espesados | 72,84 | 91,62 | $m^3/dia$ |
| Concentración del fango espesado | 30,00 | 30,00 | $kg/m^3$ |
| **PRODUCCION DE SOBRENADANTES** | | | |
| Volumen de sobrenadarte de los espesadores | 200,31 | 251,95 | m3/día |
| Destino de los sobrenadantes | Red de sobrenadantes | | |

**El nuevo espesador proyectado únicamente para los fangos biológicos coincide con el existente; lo que viene a demostrar que en su día se construyó para espesar solo los fangos biológicos en exceso.**

**El nuevo espesador se ubicará junto al pozo de fangos biológicos existente y dispondrá de un conjunto de bombas de tornillo alojadas en una sala de bombeo adosada a él para la impulsión de los fangos espesados a las centrífugas.**

**Esta solución permite además el tratamiento por separado de los fangos primarios y biológicos desde la purga hasta la deshidratación.**

## 3.5. TRATAMIENTO DE ESCURRIDOS.

El fósforo eliminado de las depuradoras se acumula en los fangos en exceso purgados del proceso. Estos fangos se espesan, se deshidratan y se almacenan en un silo para su disposición a vertedero. Una parte importante del fósforo eliminado del proceso se evacua con los fangos, pero hay otra parte muy significativa que se encuentra contenida en el escurrido de la centrífuga. Si este escurrido se retorna a la cabecera de la planta sin ningún tipo de tratamiento el fósforo contenido en él se reincorpora al agua residual. Para evitar este problema es necesario hacer un tratamiento de precipitación de los escurridos de las centrífugas.

Las opciones consideradas para el tratamiento de estos vertidos son:

- Tratamiento físico-quimico.
- Tratamiento con membranas.

La solución adoptada es un tratamiento físico-químico compuesto por los siguientes elementos:

- Bombeo de los escurridos mediante dos bombas centrífugas sumergibles de 25 m3/h y 1,75 Kw.
- Planta compacta, comprendiendo reactor de mezcla, reactor de floculación y decantador lamelar estático comprendiendo:

  Reactor de Mezcla de 1,5 m3 de capacidad equipado con agitador de hélice marina / eje vertical de 0,50 Kw de potencia.

  Reactor de Floculación de 4,00 m3 de capacidad con agitador de 0,18 Kw y velocidad de giro, regulable entre 40 y 60 rpm

- Decantador de configuración lamelar, de 3,80 m2 de superficie, con una altura total útil de 3,00 m. El paquete lamelar tiene una altura de 1,2 m, las lamelas están inclinadas 60° respecto a la horizontal, y la separación media entre

lamelas es de 40 mm, con lo que la superficie específica proyectada es de 11,50 m2/m3, y la superficie proyectada total es de 50,21 m2.

- Bombeo de fangos decantados a espesador mediante. dos (1+1) bombas centrífugas horizontales de rodete vortex de 25 m³/h de caudal unitario. La descarga se realiza en el espesador existente.

## 3.6. SOPLANTES

A pesar de que hay 3 soplantes (una de ellas en reserva) solo existen dos variadores de velocidad para las mismas, por lo que si se conecta la de reserva es necesario cambiar el grupo soplante entero de su alojamiento debido a que no se puede conectar un arrancador directo porque, a tenor de las pruebas realizadas por la empresa explotadora, salta el interruptor general de la planta.

Por otro lado las máquinas han agotado su vida útil habiendo sido necesario realizar varias reparaciones que aconsejan su sustitución por soplantes nuevas.

Las nuevas soplantes proyectadas son de émbolo rotativo capaces de proporcionar un caudal unitario de 3.780 m3/h de aire a una presión diferencial de 600 mbar y tienen una potencia unitaria de 90 Kw. Es decir que estas soplantes proporcionan mayor caudal que las instaladas (3.600 m3/h) y, sobre todo tienen una potencia sensiblemente inferior a las sustituidas (110 Kw) lo cual supone un ahorro en el consumo eléctrico importante.

## 3.7. ELECTRICIDAD Y CONTROL

Considerando los equipos electro-mecánicos de nueva instalación, la reserva del transformador actual de 630kVA oscilaría entorno al 29,87%, por lo que no será necesario la sustitución del mismo por otro de mayor potencia.

La actual acometida está dimensionada para transportar toda la potencia nominal del transformador, al igual que el Interruptor General Automático.

El CGD-CCM actual tiene espacio suficiente de reserva para almacenar los dispositivos de protección y maniobra de los equipos electromecánicos de nueva instalación.

El sistema de control está basado en arquitectura centralizada formado por un PLC modular de la marca Omron, modelo CS1, en el cual se añadirán los siguientes módulos de E/S: 1 módulo de 64 E/D, 1 módulo de 64 S/D, 1 módulo de 8 E/A, 1 módulo de 8 S/A.

El PLC está conectado al PC Supervisor mediante cable Profibus. En el PC supervisor está instalado un paquete de supervisión o Scada. Sobre este paquete de supervisión están diseñadas una serie de pantallas que dan una idea de la distribución de los equipos sobre la planta, estados de las mismos, marcha, paro, alarma, etc..,

Se reprogramará el Software SCADA de la planta con el objetivo de poder supervisar los siguientes conceptos:

- Estado de cada equipo: automático, parada, fallo.
- Funcionamiento real: cuenta-horas en cada equipo y paradas con alarma.
- Temporización y consignas de todos los elementos.
- Registro de la instrumentación aplicada.
- Posiciones de compuertas, válvulas automáticas y sondas de nivel.

### 3.8. EDIFICIO INDUSTRIAL DE NUEVA PLANTA.

El nuevo edificio industrial se proyecta para alojar el equipo compacto de tratamiento de escurridos. Las características constructivas son las siguientes:

Es una construcción rectangular de dimensiones exteriores 10,50 x 6,50 m y una altura de 6,80 m.

El edificio dispondrá de una estructura de hormigón tipo HA-30, armada con acero tipo BS-500. compuesta por:

- Cimentación mediante zapatas aisladas de 1,30 x 1,30 x 0,40 m unidas con vigas riostras de 0,4 x 0,4 m.
- La estructura es de hormigón armado y está compuesta por 6 pilares de 30 x 30 cm y 5,5 m de altura total unidos mediante vigas de perimetrales de 0,30 x 0,35 m.

El Cerramiento estará compuesto por fábrica de bloques de hormigón con acabado exterior en revestimiento monocapa, en la cara interna se proyecta cámara de aire con

fabrica de ladrillo hueco doble, aislamiento térmico y acabado en chapado de gres hasta una altura de 2 m para favorecer las tareas de limpieza y guarnecido de yeso a partir de 2 m y en paramentos horizontales.

La cubierta estará compuesta por elementos estructurales prefabricados dallas que sustentan la cubierta formada por chapa galvanizada. Perfil TE - 43 de 0,6 mm de espesor, aislamiento IBR - 80 mm y chapa prelacada, perfil 30. Accesorios de fijación con capelotti de nylon antipuente térmico.

La cubierta es a dos aguas ejecutada con tabique palomeros y teja cerámica. Alrededor de la cubierta se proyecta un peto, para mantener las características de la edificación existente

# 5.2. E.D.A.R DE ISCAR

## INDICE

**1. INTRODUCCIÓN ..... 1**

**2. DATOS DE DISEÑO Y DATOS REALES DE EXPLOTACION ..... 1**

**3. DEFICIENCIAS ENCONTRADAS Y ESTUDIO DE SOLUCIONES ..... 5**

3.1. POZO DE GRUESOS ..... 5
3.2. CANAL DE DESBASTE ..... 5
3.3. DESARENADOR - DESENGRASADOR ..... 5
3.4. ELIMINACIÓN DE NITRÓGENO ..... 6
3.5. ELIMINACIÓN DE FÓSFORO ..... 8
3.6. SOPLANTES ..... 9
3.7. ELECTRICIDAD Y CONTROL ..... 9
3.8. MEDIDA DE CAUDAL TRATADO ..... 10
3.9. POZO DE FANGOS ..... 11
3.10. DECANTADOR SECUNDARIO ..... 11
3.11. EDIFICIO DE TALLER Y ALMACÉN ..... 11
3.12. LABORATORIO ..... 12

# 1. INTRODUCCIÓN

El presente anejo tiene como objeto describir el estudio de las soluciones planteadas para resolver los problemas y deficiencias existentes en la EDAR de Iscar así como su justificación técnica

# 2. DATOS DE DISEÑO Y DATOS REALES DE EXPLOTACION

A continuación se reflejan los datos comparados de los parámetros que sirvieron de base para el diseño de la depuradora de Iscar y los datos reales de explotación en el momento de la realización del presente estudio

| **POBLACION** | | **DISEÑO** | **REAL** | |
|---|---|---|---|---|
| | | | | Hab |
| **Población equivalente adoptada** | | 12.700 | 8.516 | Equiv. |
| Dotación adoptada | | 250 | 252 | l/hab*dia |
| **CAUDALES** | | | | |
| **CAUDAL DIARIO ADOPTADO PARA LA EDAR** | | **3.175** | **2.147** | **$m^3$/dia** |
| Caudal promedio | | 132 | 89 | $m^3$/h |
| Caudal punta | 2,00 | 265 | 179 | $m^3$/h |
| Caudal máximo en pretratamiento | 6,00 | 794 | 537 | $m^3$/h |
| Caudal máximo bombeado | 6,00 | 794 | 537 | $m^3$/h |
| Caudal admitido en el colector | 10,00 | 1.323 | 1.323 | $m^3$/h |
| **CARACTERISTICAS DEL AGUA BRUTA** | | | | |
| **$DBO_5$** | | | | |
| Carga diaria de entrada | | 762 | 511 | kg/dia |
| Concentración de entrada | | **240** | **238** | mg/l |
| Carga diaria máxima de salida | | 79 | 54 | kg/dia |

| | | | |
|---|---|---|---|
| Concentración máxima de salida | **25** | **25** | mg/l |
| Carga diaria eliminada | 683 | 457 | kg/dia |
| **DQO** | | | |
| Carga diaria de entrada | 1.588 | 882 | kg/dia |
| Concentración de entrada | **500** | **411** | mg/l |
| Carga diaria máxima de salida | 397 | 268 | kg/dia |
| Concentración máxima de salida | 125 | 125 | mg/l |
| Carga diaria eliminada | 1.191 | 614 | kg/dia |
| **SS** | | | |
| Carga diaria de entrada | 953 | 328 | kg/dia |
| Concentración de entrada | **300** | **153** | mg/l |
| Carga diaria máxima de salida | 111 | 75 | kg/dia |
| Concentración máxima de salida | **35** | **35** | mg/l |
| Carga diaria eliminada | 841 | 253 | kg/dia |
| **N-NTK** | | | |
| Carga diaria de entrada estimada | 191 | 129 | kg/dia |
| Concentración de entrada estimada | **60** | **60** | mg/l |
| Carga diaria máxima de salida | 48 | 32 | kg/dia |
| Concentración máxima de salida estimada | **15** | **15** | mg/l |
| Carga diaria eliminada | 143 | 97 | kg/dia |
| **P** | | | |
| Carga diaria de entrada estimada | 38 | 21 | kg/dia |
| Concentración de entrada estimada | **12** | **10** | mg/l |
| Carga diaria máxima de salida | 6 | 4 | kg/dia |
| Concentración máxima de salida estimada | **2** | **2** | mg/l |

| | | | | |
|---|---|---|---|---|
| Carga diaria eliminada | | 32 | 17 | kg/dia |
| **pH** | | | | |
| Salida entre | | 5,5 y 9 | 5,5 y 9 | |
| **TEMPERATURA** | | | | |
| Temperatura de cálculo | | 12,00 | 12,00 | ºC |
| ***RESULTADOS A OBTENER:*** | | | | |
| AGUA | | | | |
| DBO5: | < | 25,00 | 25,00 | mg/l |
| DQO: | < | 125,00 | 125,00 | mg/l |
| SS totales: | < | 35,00 | 35,00 | mg/l |
| N-NTK: | < | 15,00 | 15,00 | mg/l |
| P-PO4: | < | 2,00 | 2,00 | mg/l |
| pH, entre: | | 5,5 y 9 | 5,5 y 9 | |
| FANGOS | | | | |
| Estabilización de fangos: | > | 40,00 | 40,00 | % |
| Sequedad de fangos: | > | 25,00 | 25,00 | % |

De estos datos se desprende que el caudal actual de entrada a la planta (2.147 m3/día) es aproximadamente 2/3 del caudal de diseño (3.175 m3/día) y las concentraciones de cargas más significativas, DBO5; DQO y N-NTK, son muy similares a las de diseño.. El resultado conjunto de concentraciones y caudales es que la carga contaminante resulta inferior a la de diseño (8.156 / 12.700 Hab. Equivalentes) en la misma proporción que los caudales de entrada.

A continuación adjuntamos la tabla resumen de los datos de explotación de la EDAR de Iscar del año 2.011 proporcionados por el explotador.

| | HISTORICO DE CAUDALES Y ANALISIS 2011 | | | | | | | | | | | | |
|---|---|---|---|---|---|---|---|---|---|---|---|---|---|
| | **ENE** | **FEB.** | **MAR** | **ABR** | **MAY** | **JUN** | **JUL** | **AGO.** | **SEP.** | **OCT.** | **NOV.** | **DIC.** | **MED** |
| **CAUDAL m3/día** | 2.936 | 2.961 | 2.702 | 2.636 | 2.467 | 2.196 | 1.661 | 1.655 | 1.577 | 1.723 | 1.488 | 1.766 | **2.147** |
| **INFLUENTE mg/l** | | | | | | | | | | | | | |
| DQO | 290,00 | 542,00 | 259,00 | 233,00 | 303,00 | 330,00 | 388,00 | 289,00 | | 212,00 | 920,00 | 759,00 | **411,36** |
| DBO | 160,00 | 280,00 | 140,00 | 140,00 | 180,00 | 200,00 | 170,00 | 150,00 | | 125,00 | 590,00 | 480,00 | **237,73** |
| S.S | 107,00 | 115,00 | 127,00 | 87,00 | 87,00 | 180,00 | 158,00 | 40,00 | | 127,00 | 155,00 | 495,00 | **152,55** |
| N-NH4 | 48,10 | 47,00 | 29,60 | 21,60 | 20,10 | 47,00 | 45,00 | 35,60 | | 8,36 | 59,20 | 39,90 | **36,50** |
| NT | 68,20 | 58,60 | 40,50 | 42,60 | 59,20 | 103,00 | 77,80 | 41,95 | | 17,60 | 61,40 | 65,40 | **57,84** |
| NO3 | 1,40 | 5,01 | 3,42 | 2,66 | 8,07 | 10,10 | 0,68 | 0,23 | | 2,14 | 0,00 | 1,51 | **3,20** |
| NO2 | 0,07 | 2,60 | 2,26 | 0,16 | 0,08 | 0,19 | 0,18 | 0,06 | | 0,31 | 0,18 | 0,15 | **0,57** |
| Ptotal | 11,70 | 10,70 | 7,64 | 3,96 | 3,45 | 11,10 | 5,79 | 7,06 | | 8,81 | 6,25 | 14,20 | **8,24** |
| **EFLUENTE mg/l** | | | | | | | | | | | | | |
| DQO | 22,40 | 29,40 | 27,30 | 44,90 | 24,40 | 22,60 | 11,00 | 13,90 | | 24,00 | 17,10 | 16,50 | **23,05** |
| DBO | 3,00 | 11,00 | 8,00 | 4,00 | 5,00 | 5,00 | 5,00 | 3,00 | | 5,00 | 5,00 | 3,00 | **5,18** |
| S.S | 9,00 | 12,00 | 9,00 | 9,00 | 7,00 | 9,00 | 5,00 | 2,00 | | 2,00 | 8,00 | 8,00 | **7,27** |
| N-NH4 | 4,59 | 1,40 | 0,25 | 2,71 | 0,16 | 0,36 | 0,20 | 0,25 | | 11,00 | 6,72 | 4,07 | **2,88** |
| NT | 6,33 | 5,17 | 15,00 | 5,55 | 9,95 | 8,81 | 36,60 | 34,25 | | 21,30 | 9,50 | 5,89 | **14,40** |
| NO3 | 0,76 | 0,69 | 14,00 | 0,26 | 0,16 | 0,65 | 25,30 | 27,80 | | 17,30 | 0,00 | 0,20 | **7,92** |
| NO2 | 0,04 | 0,01 | 0,08 | 0,11 | 0,04 | 0,02 | 0,07 | 0,08 | | 0,06 | 0,02 | 0,23 | **0,07** |
| Ptotal | 1,48 | 0,55 | 1,74 | 3,05 | 1,93 | 1,82 | 2,83 | 1,20 | | 1,33 | 1,73 | 0,46 | **1,65** |

En la tabla podemos observar que los tres parámetros principales para los que fue diseñada la planta (DBO5, DQO y SST) se cumplen siempre. Sin embargo el Nitrógeno tiene la media anual prácticamente en el máximo permitido (15 mg/l) incumpliéndola frecuentemente. En cuanto al fósforo el límite exigido para zonas sensibles.(2 mg/l) se cumple de forma sistemática por la dosificación de cloruro férrico.

A continuación se estudian de forma completa los sistemas de eliminación de nutrientes.

# 3. DEFICIENCIAS ENCONTRADAS Y ESTUDIO DE SOLUCIONES.

Tanto el funcionamiento como la conservación de la planta son buenos por lo que las actuaciones a proponer son mejoras y subsanación de algunas deficiencias, que pasamos a exponer:

## 3.1. POZO DE GRUESOS

Existe una reja de sólidos en el pozo de gruesos en la salida hacia el pozo de bombeo con un paso entre 50-80 mm de dimensiones muy pequeñas, lo que provoca su saturación y obturación por detritus con facilidad, sobre todo por los arrastres en tormentas. Esto impide el paso del agua residual hacia la reja automática, con lo que provoca que se ponga en carga el colector y se produzca el alivio de agua bruta, por el aliviadero situado fuera de la parcela de la EDAR.

Se proyecta el cambio de dicha reja por otra de 100 mm de luz de paso.

## 3.2. CANAL DE DESBASTE

En el desbaste hay dos canales uno con reja automática y otro de by-pass, por lo que en periodos de atascos, mantenimiento de la reja automática, el agua pasa directamente al bombeo, dando problemas de atasques en las bombas.

Se proyecta equipar el canal de reserva con una reja de barrotes de limpieza automática similar a la existente.

## 3.3. DESARENADOR - DESENGRASADOR

Es imposible poder independizar los dos desarenadores, ya que está realizada la obra civil pero sin embargo faltan las dos compuertas murales de entrada a los canales.

Para poder aislar los dos canales desarenadores se proyectan dos compuertas murales de 0,40 x 0,40 m en acero inoxidable AISI-304 de accionamiento manual.

Las bombas de arenas tienen problema de funcionamiento con sus motores, que necesitan ser cambiados por otros con una mayor potencia y un mayor régimen de revoluciones. La potencia aproximada es de 2,5 Kw.

Se incluye la sustitución de los motores existentes por dos motores nuevos de 2,0 Kw de potencia unitaria.

## 3.4. ELIMINACIÓN DE NITRÓGENO

La EDAR de Iscar fue diseñada para poder cumplir las exigencias de eliminación del nitrógeno establecidas para zonas sensibles considerando una concentración de NTK de 60 mg/l en el influente. La media de Nitrógeno total a lo largo del año 2.011 ha sido igualmente de 60mg/l y, a pesar de que el caudal de entrada ha sido sensiblemente inferior al de diseño, el vertido no siempre ha cumplido los límites establecidos por la normativa.

Para la eliminación del nitrógeno dispone de un conjunto de sondas de medida del oxígeno disuelto y de potencial redox que permiten al explotador realizar el ciclo de nitrificación y desnitrificación manejando la planta como ciclos y controlando el arranque y la parada de las soplantes por las sondas de redox.

En su informe el explotador solicita el cambio de las sondas de redox existentes por otras sondas que controlan los parámetros de amonio y nitratos; así como la sustitución de las sondas para la medida del oxígeno disuelto existentes por los problemas de ensuciamiento y pérdida de precisión en los datos del oxígeno disuelto existente en el reactor.

La solución propuesta para dotar a la depuradora de Iscar de una instrumentación totalmente fiable y eficiente para el control combinado del oxígeno y el nitrógeno que le permita una total garantía en el control de la eliminación del nitrógeno y la máxima eficiencia en el consumo eléctrico de las soplantes consiste en la instalación de los siguientes equipos:

- **Sonda de medición de oxígeno disuelto LDO.**

La solución adoptada consiste en la instalación de un sistema de medida del oxígeno disuelto tipo luminiscente rango 0-20 mg/l ,con conexión a controlador universal, Instalados en los dos canales del biológico.

- **Sensor combinado para amonio y nitrato**

Para el control de los ciclos de nitrificación y desnitrificación se proyecta un sistema de medida y control de nitratos y amonio compuesto por:

- Sonda de Amonio y Nitrato por electrodo selectivo, rango 0,5-1000mg/l NH4-N, 0,5-1000mg/l NO3-N.

- Set de montaje por pértiga de PVC para medidores de O2 de tamaño 1,5", con anclaje mural en acero inoxidable y pértiga de 2,3m en PVC.

- Set de montaje por pértiga para sonda de amonio NH4D sc /nitrato NO3D sc / AN-ISE sc, con anclaje mural/rail en acero inoxidable, y pértiga 2,3 m. en PVC.

- Controlador universal de dos canales para conexión de sondas digitales. Dos salidas de 4-20 mA y cuatro relés de alarma. Alimentación de 220 Vca.

Con este sensor el sistema de control de la planta responde a la situación en tiempo real de forma fiable y en continuo. Esto permite un control muy eficiente de los equipos de aireación que se traduce en una reducción de los costos de la energía consumida en la aireación.

En resumen las sondas de medida de Amonio/Nitratos proporcionan las siguientes prestaciones particulares:

- Medida directa de fácil interpretación por parte del operador: No requiere de correlaciones ni interpretación de los resultados en otras unidades de medida.

- Compensación interna de los interferentes principales integrada en nuestras sondas AN-ISE

- Mayor control del proceso no sujeto a factores externos no dependientes directamente de la medida.

## 3.5. ELIMINACIÓN DE FÓSFORO

Existen dos formas de eliminación del fósforo: una química mediante la dosificación de cloruro férrico y otra biológica mediante la construcción de una cámara anaerobia intercalada entre el desarenador y el reactor biológico.

La depuradora de Iscar dispone de un equipo de dosificación de cloruro férrico compuesto por un depósito de 1.000 l de capacidad y dos bombas dosificadoras de membrana que no usa por lo que el fósforo que entra en la planta 10 mg/l frente a los 12 mg/l solo se reduce de forma biológica natural en el proceso biológico y se elimina con los fangos en exceso; de forma que la concentración promedia de fósforo en el vertido final es de 1,9 mg/l. es decir el promedio cumple la normativa y solo presenta incumplimientos puntuales fácilmente corregibles.

**Solución propuesta para la eliminación del fósforo por vía biológica**

Para la eliminación biológica del Fósforo, se prevé una cámara anaerobia de 12,0 m de largo x 7,0 m de ancho y 4,50 m de altura útil. La cámara irá equipada con dos agitadores sumergidos de 3,5 Kw de potencia unitaria.

Los fangos biológicos se recircularán directamente a esta cámara. El agua pretratada entrará al selector en el que se mezclará con los fangos recirculados.

El selector se conectará con la tubería de salida de agua pretratada y la salida retornará a la arqueta de entrada al reactor biológico.

**Eliminación del fósforo por vía química**

Todos los investigadores independientes recalcan el carácter relativamente aleatorio del proceso, por lo que la eliminación biológica del Fósforo debe considerarse como un medio de economizar reactivos de precipitación química, existiendo la posibilidad de recurrir, más o menos ocasionalmente, a una precipitación química complementaria. Se prevén por tanto los equipos de dosificación y almacenamiento de Cloruro Férrico como sistema complementario y alternativo de emergencia.

Para la eliminación química del fósforo proponemos el cambio del depósito de 1.000 L existente por uno nuevo de 10.000 l y la instalación de dos bombas dosificadoras de 50 l/h de caudal unitario.

## 3.6. SOPLANTES

Hay 3 soplantes (una de ellas en reserva) que no están diseñadas para trabajar con variadores de velocidad.

La potencia de los motores es de 50 CV, cuando las especificaciones de la soplante requieren 60 CV.

Por otro lado las máquinas han agotado su vida útil habiendo sido necesario realizar varias reparaciones que aconsejan su sustitución por soplantes nuevas.

Las nuevas soplantes proyectadas son de émbolo rotativo capaces de proporcionar un caudal unitario de 1.269 m3/h de aire a una presión diferencial de 600 mbar y tienen una potencia unitaria de 45 Kw. Estas soplantes son similares a las sustituidas.

## 3.7. ELECTRICIDAD Y CONTROL

Teniendo en cuenta los equipos electro-mecánicos de nueva instalación, la reserva del transformador actual de 400kVA oscilaría entorno al 62,48%, por lo que no será necesario la sustitución del mismo por otro de mayor potencia.

La actual acometida está dimensionada para transportar toda la potencia nominal del transformador, al igual que el Interruptor General Automático.

El CGD-CCM actual tiene espacio suficiente de reserva para almacenar los dispositivos de protección y maniobra de los equipos electromecánicos de nueva instalación.

El sistema de control está basado en arquitectura centralizada formado por un PLC modular de la marca Siemens, modelo CPU: CPU: 313 C-2DP 412-1, en el cual se añadirán los siguientes módulos de E/S: 1 módulo de 32 E/D, 1 módulo de 32 S/D, 1 módulo de 8 E/A, 1 módulo de 8 S/A.

El PLC está conectado al PC Supervisor mediante cable Profibus. En el PC supervisor está instalado un paquete de supervisión o Scada. Sobre este paquete de supervisión

están diseñadas una serie de pantallas que dan una idea de la distribución de los equipos sobre la planta, estados de las mismos, marcha, paro, alarma, etc..,

Se reprogramará el Software SCADA de la planta con el objetivo de poder supervisar los siguientes parámetros:

- Estado de cada equipo: automático, parada, fallo.
- Funcionamiento real: cuenta-horas en cada equipo y paradas con alarma.
- Temporización y consignas de todos los elementos.
- Registro de la instrumentación aplicada.
- Posiciones de compuertas, válvulas automáticas y sondas de nivel.

## 3.8. MEDIDA DE CAUDAL TRATADO

La EDAR de Iscar cuenta con una medida de caudal de agua situada en la salida del desarenador y se realiza mediante medidor de caudal electromagnético colocado en tubería.

Sin embargo la planta no está dotada de caudalímetro en la salida de agua al río Pirón, por lo que para cumplir la normativa ORDEN ARM/1312/2009 de 20 de mayo, "por la que se regulan los sistemas para realizar el control efectivo de los volúmenes de agua utilizados por los aprovechamientos de agua del dominio público hidráulico, de los retornos al citado dominio público hidráulico y de los vertidos al mismo" es necesario dotarla de un medidor de caudal del agua tratada.

La medida del caudal puede hacerse en tubería o en canal. Los medidores en canal o sección normalizada se basan en un medidor por ultrasonidos. A su vez los medidores de caudal en tubería pueden ser ultrasónicos o electromagnéticos. Estos últimos tienen la posibilidad de medir el caudal a sección llena y a sección parcialmente llena.

Para la medición del caudal de agua tratada se proyecta un canal Parshal de 9" de ancho de garganta equipado con un medidor ultrasónico

## 3.9. POZO DE FANGOS

La tubería que une el fondo del decantador con el pozo de fangos no dispone de ningún elemento de corte; por lo que para extraer las bombas de fangos o hacer cualquier tipo de mantenimiento se debe vaciar el decantador.

La solución propuesta consiste en instalar en el paramento en el que está la entrada de la tubería de fangos procedente del fondo del decantador una pieza especial acabada en brida sobre la que se acopla una contrabrida con una válvula PIC. Es necesaria la instalación de una tubería de alimentación de agua o aire para el accionamiento de la válvula.

## 3.10. DECANTADOR SECUNDARIO

El camino de rodadura del puente barredor presenta una superficie rugosa e irregular que dificulta el funcionamiento de la rueda del puente.

La solución propuesta consiste en la extensión de un mortero autonivelante en todo el perímetro de rodadura.

## 3.11. EDIFICIO DE TALLER Y ALMACÉN

La planta depuradora no dispone de ninguna zona de taller ni de almacén para poder hacer las reparaciones necesarias para el mantenimiento de las instalaciones.

Por este motivo se proyecta un edificio industrial de servicios generales de las siguientes características:

Es una construcción rectangular de dimensiones exteriores 10,50 x 6,50 m y una altura de 3,0 m.

El edificio dispondrá de una estructura de hormigón tipo HA-30, armada con acero tipo BS-500. compuesta por:

- Cimentación mediante zapatas aisladas de 1,30 x 1,30 x 0,40 m unidas con vigas riostras de 0,4 x 0,4 m.

- La estructura es de hormigón armado y está compuesta por 6 pilares de 30 x 30 cm y 3,5 m de altura total unidos mediante vigas de perimetrales de 0,30 x 0,35 m.

El Cerramiento estará compuesto por fábrica de bloques de hormigón con acabado exterior en revestimiento monocapa, en la cara interna se proyecta cámara de aire con fabrica de ladrillo hueco doble, aislamiento térmico y acabado en chapado de gres hasta una altura de 2 m para favorecer las tareas de limpieza y guarnecido de yeso a partir de 2 m y en paramentos horizontales.

La cubierta será plana y estará compuesta por estructura de hormigón y bovedillas cerámicas entre viguetas prefabricadas. Capa de compresión, lámina asfáltica impermeabilizante y grava.

Alrededor de la cubierta se proyecta un peto, para mantener las características de la edificación existente

### 3.12. LABORATORIO

La planta no dispone de equipamiento de laboratorio para poder realizar los controles de proceso necesarios para la explotación de la depuradora.

# 5.3. E.D.A.R DE TORDESILLAS

## INDICE

**1. INTRODUCCIÓN.....1**

**2. ESTUDIO DE ALTERNATIVAS PARA LA ELIMINACIÓN DE NUTRIENTES.....1**

2.1. DESCRIPCIÓN DE LA SITUACIÓN ACTUAL.....1

2.1. ELIMINACIÓN DE FÓSFORO.....4

2.2. ELIMINACIÓN DE NITRÓGENO.....4

2.3. INSTRUMENTACIÓN Y CONTROL.....5

2.4. RESUMEN DE LAS ALTERNATIVAS Y SOLUCIÓN ADOPTADA.....5

**3. ESTUDIO DE ALTERNATIVAS PARA LA ESTACIÓN DE BOMBEO.....6**

# 1. INTRODUCCIÓN

Una vez se ha descrito la situación de saneamiento y depuración de Tordesillas y calculado el funcionamiento de la EDAR para la situación real de invierno y de verano, se lleva a cabo un estudio de alternativas para la mejora de las instalaciones actuales y la eliminación de nutrientes en la planta.

# 2. ESTUDIO DE ALTERNATIVAS PARA LA ELIMINACIÓN DE NUTRIENTES

## 2.1. DESCRIPCIÓN DE LA SITUACIÓN ACTUAL

A continuación se incluye una tabla en la cual se reflejan los valores de las muestras integradas del año 2011 realizadas por SOCAMEX.

En esta tabla se observa como la EDAR tiene un funcionamiento óptimo, con rendimientos de eliminación de materia orgánica por encima del 95%. Los sólidos en suspensión totales también se reducen hasta el 96%.

En cuanto a los nutrientes, nitrógeno y fósforo, la planta presenta unos rendimientos de trabajo muy positivos. A continuación se analiza cada parámetro.

El ***nitrógeno*** presenta concentraciones de entrada típicas de un vertido doméstico, aunque con algún valor elevado que supera los 80 mg/l. En las analíticas disponibles, cuando el valor de entrada de nitrógeno está por debajo de 70 mg/l, se consiguen en el efluente valores por debajo de 15 mg/l, cumpliendo por tanto la normativa vigente para zona sensible. Aún cuando los valores de entrada son superiores a 80 mg/l, el tratamiento biológico es capaz de reducir la concentración por debajo del valor máximo de 15 mg/l. Por tanto, se puede concluir que la EDAR es capaz de eliminar de forma adecuada el nitrógeno, y no es necesario llevar a cabo ninguna actuación para mejorar su tratamiento.

En cuanto al ***fósforo***, las analíticas disponibles reflejan valores de concentración típicas de vertidos de aguas negras, con una concentración media en el influente en torno a 10 mg/l.

El efluente de salida tiene concentraciones por debajo de lo máximo permitido por la normativa de 2 mg/l en la mayor parte de las muestras, destacando únicamente un

valor de salida de 5 mg/l, que fue debido a que la concentración de entrada era muy elevada, por encima de 30 mg/l. Los rendimientos de eliminación se sitúan entre el 80% y el 85%, por lo que se puede considerar que la instalación ya consigue eliminar fósforo. Actualmente no disponen de sistema de dosificación de cloruro férrico, por lo que todo el fósforo se reduce y elimina por vía química.

| | Influente entrada | | | | | Influente salida | | | | | Rendimiento | | | | |
|---|---|---|---|---|---|---|---|---|---|---|---|---|---|---|---|
| | $DBO_5$ (mg/l) | DQO (mg/l) | SST (mg/l) | NKT (mg/l) | $P_{TOTAL}$ (mg/l) | $DBO_5$ (mg/l) | DQO (mg/l) | SST (mg/l) | NKT (mg/l) | $P_{TOTAL}$ (mg/l) | $DBO_5$ (%) | DQO (%) | SST (%l) | NKT (%) | $P_{TOTAL}$ (%) |
| ENERO | 390 | 701 | 554 | 52,4 | 32,3 | 16 | 53 | 2 | 3 | 5 | 95,9 | 92,4 | 99,6 | 95,2 | 84,5 |
| FEBRERO | 290 | 619 | 532 | 35,4 | 10,2 | 5 | 16 | 6 | 5 | 2 | 98,3 | 97,4 | 98,9 | 85,3 | 80,4 |
| MARZO | 290 | 540 | 186 | 37 | 5,2 | 2 | 49 | 2 | 9 | 0 | 99,3 | 90,9 | 98,9 | 75,1 | 100,0 |
| ABRIL | 700 | 2905 | 2.542 | 87,9 | 7,6 | 3 | 26 | 4 | 12 | 0 | 99,6 | 99,1 | 99,8 | 86,2 | 100,0 |
| MAYO | 155 | 349 | 129 | 36,1 | 5,8 | 3 | 19 | 3 | 6 | 1 | 98,1 | 94,6 | 97,7 | 83,7 | 82,8 |
| JUNIO | 286 | 549 | 234 | 67,3 | 9 | 5 | 15 | 4 | 7 | 1 | 98,3 | 97,3 | 98,3 | 89,7 | 88,9 |
| JULIO | 598 | 711 | 368 | 19,1 | 6,7 | 5 | 14 | 4 | 4 | 0 | 99,2 | 98,0 | 98,9 | 78,0 | 100,0 |
| AGOSTO | 720 | 1.190 | 724 | 48,4 | 7 | 7 | 72 | 4 | 3 | 1 | 99,0 | 93,9 | 99,4 | 93,2 | 85,7 |
| SEPTIEMBRE | 423 | 931 | 437 | 52,7 | 9,4 | 9 | 47 | 4 | 5 | 3 | 97,9 | 95,0 | 99,1 | 91,5 | 68,1 |
| OCTUBRE | 155 | 353 | 142 | 39,7 | 4,4 | 4 | 4 | 4 | 9 | 2 | 97,4 | 98,9 | 97,2 | 77,3 | 54,5 |
| NOVIEMBRE | 132 | 266 | 147 | 85,9 | 5,6 | 6 | 10 | 15 | 10 | 2 | 95,5 | 96,2 | 89,8 | 87,9 | 64,3 |
| DICIEMBRE | 210 | 392 | 150 | 62,3 | 5,6 | 6 | 15 | 5 | 6 | 1 | 97,1 | 96,2 | 96,7 | 89,9 | 82,1 |

Aunque los rendimientos de eliminación de fósforo y nitrógeno son óptimos, se proyectan una serie de mejoras que incrementarán el rendimiento y conseguirán un efluente con mayor calidad en el vertido.

## 2.1. ELIMINACIÓN DE FÓSFORO

Actualmente se están alcanzando concentraciones de eliminación de fósforo entre el 80% y el 85%. Este fósforo es eliminado por vía biológica, puesto que no se dispone de instalación de dosificación de cloruro férrico.

La eliminación de fósforo puede realizarse por vía química y/o biológica. Se estudia como alternativa el proyectar una instalación de almacenamiento y dosificación de cloruro férrico, y por otro lado el disponer de un tanque anaerobio, previo a los reactores biológicos existentes, para conseguir una reducción de fósforo por vía biológica, que se vería complementada por una precipitación química.

El disponer de un selector anaerobio en cabecera presenta importantes ventajas, entre ellas una reducción importante en el consumo de cloruro férrico, ya que gran parte del fósforo se elimina por vía biológica.

Además de la reducción en el consumo de reactivo, se generará una menor cantidad de fangos e exceso debido a que el fósforo eliminación por precipitación será inferior, y por tanto también será menor el coste de gestión de estos fangos.

Por ello, se considera necesario disponer de este ***selector anaerobio en cabecera***, ***para conseguir eliminar fósforo por vía biológica, complementado por una nueva instalación de dosificación de cloruro férrico.***

## 2.2. ELIMINACIÓN DE NITRÓGENO

La EDAR de Tordesillas es capaz de reducir la carga contaminante en nitrógeno de entrada hasta los valores que exige la normativa para zona sensible, por lo que no se considera necesario realizar actuaciones en la planta para mejorar la reducción de nitrógeno. No obstante, al disponer de un selector anaerobio en cabecera y la instrumentación necesaria para el control del proceso biológico, se mejorarán las reacciones de nitrificación y desnitrificación.

## 2.3. INSTRUMENTACIÓN Y CONTROL

A continuación se explica de forma resumida las alternativas que se han estudiado para mejorar la instrumentación y el control de la EDAR. El control de la planta se desarrolla con detalle en el anejo correspondiente.

La primera acción a realizar será la ***modificación y reprogramación del SCADA***, ya que actualmente está cerrado y no permite su acceso ni modificación, lo que impide el control del proceso, dando lugar a que actualmente la planta se gobierne de forma manual.

Además de solucionar el problema del SCADA actual, se dotará a la planta de la siguiente instrumentación, fundamental para un buen control del proceso biológico:

- Medidores de oxígeno de tipo luminiscente: que sustituyen a los existentes. Presentan importantes mejoras de funcionamiento, como es el hecho de que no sea necesaria su calibración.

- Medidor tipo REDOX, que permita que la planta trabaje por ciclos en función de la medida del nivel redox. Este modo se basa en la aportación continua de oxígeno durante una determinado tiempo, que debe ser suficiente para producir la nitrificación y donde deben alcanzarse valores de oxígeno alrededor de los 2 mg/l. Terminado ese tiempo se pasa al proceso de desnitrificación, en el que se deja de aportar oxígeno al licor mezcla durante el tiempo necesario para que se produzcan condiciones anaerobias y con ello desnitrificación.

- Medidor de Sólidos en Suspensión: con el fin de conocer la concentración de trabajo del proceso biológico es necesario disponer de un medidor MLSS para poder controlar y mejorar la recirculación y purga de fangos en exceso.

## 2.4. RESUMEN DE LAS ALTERNATIVAS Y SOLUCIÓN ADOPTADA

A partir del estudio realizado anteriormente, y a la vista de las deficiencias y características del influente de entrada, es necesario realizar las siguientes actuaciones en planta, que favorecen la eliminación de nutrientes y asegurarán concentraciones contaminantes en el efluente depurado por debajo de los valores máximos exigidos por la normativa:

- Selector anaerobio en cabecera para eliminación de fósforo por vía biológica.

- Dosificación de cloruro férrico con un pequeño edificio que albergue la bomba de trasiego de reactivos, las bombas dosificadoras y el depósito de 10 $m^3$.

- Mejora del sistema de control mediante el acceso al SCADA y de la instrumentación mediante la instalación de sondas de oxígeno de tipo luminiscente, medidor REDOX y medidor de sólidos en suspensión.

## 3. ESTUDIO DE ALTERNATIVAS PARA LA ESTACIÓN DE BOMBEO

La alternativa que se plantea es la cota definitiva a la que elevar el pozo de bombeo para evitar la entrada de agua directa desde el río. Según las recomendaciones en el diseño de EDARES, incluidas en el protocolo suscrito entre el Ministerios de Medio Ambiente y Medio Rural y Marino y la Junta de Castilla y León para la ejecución del Plan Nacional de Calidad de las Aguas, éstas señalan que la inundabilidad para estas instalaciones será a cota superior de la avenida de 50 años de periodo de retorno para la ubicación de los elementos electromecánicos.

En este caso, se ha optado por seguir estrictamente esta recomendación, por lo que es necesario elevar la estructura del pozo de bombeo 2 m de altura para salvar la cota de la avenida de 50 años.

Para evitar el segundo de los problemas que tiene la E.B.A.R., la entrada de sólidos flotantes que atascan las bombas, tanto del bombeo como del pozo de gruesos de la E.D.A.R. se ha optado por la instalación de una reja de limpieza automática de 40 mm de luz para evitar la entrada de sólidos hasta las bombas. Estos sólidos atrapados en este equipo serán recogidos en un tornillo de transporte sinfín para depositarlos en el contenedor metálico existente.

Para casos de mantenimiento se ha proyectado un canal de entrada paralelo equipado con una reja de desbaste manual de igual luz. Para dirigir el caudal hacia uno u otro canal se han dispuesto sendas compuertas murales, estancas en sus cuatro lados y accionadas de forma manual.

Actualmente el pozo de bombeo no dispone de un bypass que evite la entrada del influente en el pozo de bombeo cuando sea necesario. Se ha proyectado un bypass

mediante un alivio lateral por labio vertedero de 2 m de longitud que, cerradas las compuertas, hacen elevar el nivel de agua entrante en la cámara de llegada hasta su vertido.

# 5.4. E.D.A.R DE TUDELA DE DUERO

## INDICE

**1. INTRODUCCIÓN.....1**

**2. ESTUDIO DE ALTERNATIVAS PARA LA ELIMINACIÓN DE NUTRIENTES.....1**

2.1. DESCRIPCIÓN DE LA SITUACIÓN ACTUAL..... 1

2.1. ELIMINACIÓN DE FÓSFORO ..... 5

2.2. ELIMINACIÓN DE NITRÓGENO..... 5

2.3. ELECTRICIDAD Y CONTROL ..... 6

2.4. INSTRUMENTACIÓN ..... 8

2.5. RESUMEN DE LAS ALTERNATIVAS DE TRATAMIENTO BIOLÓGICO Y SOLUCIÓN ADOPTADA..... 9

**3. ESTUDIO DE ALTERNATIVAS PARA LAS ESTACIONES DE BOMBEO.....10**

**4. ESTUDIO DE ALTERNATIVAS PARA EL COLECTOR DE LA MARGEN IZQUIERDA.....11**

4.1. DESCRIPCIÓN DE LA SITUACIÓN ACTUAL..... 11

4.2. PROBLEMÁTICA DE LA RED DE SANEAMIENTO..... 11

4.3. ALTERNATIVAS PLANTEADAS..... 12

4.3.1. Alternativa 1. ..... 14

4.3.2. Alternativa 2. ..... 15

**5. DESARROLLO DE LA ALTERNATIVA MÁS VIABLE. .....16**

# 1. INTRODUCCIÓN

Una vez que se ha descrito la situación actual de Tudela de Duero, se han calculado los caudales de las nuevas incorporaciones, y se ha estudiado el tratamiento biológico y de fangos de la EDAR para el proceso actual, se lleva a cabo un estudio de alternativas, diferenciando las tres actuaciones básicas que se van a proyectar en Tudela de Duero:

- Estudio de alternativas de la ***EDAR***: se centrará en la eliminación biológica de nutrientes, ya que el resto de mejoras son actuaciones puntuales y por tanto no tienen alternativa como tal.
- Estudio de alternativas de las ***estaciones de bombeo*** existentes en el saneamiento de Tudela de Duero.
- Estudio de alternativas del ***colector de la margen izquierda***.

# 2. ESTUDIO DE ALTERNATIVAS PARA LA ELIMINACIÓN DE NUTRIENTES

## 2.1. DESCRIPCIÓN DE LA SITUACIÓN ACTUAL

Para el estudio de alternativas en la eliminación de nutrientes, es necesario conocer que concentraciones de entrada y de salida se producen en la actualidad tanto de nitrógeno como de fósforo.

Para ello, a continuación se incluye una tabla en la que se reflejan dichos valores, a partir de los datos facilitados por SOCAMEX:

| | INFLUENTE | | | | | EFLUENTE | | | | |
|---|---|---|---|---|---|---|---|---|---|---|
| | DBO5 (mg/l) | DQO (mg/l) | SST (mg/l) | $NH_4^+$ (mg/l) | $P_{TOTAL}$ (mg/l) | DBO5 (mg/l) | DQO (mg/l) | SST (mg/l) | $NH_4^+$ (mg/l) * | $P_{TOTAL}$ (mg/l) |
| ENERO | 76,0 | 132,0 | 28,0 | **14,0** | **4,5** | 17,0 | 58,0 | 8,0 | 13,1 | **0,5** |
| FEBRERO | 66,0 | 160,0 | 12,0 | **6,2** | **9,0** | 19,0 | 41,0 | 5,0 | 4,3 | **1,1** |
| MARZO | 105,0 | 174,0 | 60,0 | **22,3** | **2,9** | 7,0 | 18,0 | 7,0 | 8,8 | **3,5** |
| ABRIL | 120,0 | 485,0 | 106,0 | **35,9** | **2,0** | 4,2 | 10,0 | 2,0 | 6,7 | **1,0** |
| MAYO | 150,0 | 331,0 | 69,0 | **7,4** | **2,6** | 6,0 | 20,0 | 3,0 | 3,9 | **0,5** |
| JUNIO | 980,0 | 1.258,0 | 1.648,0 | **35,0** | **16,1** | 10,0 | 36,0 | 3,0 | 8,7 | **8,3** |
| JULIO | 49,0 | 161,0 | 171,0 | **81,5** | **1,6** | 15,0 | 39,0 | 7,0 | 10,6 | **5,3** |
| AGOSTO | 133,0 | 209,0 | 74,0 | **24,4** | **3,1** | 6,0 | 28,0 | 4,0 | 13,4 | **4,3** |
| SEPTIEMBRE | 101,0 | 268,0 | 79,0 | **47,7** | **10,5** | 13,0 | 97,0 | 15,0 | 2,1 | **1,7** |
| OCTUBRE | 65,0 | 139,0 | 41,0 | **33,0** | **5,4** | 9,0 | 49,0 | 15,0 | 3,8 | **2,8** |
| NOVIEMBRE | 45,0 | 170,0 | 71,0 | **44,4** | **5,4** | 5,0 | 30,0 | 15,0 | 2,1 | **2,4** |

Y a partir de las analíticas facilitadas por CHD mediante control con muestras integradas del efluente vertido al río Duero:

| Aglomeración | Zona Vertido | Fecha muestra | $DBO_5$ ($mgO_2/l$) | DQO ($mgO_2/l$) | SS (mg/l) | P total (mg P/l) | N total (mg N/l) |
|---|---|---|---|---|---|---|---|
| TUDELA DE DUERO | Sensible* | 5/6/2008 | 27,0 | **44** | 33,5 | **3,92** | **42,8** |
| TUDELA DE DUERO | Sensible* | 29/7/2008 | 35,0 | 76 | 42,0 | **6,18** | **95,7** |
| TUDELA DE DUERO | Sensible* | 7/8/2008 | 72,0 | 129 | 9,3 | **5,82** | **66,7** |
| TUDELA DE DUERO | Sensible* | 30/9/2008 | 15,0 | 85 | 23,2 | 0,65 | **43,7** |
| TUDELA DE DUERO | Sensible* | 9/10/2008 | <2,0 | 53 | 16,7 | 0,71 | **35,1** |
| TUDELA DE DUERO | Sensible* | 20/11/2008 | 4,0 | 28 | 7,4 | 0,72 | 12,2 |
| TUDELA DE DUERO | Sensible* | 18/12/2008 | 4,0 | <20 | 3,8 | 1,42 | **17,8** |
| TUDELA DE DUERO | Sensible* | 8/1/2009 | 6,0 | <20 | 10,4 | **2,93** | **25,0** |
| TUDELA DE DUERO | Sensible* | 3/2/2009 | 37,0 | 178 | 3,2 | **2,20** | **17,2** |

| Aglomeración | Zona Vertido | Fecha muestra | $DBO_5$ ($mgO_2/l$) | DQO ($mgO_2/l$) | SS (mg/l) | P total (mg P/l) | N total (mg N/l) |
|---|---|---|---|---|---|---|---|
| TUDELA DE DUERO | Sensible* | 5/3/2009 | 7,0 | 24 | 18,3 | **4,67** | **16,6** |
| TUDELA DE DUERO | Sensible* | 26/4/2009 | 4,0 | <20 | 2,8 | **4,41** | 2,6 |
| TUDELA DE DUERO | Sensible* | 4/5/2009 | <2,0 | 53 | 3,3 | **4,27** | 4,6 |
| TUDELA DE DUERO | Sensible* | 16/6/2009 | 5,0 | 57 | 3,8 | **3,55** | 1,9 |
| TUDELA DE DUERO | Sensible* | 14/7/2009 | 5,0 | 37 | 4,8 | **3,29** | 3,8 |
| TUDELA DE DUERO | Sensible* | 4/8/2009 | 17,0 | 77 | 18,2 | 0,65 | 5,3 |
| TUDELA DE DUERO | Sensible* | 2/9/2009 | 3,0 | <20 | 5,6 | 1,41 | 4,7 |
| TUDELA DE DUERO | Sensible* | 28/10/2009 | <2,0 | 32 | 6,8 | **4,01** | **25,8** |
| TUDELA DE DUERO | Sensible* | 26/11/2009 | 3,0 | 48 | 5,6 | **3,46** | **30,6** |
| TUDELA DE DUERO | Sensible* | 17/12/2009 | 3,0 | <20 | 11,3 | **2,88** | **26,7** |
| TUDELA DE DUERO | Sensible* | 12/1/2010 | 3,0 | 61 | 8,3 | 0,84 | 14,8 |
| TUDELA DE DUERO | Sensible* | 4/2/2010 | 4,0 | 73 | 14,8 | 1,81 | **21,2** |
| TUDELA DE DUERO | Sensible* | 30/3/2010 | 6,0 | 109 | 5,5 | 0,63 | **16,4** |
| TUDELA DE DUERO | Sensible* | 6/4/2010 | 18,0 | 85 | 37,3 | 1,49 | **17,1** |
| TUDELA DE DUERO | Sensible* | 12/5/2010 | <2,0 | 61 | 4,4 | 0,93 | 14,1 |
| TUDELA DE DUERO | Sensible* | 9/6/2010 | <2,0 | 36 | 14,3 | **2,67** | 12,5 |
| TUDELA DE DUERO | Sensible* | 7/7/2010 | <2,0 | 28 | <2,5 | **2,68** | 9,0 |
| TUDELA DE DUERO | Sensible* | 11/8/2010 | 3,0 | 36 | 2,8 | 0,42 | 9,4 |
| TUDELA DE DUERO | Sensible* | 21/9/2010 | 3,0 | 32 | 3,2 | 0,53 | 6,1 |
| TUDELA DE DUERO | Sensible* | 26/10/2010 | 5,0 | <20 | 3,8 | **3,80** | 12,3 |
| TUDELA DE DUERO | Sensible* | 23/11/2010 | 4,0 | <20 | 3,7 | **2,51** | 10,4 |
| TUDELA DE DUERO | Sensible* | 28/12/2010 | 6,0 | 28 | <2,5 | **3,75** | 13,2 |
| TUDELA DE DUERO | Sensible* | 12/8/2011 | 9,0 | 10 | 10,0 | 0,31 | 5,6 |

A continuación se analiza cada nutriente de forma independiente:

***Nitrógeno total:*** las analíticas facilitadas por SOCAMEX no nos aportan datos de nitrógeno total, solo amoniacal. Los límites que establece la normativa son para nitrógeno total, con un valor máximo en el efluente a vertido de 15 mg/l.

Los valores de SOCAMEX son elevados para tratarse de nitrógeno amoniacal, lo que presupone que los valores de nitrógeno total estarán por encima de 15 mg/l. En cuanto a las analíticas integradas facilitadas por la CHD, se puede observar como en muchos de los ensayos realizados el nitrógeno total supera el valor máximo permitido para zona sensible.

***Fósforo total:*** tanto en las analíticas facilitadas por SOCAMEX como en las integradas de CHD, se ve como los valores de fósforo total en muchos casos superan el valor máximo establecido de 2 mg/l, alcanzando en algunas muestras valores cercanos a 10 mg/l según SOCAMEX, y que sobrepasan los 20 mg/l según las integradas de Confederación.

Actualmente la planta no dispone de ningún sistema de eliminación de fósforo por vía química, por lo que los rendimientos de eliminación de dicho nutriente se producen mediante reducción por vía biológica.

Dada la situación actual, en la que el efluente se vierte con valores superiores a los máximos permitidos por la normativa vigente, es necesario proyectar una serie de mejoras y actuaciones en planta que consigan reducir las concentraciones de nitrógeno total y fósforo total por debajo de 15 mg/l y 2 mg/l respectivamente.

## 2.1. ELIMINACIÓN DE FÓSFORO

Debido a que no se consiguen concentraciones de fósforo por debajo de los valores máximos establecidos por la normativa en el efluente vertido, es necesario proyectar una serie de actuaciones y mejoras en la EDAR.

La eliminación de fósforo puede realizarse por vía química y/o biológica. Se estudia como alternativa el proyectar una instalación de almacenamiento y dosificación de cloruro férrico, y por otro lado el disponer de un tanque anaerobio, previo a los reactores biológicos, para conseguir una reducción de fósforo por vía biológica, que se vería complementada por la precipitación química.

El disponer de un selector anaerobio en cabecera presenta importantes ventajas, entre ellas una reducción importante en el consumo de cloruro férrico, ya que gran parte del fósforo se eliminará por vía biológica.

Además de la reducción en el consumo de reactivo, se generará una menor cantidad de fangos en exceso debido a que el fósforo eliminado por precipitación química será inferior, y por tanto también será menor el coste de gestión de estos fangos.

Por ello, se considera adecuado proyectar un ***selector anaerobio en cabecera de los dos reactores biológicos para conseguir eliminar fósforo por vía biológica, complementado por una precipitación química mediante una nueva instalación de cloruro férrico.***

## 2.2. ELIMINACIÓN DE NITRÓGENO

Las concentraciones de entrada a la planta de nitrógeno total no son elevadas, son asimilables a un vertido doméstico, incluso más débiles por encontrarse diluidas. Sin embargo, en varias de las muestras del efluente de las que se dispone, éste presenta concentraciones en nitrógeno total por encima del valor de 15 mg/l.

El principal motivo por el que no se consigue reducir la concentración de nitrógeno actualmente, es debido a que la carga contaminante de tipo orgánico que llega a la planta es muy débil, y para las reacciones de desnitrificación es fundamental disponer de materia orgánica.

Las concentraciones contaminantes aumentarán con la incorporación de las aguas negras de la margen izquierda, ya que en esta margen y según nos informan desde el Ayuntamiento, no existen problemas de dilución y no hay aportes de agua limpia a la red, como sí se produce en la margen derecha. Al aumentar la concentración de materia orgánica, se mejorarán las reacciones de nitrificación y desnitrificación, y según los cálculos realizados, se conseguirán concentraciones en el efluente por debajo del valor máximo de 15 mg/l de nitrógeno total.

***En la situación actual, con la incorporación de la margen izquierda, el tratamiento biológico debería trabajar con un único reactor***, con el fin de aumentar la carga másica actual y disminuir la edad del fango, lo que haría que el funcionamiento del proceso mejorara notablemente. Además, se comenzará a trabajar en la planta por ciclos mediante el control del potencial redox. Este modo de trabajo basado en el arranque y paro de las soplantes, permite un incremento de los rendimientos de eliminación de contaminantes además de un ahorro energético.

Cuando se comience a producir el incremento poblacional esperado de la margen derecha, se arrancará el segundo reactor existente, manteniendo el modo de operación por ciclos en función del REDOX, que trabajarán de forma alternada.

## 2.3. ELECTRICIDAD Y CONTROL

Teniendo en cuenta los equipos electro-mecánicos de nueva instalación, la reserva del transformador actual de 400kVA oscilaría entorno al 49%, por lo que no será necesario la sustitución del mismo por otro de mayor potencia.

La actual acometida está dimensionada para transportar toda la potencia nominal del transformador, al igual que el Interruptor General Automático.

El CCM1 dispone de poco espacio de reserva, lo que implica que no será manipulado para implementar la maniobra ni colocar los dispositivos de protección de los equipos electromecánicos de nueva instalación.

En el Cuadro General de Distribución actual, el Interruptor general Automático Magnetotérmico instalado no tiene capacidad suficiente para proteger las líneas de alimentación actuales más la protección general del CCM2 de nueva instalación, es

por ello por lo que el Interruptor General Automático Magnetotérmico IV polos de 400A, 36 KA de poder de corte, equipado con bobina de disparo, con transformador toroidal y relé diferencial reg. de 0,5 a 0,03A, será sustituido por otro Interruptor General Automático Magnetotérmico IV polos de 630A, 36 KA de poder de corte.

Al no disponer el CCM1 de espacio suficiente de reserva para almacenar los dispositivos de protección y maniobra de los equipos electro-mecánicos de nueva instalación, se proyecta la instalación de un nuevo armario modular denominado CCM2, compuesto por 2 módulos CCM IP55 de dimensiones (2200x1000x600mm).

En el panel 1 se instalarán los dispositivos de protección y maniobra de los motores eléctricos de nueva instalación, mientras que en el panel 2 se colocarán los dispositivos de protección de los equipos de instrumentación así como los módulos de ampliación e interface del PLC existente.

El sistema de control está basado en arquitectura centralizada formado por un PLC modular de la marca Siemens, modelo CPU: 315--2DP, en el cual se añadirán los siguientes módulos de E/S: 1 módulo de 32 E/D, 1 módulo de 32 S/D, 2 módulo de 8 E/A, 1 módulo de 8 S/A.

Se requiere la instalación adicional de 5 módulos de E/S, una fuente de alimentación y los respectivos dispositivos de precableado de Telefast de E/S. El bastidor actual únicamente dispone de 3 módulos de E/S de reserva y el armario del PLC no dispone de espacio de reserva para añadir otro bastidor, por tanto, se instalará otro bastidor adicional que irá colocado en el Panel 2 del nuevo CCM (CCM2).

El PLC está conectado al PC Supervisor mediante cable Profibus. En el PC supervisor está instalado un paquete de supervisión o Scada. Sobre este paquete de supervisión están diseñadas una serie de pantallas que dan una idea de la distribución de los equipos sobre la planta, estados de las mismos, marcha, paro, alarma, etc..,

Se reprogramará el Software SCADA de la planta con el objetivo de poder supervisar los siguientes conceptos:

- Estado de cada equipo: automático, parada, fallo.
- Funcionamiento real: cuenta-horas en cada equipo y paradas con alarma.
- Temporización y consignas de todos los elementos.

- Registro de la instrumentación aplicada.
- Posiciones de compuertas, válvulas automáticas y sondas de nivel.

## 2.4. INSTRUMENTACIÓN

A continuación se explica de forma resumida las alternativas que se han estudiado para mejorar la instrumentación y el control de la EDAR. Se dotará a la planta de la siguiente instrumentación, fundamental para un buen control del proceso biológico:

- Medidores de oxígeno de tipo luminiscente en los dos reactores: que sustituyen a los existentes. Presentan importantes mejoras de funcionamiento, como es el hecho de que no sea necesaria su calibración.

- Medidor tipo REDOX, que permita que la planta trabaje por ciclos en función de la medida del nivel redox. Este modo se basa en la aportación continua de oxígeno durante una determinado tiempo, que debe ser suficiente para producir la nitrificación y donde deben alcanzarse valores de oxígeno alrededor de los 2 mg/l.

  Terminado ese tiempo se pasa al proceso de desnitrificación, en el que se deja de aportar oxígeno al licor mezcla durante el tiempo necesario para que se produzcan condiciones anaerobias y con ello desnitrificación.

- Medidor de Sólidos en Suspensión: con el fin de conocer la concentración de trabajo del proceso biológico es necesario disponer de un medidor MLSS para poder controlar y mejorar la recirculación y purga de fangos en exceso.

## 2.5. RESUMEN DE LAS ALTERNATIVAS DE TRATAMIENTO BIOLÓGICO Y SOLUCIÓN ADOPTADA

A partir del estudio realizado anteriormente, y a la vista de las deficiencias y características del influente de entrada, es necesario realizar las siguientes actuaciones en planta, que favorecen la eliminación de nutrientes y asegurarán concentraciones contaminantes en el efluente depurado por debajo de los valores máximos exigidos por la normativa:

- Selector anaerobio en cabecera del tratamiento biológico para eliminación de fósforo por vía biológica.

- Edificio que albergue una instalación de dosificación de cloruro férrico para la eliminación de fósforo por vía química, formada por depósito de 10 $m^3$, bombas dosificadoras, y bombas de trasiego de reactivos.

- Mejora del sistema de control mediante el acceso al SCADA y de la instrumentación mediante la instalación de sondas de oxígeno de tipo luminiscente, medidor REDOX y medidor de sólidos en suspensión.

# 3. ESTUDIO DE ALTERNATIVAS PARA LAS ESTACIONES DE BOMBEO

Como se ha descrito en el anejo de situación actual, para conducir el agua residual de Tudela de Duero que se vertía en nueve puntos de vertido diferentes hasta la EDAR, se ejecutaron cinco estaciones de bombeo.

La EB5 trabaja sólo para un conjunto de diez viviendas aproximadamente, es un bombeo muy pequeño en una arqueta de 1x1m, por lo que no se estudia ninguna actuación en este pequeño bombeo.

Cada uno de estos bombeos presenta una geometría diferente y cuenta con los equipos de bombeo necesarios para impulsar el caudal de aguas negras medio y punta.

De los cinco pozos de bombeo, a cuatro de ellos llega el caudal de forma directa a las bombas, sin ningún tipo de desbaste previo. Esto provoca que los equipos se atasquen y averíen continuamente, debido a que hasta las bombas llegan trapos, palos y cualquier tipo de elemento de gran tamaño que puede arrastrar el agua residual por los colectores.

El estudio de alternativas de las estaciones de bombeo se centra en la mejora de éstas mediante la instalación de algún tipo de sistema de desbaste previo a los pozos:

- ***Desbaste automático:*** mediante reja de limpieza automática. La reja se eleva en este caso por encima de la cota de la solera del pozo, para descargar los residuos en un tornillo que los transporte a un contenedor. Para ello, el pozo debe estar abierto y queda vista la reja, el tornillo y el contenedor. Por ello, el recinto de la estación de bombeo debe cerrarse mediante malla de simple torsión.

  Debido a la ubicación de los pozos de bombeo, se considera inviable instalar sistema de desbaste automático en el pozo de bombeo 1, 2, puesto que se sitúan dentro del casco urbano, en calles y parques de tránsito de peatones, y esto causaría un fuerte impacto tanto visual, como posibles problemas por olores y presencia de insectos.

Sin embargo, la estación de bombeo 3, la que más problemas presenta, si es posible proyectar un sistema de desbaste automático puesto que el pozo se encuentra dentro de un cerramiento perimetral y tiene un canal de entrada en el que sería posible instalar la reja.

El pozo de bombeo nº 4 no se proyecta sistema de desbaste automático puesto que según nos informa el personal de SOCAMEX, no presenta problemas, puesto que a éste llega ya el caudal bombeado de otras estaciones, por lo que los residuos de mayor tamaño se han retenido anteriormente en los pozos de bombeo 1, 2 y 3.

# 4. ESTUDIO DE ALTERNATIVAS PARA EL COLECTOR DE LA MARGEN IZQUIERDA

## 4.1. DESCRIPCIÓN DE LA SITUACIÓN ACTUAL.

En la actualidad los caudales generados en la margen izquierda del río Duero en el municipio vallisoletano de Tudela de Duero no se ven sometidos a ningún tipo de tratamiento, viéndose vertidos al río.

Este vertido se realiza a través de tres puntos diferentes: el primer punto se encuentra en la Urbanización privada Camping Club Duero, el segundo junto al puente sobre el río Duero (en las cercanías de la Plaza El Plantío) y el tercero en la Calle Herrera (en el cual se vierten los caudales generados en el matadero).

Esta situación hace necesario el diseño de un colector que conduzca estas aguas hasta la Estación Depuradora de Aguas Residuales del propio municipio.

## 4.2. PROBLEMÁTICA DE LA RED DE SANEAMIENTO.

La red existente en la margen izquierda del río Duero es una red unitaria que se encuentra independizada del resto de la red de saneamiento de la margen derecha de Tudela de Duero. Los caudales generados en esta última zona son tratados en la EDAR de municipio.

En cambio, como ya se dijo en el punto introductorio, los caudales generados en la margen izquierda son vertidos directamente al río con los consecuentes problemas medioambientales que ello produce.

Este hecho, unido a que se prevé un crecimiento poblacional en esta margen que llevará aparejado un incremento en los caudales generados, hace necesaria la búsqueda de una solución para atajar este problema. Por ello, en el presente Anejo se buscará la mejor alternativa para conectar la red de saneamiento de la margen izquierda con la existente en la margen derecha, con lo que se logrará incorporar los caudales a la EDAR del municipio.

## 4.3. ALTERNATIVAS PLANTEADAS.

Para el diseño de la red de saneamiento de la margen izquierda se has estudiado las siguientes opciones:

- **Cruce del río Duero mediante sifón**: Alternativa consistente en disponer un colector de recogida de todo el caudal de aguas negras de la margen izquierda y, mediante un sifón en el río Duero para el cruce, conectar el mencionado colector con la red de saneamiento de la margen derecha.

- **Cruce del río Duero aprovechando las infraestructuras existentes**: Esta segunda alternativa contempla el dimensionamiento de un colector que recoja todo el caudal de aguas negras generado en la margen izquierda del río Duero para posteriormente cruzar el río colgado de una de las infraestructuras existentes. Éstas son las siguientes:

    - Puente Mayor.
    - Pasarela de reciente construcción.
    - Pasarela en ejecución.

La ubicación de las infraestructuras dentro del casco urbano es la siguiente:


PASARELA DE RECIENTE EJECUCIÓN
PASARELA EN EJECUCIÓN
PUENTE EXISTENTE

A priori, las dos alternativas que parecen más adecuadas son el cruce del río aprovechando una de las dos pasarelas existentes.

Siendo estas opciones las más viables, lo más adecuado es descartar la alternativa del sifón por ser más complicada su ejecución y de mayor coste, tanto desde el punto de vista de inversión inicial como desde el punto de vista de su posterior explotación.

En cuanto al puente de piedra (Puente Mayor), desde el Ayuntamiento se quiere evitar su afección, por lo que se desestima su estudio.

A continuación se desarrollan brevemente las dos alternativas de conexión a través de las pasarelas.

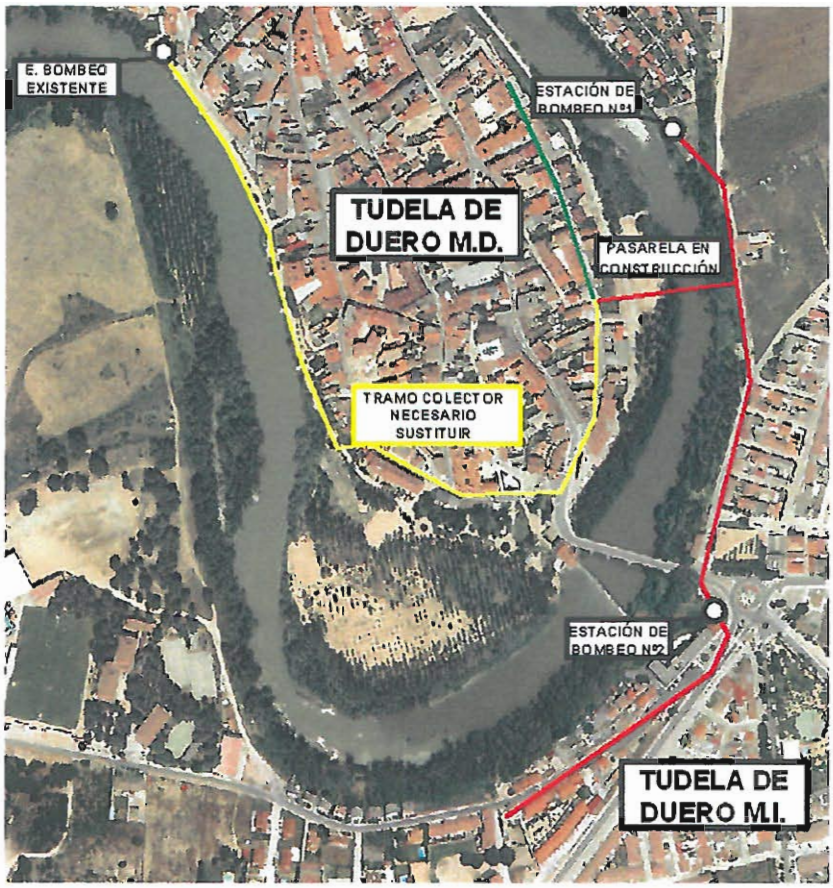
### 4.3.1. Alternativa 1.

Esta alternativa contempla la conexión de la red de saneamiento de la margen izquierda por medio de una pasarela que en la actualidad está siendo construida por la Confederación Hidrográfica del Duero, ubicada aguas arriba del Puente Mayor.

El caudal generado en la margen derecha sería recogido mediante un emisario que recorrería dicha margen bordeando el río Duero. A lo largo de su trayectoria sería necesario impulsar los caudales en dos puntos: el primero en la Urbanización privada Camping Club Duero (bombeando los caudales procedentes de la mencionada Urbanización hasta el Paseo de Requejada) y el segundo en la plaza El Plantío (bombeando los caudales que sean aportados en el pozo de registro existente en la plaza hasta el Paseo de Requejada).

Este emisario desembocaría en un pozo de registro que se ubicaría previo a la Pasarela, desde el que, por gravedad, los caudales se conducirían a través de una tubería de acero (que iría colgada de la misma) hasta la margen derecha.

En este punto, los caudales se incorporarían a la red de saneamiento existente. Sería necesario sustituir un tramo de la red desde el punto de conexión hasta la Estación de Bombeo ubicada en las cercanías del Centro de la Tercera Edad ya que no tendría capacidad suficiente para transportar los caudales que serán aportados a mayores.

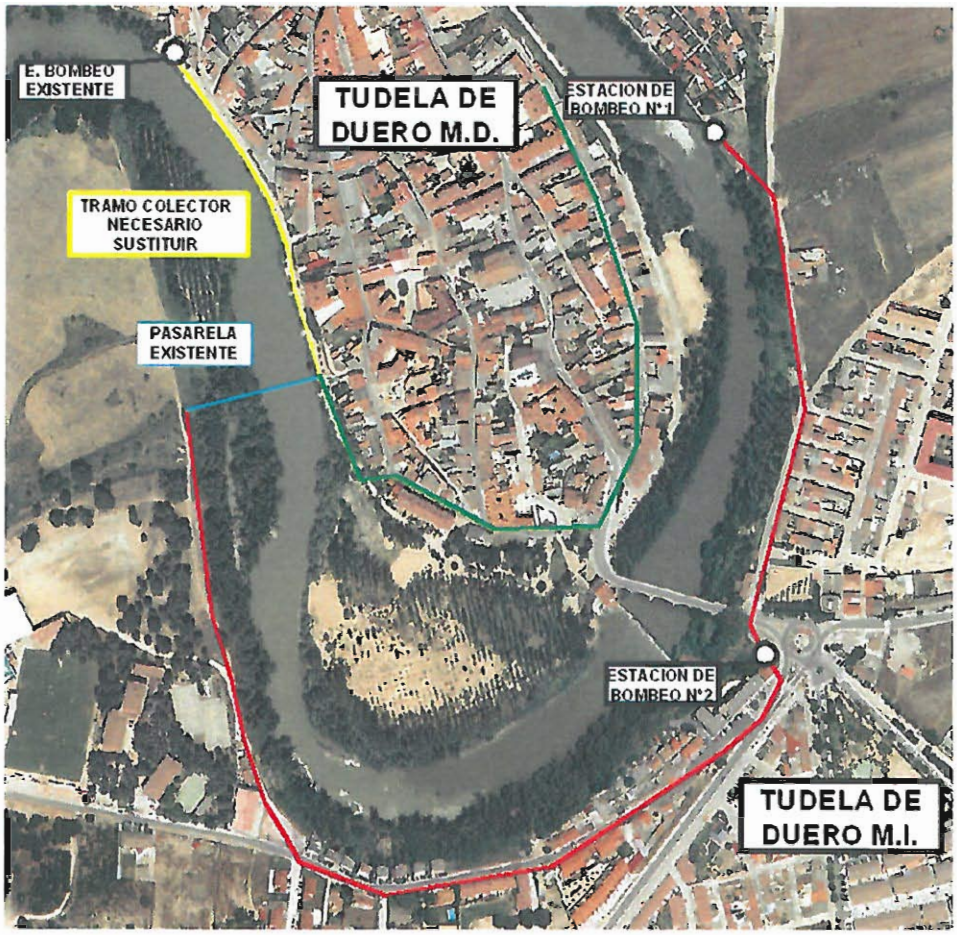



### 4.3.2. Alternativa 2.

La siguiente alternativa que se desarrolla, la número 2, se considera más adecuada puesto que la conexión de la margen izquierda se realiza aproximadamente 500m aguas abajo en el mismo colector, siendo el tramo a sustituir de menor longitud al de la Alternativa 1.

Además, el colector que es necesario sustituir en la Alternativa 1 discurre por suelo urbano, céntrico, con multitud de servicios afectados, lo que incrementaría los costes de inversión así como los condicionantes para su ejecución.

Por todo ello, se decide optar por esta segunda alternativa, que contempla el cruce del río Duero a través de la pasarela existente aguas abajo del Puente Mayor (construida por SACYR).




## 5. DESARROLLO DE LA ALTERNATIVA MÁS VIABLE.

La Alternativa 2 es la más viable, como ya se expuso anteriormente. Esta actuación contempla la ejecución de un emisario bordeando la margen izquierda del río Duero, desde la Urbanización Privada camping Club Duero hasta el Camino de Palacios (a la altura de la Pasarela existente).

A lo largo de su trazado, el emisario estará compuesto por tramos de nueva construcción y por tramos en los que se aprovechará el colector existente.

Como consecuencia de la orografía de la zona será necesario el dimensionamiento de dos estaciones de bombeo: la primera ubicada en la Urbanización Privada Camping Club Duero y la segunda en la Plaza El Plantío.

Debido a la gran magnitud de los caudales que serán recogidos por este emisario, se ejecutarán tres aliviaderos con el fin de reducir los caudales que serán conducidos por el mismo. Estos aliviaderos deberán tener unas características tales que se asegure que el vertido al río Duero se realiza con un coeficiente de dilución al menos 1:6.

# 5.5. E.D.A.R DE BENAVENTE

**INDICE:**

**1. INTRODUCCIÓN ..... 1**

**2. DATOS DE DISEÑO Y DATOS REALES DE EXPLOTACION ..... 1**

**3. DEFICIENCIAS ENCONTRADAS Y ESTUDIO DE SOLUCIONES ..... 3**

3.1. COLECTOR DE LLEGADA BY-PASS GENERAL DE LA PLANTA ..... 3
3.2. POZO DE GRUESOS ..... 4
3.3. TANQUE DE TORMENTAS ..... 5
3.4. ELIMINACIÓN DEL NITRÓGENO ..... 5
3.5. ELIMINACIÓN DEL FÓSFORO ..... 6
3.6. TRATAMIENTO DE ESCURRIDOS ..... 8
3.7. ELECTRICIDAD Y CONTROL ..... 9
3.8. EDIFICIO INDUSTRIAL DE NUEVA PLANTA ..... 10
3.9. EDIFICIO INDUSTRIAL. ZONA DE CUADROS ELÉCTRICOS ..... 11

# 1. INTRODUCCIÓN

El presente anejo tiene como objeto describir el estudio de las soluciones planteadas para resolver los problemas y deficiencias existentes en la EDAR de Benavente así como su justificación técnica.

# 2. DATOS DE DISEÑO Y DATOS REALES DE EXPLOTACION

A continuación se adjuntan la tabla resumen de los datos reales de explotación en cuanto a caudales y concentraciones tanto del influente como del efluente proporcionados por el explotador referido al año 2.011.

| | HISTORICO DE CAUDALES Y ANALISIS 2011 | | | | | | | | | | | | |
|---|---|---|---|---|---|---|---|---|---|---|---|---|---|
| | ENE | FEB. | MAR | ABR | MAY | JUN | JUL | AGO. | SEP. | OCT. | NOV. | DIC. | MEDIA |
| | | | | | | | | | | | | | |
| CAUDAL M3/D | 7.960 | 7.962 | 7.451 | 7.092 | 7.180 | 7.491 | 9.189 | 8.530 | 8.268 | 7.043 | 6.852 | 7.580 | **7.717** |
| ANALISIS DE ENTRADA | | | | | | | | | | | | | |
| DQO | 305,00 | 243,50 | 594,80 | 518,75 | 324,80 | 251,25 | 362,50 | 295,80 | 493,00 | 416,25 | 354,60 | 563,50 | **393,65** |
| DBO | 138,75 | 181,25 | 306,00 | 378,50 | 211,00 | 119,00 | 283,75 | 164,00 | 232,50 | 165,00 | 158,00 | 242,50 | **215,02** |
| S.S T | 159,75 | 441,50 | 269,40 | 237,50 | 107,80 | 94,75 | 237,25 | 184,20 | 296,00 | 461,25 | 289,80 | 166,50 | **245,48** |
| NT | 38,00 | 33,00 | 22,90 | 31,50 | 22,70 | 15,70 | 15,80 | 15,63 | 10,70 | 20,00 | 21,30 | 20,80 | **22,34** |
| PT | 3,80 | 5,35 | 4,10 | 7,40 | 28,45 | 2,50 | 5,80 | 4,67 | 8,65 | 12,10 | 8,65 | 7,40 | **8,24** |
| ANALISIS DE SALIDA | | | | | | | | | | | | | |
| DQO | 57,75 | 57,00 | 166,67 | 56,00 | 93,20 | 77,75 | 51,50 | 50,20 | 26,00 | 57,50 | 45,00 | 46,50 | **65,42** |
| DBO | 23,25 | 20,75 | 12,20 | 13,00 | 33,40 | 8,50 | 13,50 | 10,80 | 16,25 | 6,00 | 5,60 | 6,00 | **14,10** |
| S.S T | 12,50 | 18,75 | 14,60 | 9,00 | 5,60 | 6,00 | 14,25 | 19,00 | 6,50 | 19,75 | 14,00 | 23,50 | **13,62** |
| NT | 15,35 | 9,00 | 2,90 | 3,60 | 5,10 | 5,20 | 2,85 | 1,50 | 1,85 | 1,35 | 9,65 | 3,70 | **5,17** |
| PT | 0,60 | 0,50 | 0,93 | 0,65 | 2,55 | 2,15 | 2,15 | 2,00 | 2,10 | 1,45 | 2,95 | 2,40 | **1,70** |

A continuación se reflejan los datos comparados de los parámetros que sirvieron de base para el diseño de la depuradora de Benavente y los datos reales de explotación en el momento de la realización del presente estudio.

| **POBLACION** | | **DISEÑO** | **REAL** | |
|---|---|---|---|---|
| **Población equivalente adoptada** | | 32.500 | 30.868 | Hab Equiv. |
| Dotación adoptada | | 200 | 250 | l/hab*dia |
| **CAUDALES** | | | | |
| **CAUDAL DIARIO ADOPTADO PARA LA EDAR** | | **6.500** | **7.717** | **$m^3$/dia** |
| Caudal promedio | | 271 | 322 | $m^3$/h |
| Caudal punta | 2,00 | 542 | 643 | $m^3$/h |
| Caudal máximo en pretratamiento | 3,00 | 813 | 965 | $m^3$/h |
| Caudal máximo bombeado | 6,00 | 1.625 | 1.929 | $m^3$/h |

| | | | | |
|---|---|---|---|---|
| Caudal admitido en el colector | 10,00 | 2.708 | 3.215 | $m^3/h$ |
| **CARACTERISTICAS DEL AGUA BRUTA** | | | | |
| **$DBO_5$** | | | | |
| Carga diaria de entrada | | 1.950 | 1.852 | kg/dia |
| Concentración de entrada | | **300** | **240** | mg/l |
| Carga diaria máxima de salida | | 163 | 193 | kg/dia |
| Concentración máxima de salida | | **25** | **25** | mg/l |
| Carga diaria eliminada | | 1.788 | 1.659 | kg/dia |
| **DQO** | | | | |
| Carga diaria de entrada | | 3.250 | 3.087 | kg/dia |
| Concentración de entrada | | **500** | **400** | mg/l |
| Carga diaria máxima de salida | | 813 | 965 | kg/dia |
| Concentración máxima de salida | | 125 | 125 | mg/l |
| Carga diaria eliminada | | 2.438 | 2.122 | kg/dia |
| **SS** | | | | |
| Carga diaria de entrada | | 3.250 | 1.929 | kg/dia |
| Concentración de entrada | | **500** | **250** | mg/l |
| Carga diaria máxima de salida | | 228 | 270 | kg/dia |
| Concentración máxima de salida | | **35** | **35** | mg/l |
| Carga diaria eliminada | | 3.023 | 1.659 | kg/dia |
| **N-NTK** | | | | |
| Carga diaria de entrada estimada | | 260 | 347 | kg/dia |
| Concentración de entrada estimada | | **40** | **45** | mg/l |
| Carga diaria máxima de salida | | 98 | 116 | kg/dia |
| Concentración máxima de salida estimada | | **15** | **15** | mg/l |
| Carga diaria eliminada | | 163 | 232 | kg/dia |
| **P** | | | | |
| Carga diaria de entrada estimada | | 98 | 116 | kg/dia |
| Concentración de entrada estimada | | **15** | **15** | mg/l |
| Carga diaria máxima de salida | | 13 | 15 | kg/dia |
| Concentración máxima de salida estimada | | **2** | **2** | mg/l |
| Carga diaria eliminada | | 85 | 100 | kg/dia |
| **pH** | | | | |
| Salida entre | | 5,5 y 9 | 5,5 y 9 | |
| **TEMPERATURA** | | | | |
| Temperatura de cálculo | | 12,00 | 12,00 | °C |

***RESULTADOS A OBTENER:***

| | | | | |
|---|---|---|---|---|
| DBO5: | < | 25,00 | 25,00 | mg/l |
| DQO: | < | 125,00 | 125,00 | mg/l |
| SS totales: | < | 35,00 | 35,00 | mg/l |

| | | | | |
|---|---|---|---|---|
| N-NTK: | < | 15,00 | 15,00 | mg/l |
| P-PO4: | < | 2,00 | 2,00 | mg/l |
| pH, entre: | | 5,5 y 9 | 5,5 y 9 | |
| | | | | |
| Estabilización de fangos: | > | 40,00 | 40,00 | % |
| Sequedad de fangos: | > | 20,00 | 20,00 | % |

De estos datos se desprende que el caudal de entrada a la planta es ligeramente superior al de diseño y sin embargo la concentración tanto de materia orgánica como de sólidos es inferior. Sin duda esto se debe a las infiltraciones que se producen en los colectores. En conjunto la carga contaminante resulta inferior a la de diseño por lo que la instalación está capacitada para depurar el vertido que recibe.

## 3. DEFICIENCIAS ENCONTRADAS Y ESTUDIO DE SOLUCIONES.

A continuación se describen las deficiencias y problemas de explotación encontrados en la EDAR de Benavente y las soluciones planteadas para cada concepto.

### 3.1. COLECTOR DE LLEGADA BY-PASS GENERAL DE LA PLANTA.

El colector general entra directamente en el pozo de bombeo sin existir la posibilidad de poder aislar la planta para la realización de trabajos de mantenimiento en el pozo de gruesos o en el de bombeo.

Para estudiar la ejecución de un by-pass general de la planta hemos seguido el colector desde la depuradora hasta el punto de arranque situado junto a la antigua EDAR. Si quisiéramos hacerlo en ese punto el terreno no permite una salida al río ya que el punto de descarga en el cauce estará por debajo del nivel del agua.

Siguiendo el colector el punto mas bajo por el que se produce la descarga del colector cuando llueve se localiza en el pozo nº 19 situado en la primera curva del camino de acceso a la planta, junto al circuito de cross. Este punto está situado a unos 650 m de la EDAR y el agua cuando rebosa discurre en paralelo al colector hacia la propia EDAR bordeándola por el lado norte.

Por este motivo planteamos realizar el alivio y By-pass general de la depuradora en el pozo de registro localizado más próximo a la planta.

La obra a realizar consiste en una arqueta con un aliviadero lateral de pared delgada en lámina libre que derive la diferencia de caudal entre el máximo transportado por el colector y el máximo bombeado por el doble conjunto de bombas instaladas en la EDAR. El caudal derivado se conduce mediante una tubería de 100 cm de diámetro por la margen derecha de la planta y, bordeando por el oeste el tanque de tormentas, se unirá a la tubería que sale de dicho tanque y finaliza en la obra de salida de la planta.

El aislamiento de la obra de llegada para permitir las operaciones de mantenimiento en los pozos de gruesos y de bombeo lo realizamos instalando una compuerta de tajadera en la embocadura del colector de llegada en el interior del pozo de grueso. Si cerramos esta válvula el tramo de colector de llegada se pone en carga hasta la arqueta de derivación y una vez alcanzada la cota del aliviadero anteriormente descrito vierte a la tubería de by-pass. En esta operación se pone parcialmente en carga todo el colector de agua bruta hasta una cota admisible inferior a las bocas de registro por lo que no se producirán alivios aguas arriba de la obra de derivación proyectada.

## 3.2. POZO DE GRUESOS

La limpieza manual de la reja de gruesos existente resulta problemática para el personal de mantenimiento por la gran distancia que existe entre el suelo del edificio y el sitio de ubicación de la reja.

La solución estudiada consiste en la ejecución de una escalera que permite el acceso a una plataforma desde la que se tenga acceso a la reja. Ambas serán construidas con perfiles metálicos normalizados de acero inoxidable AISI 316 y tramex galvanizado.

La cuchara bivalva no dispone de ninguna estructura en la que pueda dejarse en reposo después de haber extraído los sólidos para que escurra el agua que sale junto a los detritus.

Para solucionarlo se construirá una estructura metálica dentro del propio pozo de gruesos.

## 3.3. TANQUE DE TORMENTAS

El tanque de tormentas existente dispone de dos agitadores sumergidos para evitar la sedimentación de los sólidos contenidos en el agua de lluvia bombeada. Estos agitadores se encuentran en mal estado. Uno de ellos tiene el motor desmontado.

Se ha estudiado la posibilidad de reparar ambos agitadores pero la solución propuesta consiste en la sustitución de los mismos.

Cuando el tanque se llena (se ha diseñado para un tiempo de retención de 20 min a 8Qm) rebosa por un vertedero situado en la parte superior. El vertido que rebosa se une a la tubería de by-pass de la planta y termina en la arqueta de salida de agua tratada al cauce receptor. Al no disponer de ningún elemento que retenga los sólidos contenidos en las tormentas estos salen libremente por el rebose acabando por salir por la arqueta de agua tratada.

Para evitar la salida de los sólidos al cauce se proyecta la instalación de un tamiz situado en el aliviadero con una luz de 6 mm.

## 3.4. ELIMINACIÓN DEL NITRÓGENO

En la actualidad el nitrógeno se elimina por la configuración de los reactores en los que existen dos zonas aireadas y dos zonas anóxicas con recirculación interna del licor mezcla mediante dos aceleradores de flujo y recirculación externa de los fangos biológicos extraídos del decantador al final de las zonas aireadas de los reactores.

La concentración de nitrógeno a la entrada es muy similar a la adoptada para el diseño del reactor (40,00 mg/l) y en la mayor parte de los casos la concentración de Nitrógeno a la salida cumple la normativa vigente. Sin embargo existen momentos en los que la planta no cumple con las exigencias del nitrógeno en el vertido.

Otro problema existente en la explotación es la falta de control de las recirculaciones y del funcionamiento de las soplantes. En el primer caso se debe a que no existe ninguna sonda que permita controlar las concentraciones de nitrógeno en el interior de los reactores. Respecto del control de la aireación existen en cada reactor una sonda de medición de oxígeno disuelto, pero el ensuciamiento y deterioro sufridos por las sondas hacen que no sean fiables de modo que el explotador mantiene temporizado el

funcionamiento de las soplantes, independientemente de la concentración de oxígeno en los reactores.

La solución propuesta para dotar a la depuradora de Benavente de una instrumentación totalmente fiable y eficiente para el control combinado del oxígeno y el nitrógeno que le permita una total garantía en el control de la eliminación del nitrógeno y la máxima eficiencia en el consumo eléctrico de las soplantes consiste en la instalación de los siguientes equipos:

- **Sonda de medición de oxígeno disuelto LDO.**

La solución adoptada consiste en la instalación de un sistema de medida del oxígeno disuelto tipo luminiscente rango 0-20 mg/l ,con conexión a controlador universal, Instalados en los dos canales del biológico.

- **Sensor combinado para amonio y nitrato**

Para el control de los ciclos de nitrificación y desnitrificación se proyecta un sistema de medida y control de nitratos y amonio compuesto por:

- Sonda de Amonio y Nitrato por electrodo selectivo, rango 0,5-1000mg/l NH4-N, 0,5-1000mg/l NO3-N.
- Set de montaje por pértiga de PVC para medidores de O2 de tamaño 1,5", con anclaje mural en acero inoxidable y pértiga de 2,3m en PVC.
- Set de montaje por pértiga para sonda de amonio NH4D sc /nitrato NO3D sc / AN-ISE sc, con anclaje mural/rail en acero inoxidable, y pértiga 2,3 m. en PVC.

Controlador universal de dos canales para conexión de sondas digitales. Dos salidas de 4-20 mA y cuatro relés de alarma. Alimentación de 220 Vca.

## 3.5. ELIMINACIÓN DEL FÓSFORO

Actualmente no se está eliminando el fósforo mediante ningún sistema. (No existen equipos para la dosificación de cloruro férrico) . Lo que sucede al igual que con el nitrógeno es que las concentraciones de entrada son bajas y, generalmente, el efluente cumple con los valores de fósforo mediante la eliminación biológica natural que se produce con los fangos.

No obstante, teniendo en cuenta que, a pesar de entrar menos fósforo del empleado para el diseño de la depuradora, esta no siempre produce un efluente con menos de 2 mg/l de concentración de Pt y en previsión de que en el futuro le lleguen a la planta vertidos con mayores cargas, hemos estudiado la eliminación de fósforo.

**Solución propuesta para la eliminación del fósforo por via biológica**

Para la eliminación biológica del Fósforo, se prevé una cámara anaerobia previa al tratamiento biológico (selector), anterior a la cámara anóxica, para permitir el desarrollo de la cepa bacteriana acinetobacter y posibilitar la eliminación biológica del Fósforo. Los fangos biológicos se recircularán directamente a esta cámara. El agua pretratada entrará al selector en el que se mezclará con los fangos recirculados.

El selector, de 15,0 m de largo x 12,0 m de ancho y 4,50 m de altura útil, equipado con dos agitadores sumergidos de 7,5 Kw de potencia unitaria se conectará con la arqueta de salida de agua pretratada mediante un juego de compuertas y la salida retornará a la tubería de entrada a la arqueta de reparto a los reactores.

**Eliminación del fósforo por vía química**

Todos los investigadores independientes recalcan el carácter relativamente aleatorio del proceso, por lo que la eliminación biológica del Fósforo debe considerarse como un medio de economizar reactivos de precipitación química, existiendo la posibilidad de recurrir, más o menos ocasionalmente, a una precipitación química complementaria. Se prevén por tanto los equipos de dosificación y almacenamiento de Cloruro Férrico como sistema complementario y alternativo de emergencia.

Para la eliminación química del fósforo proponemos la instalación de un depósito de 10.000 l y dos bombas dosificadoras de 50 l/h de caudal unitario.

No hay ningún espacio disponible en los edificios existentes por lo que se proyecta un edificio industrial dividido en dos zonas. En una de ellas se alojarán el depósito de almacenamiento y las bombas dosificadoras. La otra zona se destinará a los equipos de tratamiento de escurridos a describir a continuación.

## 3.6. TRATAMIENTO DE ESCURRIDOS.

El fósforo eliminado de las depuradoras se acumula en los fangos en exceso purgados del proceso. Estos fangos se espesan, se deshidratan y se almacenan en un silo para su disposición a vertedero. Una parte importante del fósforo eliminado del proceso se evacua con los fangos, pero hay otra parte muy significativa que se encuentra contenida en el escurrido de las centrífugas. Si este escurrido se retorna a la cabecera de la planta sin ningún tipo de tratamiento el fósforo contenido en él se reincorpora al agua residual. Para evitar este problema es necesario hacer un tratamiento de precipitación de los escurridos de las centrífugas.

El sistema de tratamiento adoptado para la precipitación del fósforo consiste en la adición de cloruro férrico en una cámara de mezcla y floculación, seguida de una decantación lamelar.

Las opciones consideradas para el tratamiento de estos vertidos son:

- Tratamiento físico-quimico.
- Tratamiento con membranas.

La solución adoptada es un tratamiento físico-químico compuesto por los siguientes elementos:

- Bombeo de los escurridos mediante dos bombas centrífugas sumergibles de 15 m3/h y 1,75 Kw.
- Planta compacta, comprendiendo reactor de mezcla, reactor de floculación y decantador lamelar estático comprendiendo:

  Reactor de Mezcla de 1,5 m3 de capacidad equipado con agitador de hélice marina / eje vertical de 0,50 Kw de potencia.

  Reactor de Floculación de 2,50 m3 de capacidad con agitador de 0,18 Kw y velocidad de giro, regulable entre 40 y 60 rpm

  Decantador lamelar de 15 m3/h, en régimen "crossflow" de las siguientesdimensiones:.

| | | |
|---|---|---|
| Longitud total | 4,50 | m |
| Anchura total | 2,50 | m |
| Altura total | 3,00 | mm |

- Bombeo de fangos decantados a espesador mediante dos bombas centrífugas horizontales especiales para fangos, Q= 15,5 m3/h, h= 10,7 m.c.a., rodete tipo vortex, de P= 2,2 KW,.

Al igual que los equipos de dosificación de cloruro férrico empleados para la precipitación del fósforo, descritos en el apartado anterior, es necesario disponer de un edificio en el que alojar los equipos de tratamiento de escurridos.

Estos equipos ocuparan la otra zona del edificio industrial que se describe mas adelante.

## 3.7. ELECTRICIDAD Y CONTROL

Teniendo en cuenta los equipos electro-mecánicos de nueva instalación, la reserva del transformador actual de 630kVA oscilaría entorno al 23%, por lo que no será necesario la sustitución del mismo por otro de mayor potencia.

La acometida subterránea actual desde el Centro de transformación al CGD-CCM1 tiene una longitud aproximada de 90m, ejecutada mediante conductores de Cobre de agrupación unipolar, tensión de aislamiento 0,6/1Kv, aislamiento RV-K, 2x(3x(1x150) mm2 de sección de fase y (1x150) mm2 de sección de neutro. Esta acometida no está dimensionada para transportar toda la potencia nominal del transformador y además se proyecta la construcción del nuevo selector para la eliminación biológica del fósforo, por donde discurre el trazado de la acometida actual, lo que requiere el desvío de la acometida y en consecuencia un aumento de la longitud de la misma pasando de 90m a 110m. Por tanto la nueva acometida se ejecutará subterránea mediante conductores de Cobre de agrupación unipolar, tensión de aislamiento 0,6/1Kv, aislamiento RV-K, 4x(3x(1x240) mm2 de sección de fase y 2x (1x150) mm2 de sección de neutro.

El CGD-CCM actual tiene espacio suficiente de reserva para almacenar los dispositivos de protección y maniobra de los equipos electromecánicos de nueva instalación.

El sistema de control está basado en arquitectura centralizada formado por un PLC modular de la marca Siemens, modelo CPU: 414-1, en el cual se añadirán los

siguientes módulos de E/S: 2 módulo de 32 E/D, 1 módulo de 32 S/D y 1 módulo de 8 E/A.

El PLC está conectado al PC Supervisor mediante cable Profibus. En el PC supervisor está instalado un paquete de supervisión o Scada. Sobre este paquete de supervisión están diseñadas una serie de pantallas que dan una idea de la distribución de los equipos sobre la planta, estados de las mismos, marcha, paro, alarma, etc..,

Se reprogramará el Software SCADA de la planta con el objetivo de poder supervisar los siguientes conceptos:

- Estado de cada equipo: automático, parada, fallo.
- Funcionamiento real: cuenta-horas en cada equipo y paradas con alarma.
- Temporización y consignas de todos los elementos.
- Registro de la instrumentación aplicada.
- Posiciones de compuertas, válvulas automáticas y sondas de nivel.

### 3.8. EDIFICIO INDUSTRIAL DE NUEVA PLANTA.

El nuevo edificio industrial se proyecta para alojar el equipo compacto de tratamiento de escurridos y los equipos para la dosificación de cloruro férrico. Las características constructivas son las siguientes:

Es una construcción rectangular de dimensiones exteriores 10,50 x 6,50 m y una altura de 6,80 m.

El edificio dispondrá de una estructura de hormigón tipo HA-30, armada con acero tipo BS-500. compuesta por:

- Cimentación mediante zapatas aisladas de 1,30 x 1,30 x 0,40 m unidas con vigas riostras de 0,4 x 0,4 m.
- La estructura es de hormigón armado y está compuesta por 6 pilares de 30 x 30 cm y 5,5 m de altura total unidos mediante vigas de perimetrales de 0,30 x 0,35 m.

El Cerramiento estará compuesto por fábrica de bloques de hormigón con acabado exterior en revestimiento monocapa, en la cara interna se proyecta cámara de aire con

fabrica de ladrillo hueco doble, aislamiento térmico y acabado en chapado de gres hasta una altura de 2 m para favorecer las tareas de limpieza y guarnecido de yeso a partir de 2 m y en paramentos horizontales.

La cubierta es a dos aguas ejecutada con tabique palomeros y teja cerámica. Alrededor de la cubierta se proyecta un peto, para mantener las características de la edificación existente.

## 3.9. EDIFICIO INDUSTRIAL. ZONA DE CUADROS ELÉCTRICOS

Dentro del edificio de control existe una sala en la que se encuentran instalados los cuadros eléctricos. La cubierta de esta sala se encuentra destruida de forma que los cuadros eléctricos sufren el ataque del sulfhídrico y del CO2 que se genera en la zona de llegada de agua bruta y fangos.

Para subsanarlo hay que volver a aislar la sala y dotarla de equipos de ventilación forzada de aire. Las actuaciones realizadas para el aislamiento de la sala son:

Falso techo desmontable resistente a la corrosión mediante bandeja de aluminio liso de 600x600 mm en aluminio prelacado blanco, suspendido de perfilería vista, comprendiendo perfiles primarios, secundarios y angulares de remate.

Sellado de las juntas constructivas entre la obra de fábrica y las bandejas de aluminio con el fin de evitar la entrada de gases corrosivos en la sala, para ello se aplica un cordón de poliuretano en la junta con una sección media de 20 mm.

# 5.6. E.D.A.R DE TORO

## INDICE

**1. INTRODUCCIÓN..... 1**

**2. DEFICIENCIAS ENCONTRADAS Y ESTUDIO DE ALTERNATIVAS..... 1**

2.1. ELIMINACION DE NUTRIENTES..... 1

*2.1.1. Eliminación de nitrógeno..... 1*

*2.1.2. Eliminación de fósforo..... 3*

*2.1.3. TRATAMIENTO DE ESCURRIDOS..... 3*

2.2. TRATAMIENTO DE FANGOS..... 5

*2.2.1. Deshidratación de fangos..... 5*

2.3. INSTRUMENTACIÓN Y CONTROL..... 6

2.4. EDIFICIO DE TRATAMIENTO DE ESCURRIDOS Y REACTIVOS..... 7

2.5. ACTUACIONES EXTERNAS A LA E.D.A.R..... 8

*2.5.1. BOMBEO DE LA PLAZA DE LA MAGDALENA..... 8*

*2.5.2. BOMBEO DEL POLIGONO INDUSTRIAL..... 8*

*2.5.3. VERTIDO. DEL PUENTE DE PIEDRA..... 9*

# 1. INTRODUCCIÓN

El presente anejo tiene como objeto describir el estudio de las alternativas planteadas para resolver los problemas y deficiencias existentes en la EDAR de Toro así como su justificación técnica

# 2. DEFICIENCIAS ENCONTRADAS Y ESTUDIO DE ALTERNATIVAS.

## 2.1. ELIMINACION DE NUTRIENTES.

### 2.1.1. Eliminación de nitrógeno.

En la actualidad en la EDAR de Toro el nitrógeno se elimina por la configuración de los reactores en los que existen dos zonas aireadas, dos zonas anóxicas y dos zonas anaerobias previas con recirculación interna del licor mezcla entre las zonas aireadas y las zonas anóxicas mediante dos aceleradores de flujo y recirculación externa de los fangos biológicos extraídos del decantador a las zonas anaerobias.

La concentración de nitrógeno a la entrada es muy superior a la adoptada para el diseño del reactor (120 frente a 46 mg/l) lo cual supone que en la mayor parte de los casos la concentración de Nitrógeno a la salida NO cumple la normativa vigente.

Dada la magnitud del problema existentes con el nitrógeno es imprescindible disponer de un sistema de control y automatización de los ciclos de nitrificación-desnitrificación basado en unos elementos de medida y control de los que la planta carece en la actualidad.

Además la desproporción existente entre las concentraciones de Nitrógeno y Carbono del influente (515 mg/l de DBO5 y 120 mg/l de N-NTK) hace que no se pueda realizar la desnitrificación completa de los nitratos obtenidos debido a la falta de fuente carbonosa necesaria por lo que hay que recurrir a un sistema complementario que nos permita obtener la desnitrificación necesaria.

En caso de insuficiencia de materia carbonosa existen varias opciones para suplir esta deficiencia.

Una de las opciones es dosificar un sustrato orgánico, tales como metanol, etanol o acido acético.

Otra opción es la sonicación de una parte del fango biológico recirculado mediante ultrasonidos para aumentar la DQO biodegradable contenida en dicho fango.

Para solucionar el problema de falta de materia carbonosa existente en la EDAR de Toro hemos optado por proyectar un Equipo Desintegrador Ultrasónico de Materia Orgánica para optimizar la DQO necesaria para la desnitrificación de 18 m3/d de caudal de fangos biológicos espesados al 3% y 1 kW de potencia porque a nuestro entender aporta las siguientes ventajas:

- Produce una reducción de la producción de fangos biológicos en exceso.
- Mejora de las características de deshidridratación del lodo activado.
- Mejora el funcionamiento del reactor biológico y del decantador secundario frente a los posibles problemas de foaming y bulking ya que se consigue una reducción del IVF hasta en un 65%.
- Tiene un consumo eléctrico muy pequeño.
- No se añade agentes químicos. No hay que comprar ningún reactivo.
- No se alteran los procesos (edad del fango, etc)

Respecto del control de la aireación existen en cada reactor una sonda de medición de oxígeno disuelto y una sonda de medida del potencial redox.

La solución propuesta para dotar a la depuradora de Toro de una instrumentación totalmente fiable y eficiente para el control combinado del oxígeno y el nitrógeno que le permita una total garantía en el control de la eliminación del nitrógeno y la máxima eficiencia en el consumo eléctrico de las soplantes consiste en la instalación de los siguientes equipos:

SONDAS DE MEDIDA DE OXÍGENO

La solución adoptada consiste en la instalación de un sistema de medida del oxígeno disuelto tipo luminiscente rango 0-20 mg/l ,con conexión a controlador universal, Instalados en los dos canales del biológico.

SONDAS DE MEDIDA DE Nitratos y Amonio

Para el control de los ciclos de nitrificación y desnitrificación se proyecta un sistema de medida y control de nitratos y amonio compuesto por:

- Sonda de Amonio y Nitrato por electrodo selectivo, rango 0,5-1000mg/l NH4-N, 0,5-1000mg/l NO3-N.
- Set de montaje por pértiga de PVC para medidores de O2 de tamaño 1,5", con anclaje mural en acero inoxidable y pértiga de 2,3m en PVC.
- Set de montaje por pértiga para sonda de amonio NH4D sc /nitrato NO3D sc / AN-ISE sc, con anclaje mural/rail en acero inoxidable, y pértiga 2,3 m. en PVC.
- Controlador universal de dos canales para conexión de sondas digitales. Dos salidas de 4-20 mA y cuatro relés de alarma. Alimentación de 220 Vca.

### 2.1.2. Eliminación de fósforo

Existen dos formas de eliminación del fósforo: una química mediante la dosificación de cloruro férrico y otra biológica mediante el empleo de una cámara anaerobia situada antes del reactor biológico.

La depuradora de Toro dispone de un selector previo a los reactores y su vertido cumple con regularidad las exigencias de la Directiva 91/271.

No obstante para garantizar la eliminación del fósforo, como elementos de seguridad, se proyecta un equipo de almacenamiento y dosificación de cloruro férrico compuesto por:

- 1 depósito de material plástico de 10,0 m3 de capcidad.
- 2 Bombas dosificadoras de membrana de 50 l/h.

### 2.1.3. Tratamiento de Escurridos

El fósforo eliminado de las depuradoras se acumula en los fangos en exceso purgados del proceso. Estos fangos se espesan, se deshidratan y se almacenan en un silo para su disposición a vertedero. Una parte importante del fósforo eliminado del proceso se evacua con los fangos, pero hay otra parte muy significativa que se encuentra contenida en el escurrido de las centrífugas. Si este escurrido se retorna a la cabecera de la planta sin ningún tipo de tratamiento el fósforo contenido en él se reincorpora al

agua residual. Para evitar este problema es necesario hacer un tratamiento de precipitación de los escurridos de las centrífugas.

Las opciones consideradas para el tratamiento de estos vertidos son:

- Tratamiento físico-quimico.
- Tratamiento con membranas.

La solución adoptada es un tratamiento físico-químico compuesto por los siguientes elementos:

- Bombeo de los escurridos mediante dos bombas centrífugas sumergibles de 15 m3/h y 1,75 Kw.
- Planta compacta, comprendiendo reactor de mezcla, reactor de floculación y decantador lamelar estático comprendiendo:

  Reactor de Mezcla de 1,5 m3 de capacidad equipado con agitador de hélice marina / eje vertical de 0,50 Kw de potencia.

  Reactor de Floculación de 2,50 m3 de capacidad con agitador de 0,18 Kw y velocidad de giro, regulable entre 40 y 60 rpm

  Decantador lamelar de 15 m3/h, en régimen "crossflow" de las siguientesdimensiones:.

| | | |
|---|---|---|
| Longitud total | 4,50 | m |
| Anchura total | 2,50 | m |
| Altura total | 3,00 | mm |

- Bombeo de fangos decantados a espesador mediante dos bombas centrífugas horizontales especiales para fangos, Q= 15,5 m3/h, h= 10,7 m.c.a., rodete tipo vortex, de P= 2,2 KW,incluso.

## 2.2. TRATAMIENTO DE FANGOS

### 2.2.1. Deshidratación de fangos.

Los fangos espesados se bombean a deshidratación mediante 2 + 1 bombas de tornillo helicoidal de 3 m3/h de caudal unitario. Este caudal es insuficiente para las condiciones de funcionamiento actuales y lo será más cuando se empiece a dosificar el cloruro férrico.

El secado de los fangos se realiza mediante dos centrífugas con capacidad para 3,50 m³/h. cada una.

Al igual que en el caso anterior las centrífugas existentes son insuficientes para secar los fangos que se producen actualmente y menos lo serán cuando la producción de los fangos aumente.
Para el acondicionamiento químico de este tipo de lodos se utiliza polielectrolito catiónico compuesto por un equipo de preparación automática de 700 l y dos bombas dosificadoras de tornillo de 300 l/. El sistema es insuficiente y debe ser sustituido por otro de características adecuadas a las nuevas exigencia.

Los fangos deshidratados se almacenan en una tolva de 15 m3 de capacidad. La tolva es insuficiente para las necesidades actuales y lo será aún mas para el futuro.

Las opciones consideradas han sido la sustitución completa de los equipos existentes y su sustitución por otros de nueva implantación adecuados a las nuevas necesidades o dejar los equipos existentes e instalar únicamente los equipos que cubran el aumento de necesidades.

La solución adoptada es una mezcla de ambas y consiste en lo siguiente:

- Instalación de dos bombas nuevas de fangos espesados, dejando las dos existentes.
- Instalación de una nueva centrífuga de 6 m3/h y conservación de las dos existentes.
- Sustitución de los equipos de dosificación de polielectrolito existentes por un nuevo equipo de preparación automática de 2.000 l y dos bombas dosificadoras de tornillo de 100 a 500 l/h.

- Instalación de una nueva bomba de tornillo para impulsión de los fangos secos, conservando la existente.
- Sustitución de la tolva por otra de 50 m3 de capacidad.

## 2.3. ELECTRICIDAD Y CONTROL

Teniendo en cuenta los equipos electro-mecánicos de nueva instalación, la reserva del transformador actual de 400kVA oscilaría entorno al 46% , por lo que no será necesario la sustitución del mismo por otro de mayor potencia.

La actual acometida está dimensionada para transportar toda la potencia nominal del transformador, al igual que el Interruptor General Automático.

En cada módulo del CCM, se dispone de espacio de reserva para almacenar ciertos dispositivos de protección y maniobra, pero considerando la cantidad de dispositivos de protección y maniobra que se requiere instalar, esto es considerando además los variadores de frecuencia, se proyecta la instalación de 2 paneles modulares (*en adelante módulo nº 10 y 11*), de dimensiones: (2200 x 1000 x 600) mm cada uno. El Módulo nº 11 contendrá la protección, maniobra y variador de frecuencia de la soplante biológico nº 2 , y el Módulo nº 10, el resto de protecciones , maniobra y variadores de los equipos electro-mecánicos de nueva instalación. Teniendo en cuenta que la sala de Cuadros cuenta con espacio suficiente, se prolongará el embarrado general del CCM, y los módulos nº 10 y 11 se colocarán anexos al Módulo nº 9 del CCM existente.

El sistema de control está basado en arquitectura centralizada formado por un PLC modular de la marca Allen Bradley, modelo SL5 SLC 5/05 L551, en el cual se añadirán los siguientes módulos de E/S: 3 módulo de 32 E/D, 1 módulo de 32 S/D, 1 módulo de 16 E/A, 1 módulo de 8 S/A.

Se requiere la instalación adicional de 6 módulos de E/S en el PLC, además de los respectivos dispositivos de precableado de Telefast de E/S. En el armario actual no se dispone de espacio de reserva ni para incluir un módulo de E/S en el único Chasis de PLC, ni para añadir un segundo chasis de ampliación, por lo que se procederá a instalar otro Armario de PLC de características similares al existente de dimensiones (2200x800x600mm), situado al lado del Armario de PLC actual.

El PLC está conectado al PC Supervisor mediante cable Profibus. En el PC supervisor está instalado un paquete de supervisión o Scada. Sobre este paquete de supervisión están diseñadas una serie de pantallas que dan una idea de la distribución de los equipos sobre la planta, estados de las mismos, marcha, paro, alarma, etc..,

Se reprogramará el Software SCADA de la planta con el objetivo de poder supervisar los siguientes conceptos:

- Estado de cada equipo: automático, parada, fallo.
- Funcionamiento real: cuenta-horas en cada equipo y paradas con alarma.
- Temporización y consignas de todos los elementos.
- Registro de la instrumentación aplicada.
- Posiciones de compuertas, válvulas automáticas y sondas de nivel.

## 2.4. EDIFICIO DE TRATAMIENTO DE ESCURRIDOS Y REACTIVOS

La planta no dispone de ninguna zona donde ubicar los equipos de dosificación de cloruro férrico y de tratamiento de escurridos.

Por este motivo se proyecta un edificio industrial de las siguientes características:

Es una construcción rectangular de dimensiones exteriores 10,50 x 6,50 m y una altura de 6,80 m.

El edificio dispondrá de una estructura de hormigón tipo HA-30, armada con acero tipo BS-500. compuesta por:

- Cimentación mediante zapatas aisladas de 1,30 x 1,30 x 0,40 m unidas con vigas riostras de 0,4 x 0,4 m.
- La estructura es de hormigón armado y está compuesta por 6 pilares de 30 x 30 cm y 5,5 m de altura total unidos mediante vigas de perimetrales de 0,30 x 0,35 m.

El Cerramiento estará compuesto por fábrica de bloques de hormigón con acabado exterior en revestimiento monocapa, en la cara interna se proyecta cámara de aire con fabrica de ladrillo hueco doble, aislamiento térmico y acabado en chapado de gres

hasta una altura de 2 m para favorecer las tareas de limpieza y guarnecido de yeso a partir de 2 m y en paramentos horizontales.

La cubierta estará compuesta por elementos estructurales prefabricados dallas que sustentan la cubierta formada por chapa galvanizada. Perfil TE - 43 de 0,6 mm de espesor, aislamiento IBR - 80 mm y chapa prelacada, perfil 30. Accesorios de fijación con capelotti de nylon antipuente térmico.

La cubierta es a dos aguas ejecutada con tabique palomeros y teja cerámica. Alrededor de la cubierta se proyecta un peto, para mantener las características de la edificación existente.

## 2.5. ACTUACIONES EXTERNAS A LA E.D.A.R.

### 2.5.1. Bombeo de la Plaza de la Magdalena

Una de las dos bombas existentes (la original de tipo centrífuga sumergible y rodete monocanal) tiene problemas frecuentes de atascamiento. Si embargo la bomba de nueva instalación (de tipo sumergible tipo piraña) funciona de forma regular.

Se opta por mantener la bomba que funciona de forma correcta y sustituir la bomba de rodete canal por otra similar a la dilaceradora.

### 2.5.2. Bombeo del Polígono Industrial

Las bombas existentes centrífugas sumergibles de 22,5 m3/h de caudal unitario son insuficientes para impulsar el caudal generado por el polígono en tiempo seco; por lo que se produce un vertido de agua sin depurar al cauce receptor.

Las alternativas consideradas son:

1. Mantener las bombas existentes y añadir una nueva bomba que complemente la falta de caudal.

2. Sustituir las bombas existentes por toras nuevas.

La opción adoptada ha sido cambiar las bombas existentes por otras del mismo tipo y 45 m3/h a 23 m.c.a. Igualmente se cambian los tubos guía y las cadenas de amarre

### 2.5.3. Vertido del Puente de Piedra

El vertido que llega al río procedente de los colectores del Puente de Piedra no es apto para ser entregado a un cauce público por lo que es necesario realizar alguna actuación que lo subsane.

Existen dos posibilidades:

1. Realizar el bombeo de esta zona hasta un punto de la red de saneamiento que permita su conducción por gravedad hasta la E.D.A.R.
2. Ejecutar una E.D.A.R. compacta con un proceso biológico que produzca un efluente que cumpla la normativa existente.

El bombeo tiene una diferencia de cota entre el pozo de bombeo y el punto de descarga situado en el pozo de registro de la zona mas próxima de 80 m.

A esta altura hay que añadir la pérdida de carga por rozamiento; lo que supone que las bombas a instalar tienen que tener 90m.c.a. de altura manométrica.

Las consultas realizadas a varios fabricantes de bombas nos confirman la necesidad de tener que realizar un doble bombeo intermedio, por lo que optamos por descartar esta alternativa.

La solución adoptada será la instalación de una planta de tratamiento compacta con las siguientes actuaciones:

- Unificación de los dos colectores en un pozo de gruesos equipado con una cesta.
- Pozo de bombeo equipado con 1+1 bomba centrífuga sumergible de 12,5 m3/h de caudal unitario.
- Tamizado mediante tamiz rotativo autolimpiante de 1 mm de luz de paso y 50 m3/h de caudal nominal.
- Tanque decantador-digestor. Cilíndrico horizontal de 2,50 m de diámetro y 12,85 m de longitud total.
- Equipo de biodiscos compacto compuesto por 4 bloques de discos montados sobre eje macizo de acero inoxidable accionado por motorreductor de 0,55 Kw. alojados en cuba de PRFV. Superficie total de discos: 1.990 m2.
- Decantador lamelar compacto con 5,6 m3 de lamelas inclinadas de material plástico con bomba de evacuación de fangos decantados.

- Acometida eléctrica.

Cuadro eléctrico de alimentación y control de los equipos mecánicos.