

Trabajo Fin de Máster

***ANÁLISIS Y SELECCIÓN DE
ALTERNATIVAS PARA EL DISEÑO DE
UNA PLANTA DE TRATAMIENTO DE
AGUAS RESIDUALES URBANAS EN
TIBÚ, NORTE DE SANTANDER,
COLOMBIA.***

Intensificación: *TRATAMIENTO DE AGUAS*

Autor:

LAURA ANDREA MELO GARCÍA

Director:

JOAQUÍN SERRALTA SERVILLA

Codirector/es:

FREDDY DURÁN PINZÓN

ABRIL, 2016



**UNIVERSITAT
POLITÈCNICA
DE VALÈNCIA**

máster en ingeniería
hidráulica y medio ambiente
mihma

Resumen del Trabajo de Fin de Máster

Datos del proyecto:

Título: ANÁLISIS Y SELECCIÓN DE ALTERNATIVAS PARA EL DISEÑO DE UNA PLANTA DE TRATAMIENTO DE AGUAS RESIDUALES URBANAS EN TIBÚ, NORTE DE SANTANDER, COLOMBIA.

Alumno: Laura Andrea Melo García

E-mail: laumeme@posgrado.upv.es

Director: Joaquín Serralta Sevilla

Codirector/es: Freddy Durán Pinzón

Resumen

Resumen:

Tibú es un municipio de Colombia ubicado en el departamento de Norte de Santander, situado al noreste del país, con una población urbana de más de 15.000 habitantes. La cobertura de alcantarillado sanitario es del 80% y cuenta con un sistema de tratamiento de agua residual urbana tipo laguna de oxidación. Este sistema se encuentra situado en la parte baja del municipio y su fuente receptora es el río Tibú. Actualmente, la laguna de oxidación elimina únicamente el 30% de materia orgánica, no hay eliminación de nutrientes y se presentan malos olores alrededor.

Para la preservación del río Tibú es importante controlar el vertido de materia orgánica y nutrientes, ya que una de las principales consecuencias es la eutrofización del ecosistema acuático, generando impactos negativos que conllevan al agotamiento del oxígeno disuelto y por tanto a la sofocación de los organismos acuáticos y disminución de biodiversidad.

En Colombia actualmente está vigente la resolución 631 de 2015 que define los valores de vertido permisibles para la descarga de residuos líquidos a un cuerpo de agua. En este decreto los compuestos de fósforo y nitrógeno no cuentan con un valor máximo permisible, únicamente se encuentran exigencias para el vertido a cuerpos

superficiales de materia orgánica, sólidos y grasas y aceites. Sin embargo, se debe tener en cuenta los posibles problemas de eutrofización que generan los nutrientes, además de un posible cambio en la normativa vigente en la que se contemple una regulación de vertido de nutrientes. Por este motivo, este trabajo de fin de máster abordará el diseño de una EDAR para el municipio de Tibú tomando como base la normativa vigente de ámbito europeo de aguas residuales con el fin de incluir en el proceso la eliminación de nutrientes (directiva 91/271/CEE).

En el presente trabajo de fin de máster se estudiarán por simulación diferentes opciones y se establecerá la alternativa más adecuada para el diseño de una planta de tratamiento de agua residual urbana en Tibú con el fin de cumplir con los objetivos de calidad de agua y los requisitos de vertido establecidos en la mencionada directiva.

Para la eliminación del nitrógeno se va a estudiar el esquema clásico de predesnitrificación y el proceso de nitrificación-desnitrificación simultánea. Para el fósforo se va a estudiar su eliminación mediante procesos biológicos y de precipitación química. Además, se analizarán dos alternativas con reactores de membranas anaerobios, una con post-tratamiento para la eliminación de nitrógeno y fósforo y otra sin postratamiento asumiendo que el efluente rico en nutrientes se puede utilizar para riego.

Mediante el programa de simulación DESSAS se establecerán las condiciones óptimas de operación de cada alternativa planteada. Esto comprende el dimensionamiento de los elementos, y las principales variables de operación, como lo son el tiempo de retención celular, los caudales de recirculación interna y externa, la concentración de oxígeno disuelto y la adición de reactivos, entre otros.

Con los resultados de diseño de las distintas alternativas se procederá a realizar un estudio comparativo teniendo en cuenta el análisis de costes, el cual incluye operación

y mantenimiento de la EDAR. Con el análisis de dichos resultados se procederá a seleccionar la alternativa más adecuada para el sistema.

Resum:

Tibú és un municipi de Colòmbia ubicat en el departament de Nord de Santander, situat al nord-est del país, amb una població urbana de més de 15.000 habitants. La cobertura de clavegueram sanitari és del 80% i compta amb un sistema de tractament d'aigua residual urbana tipus llacuna d'oxidació. Este sistema es troba situat en la part baixa del municipi i la seua font receptora és el riu Tibú. Actualment, la llacuna d'oxidació elimina únicament el 30% de matèria orgànica, no hi ha eliminació de nutrients i es presenten males olors al voltant.

Per a la preservació del riu Tibú és important controlar l'abocament de matèria orgànica i nutrients, ja que una de les principals conseqüències és l'eutrofització de l'ecosistema aquàtic, generant impactes negatius que comporten a l'esgotament de l'oxigen dissolt i per tant a la sufocació dels organismes aquàtics i disminució de biodiversitat.

A Colòmbia actualment està vigent la resolució 631 de 2015 que definix els valors d'abocament permissibles per a la descàrrega de residus líquids a una massa d'aigua, En este decret els compostos de fòsfor i nitrogen no compten amb un valor màxim permisible, únicament es troben exigències per a l'abocament a cossos superficials de matèria orgànica, sòlids i greixos i olis. No obstant això, s'ha de tindre en compte els possibles problemes d'eutrofització que generen els nutrients, a més d'un possible canvi en la normativa vigent en què es contemple una regulació d'abocament de nutrients. Per este motiu, este treball de fi de màster abordarà el disseny d'una EDAR per al municipi de Tibú prenent com a base la normativa vigent d'àmbit europeu d'aigües residuals a fi d'incloure en el procés l'eliminació de nutrients (directiva 91/271/CEE).

En el present treball de fi de màster s'estudiaran per simulació diferents opcions i s'establirà l'alternativa més adequada per al disseny d'una planta de tractament d'aigua residual urbana en Tibú a fi de complir amb els objectius de qualitat d'aigua i els requisits d'abocament establits en la mencionada directiva.

Per a l'eliminació del nitrogen es va a estudiar l'esquema clàssic de predesnitrificació i el procés de nitrificació-desnitrificació simultània. Per al fòsfor es va a estudiar la seua eliminació per mitjà de processos biològics i de precipitació química. A més, s'analitzaran dos alternatives amb reactors de membranes anaerobis, una amb posttractament per a l'eliminació de nitrogen i fòsfor i una altra sense posttractament assumint que l'efluent ric en nutrients es pot utilitzar per a reg.

Per mitjà del programa de simulació DESDESSAS s'establiran les condicions òptimes d'operació de cada alternativa plantejada. Açò comprén el dimensionamiento dels elements, i les principals variables d'operació, com ho són el temps de retenció cel·lular, els cabals de recirculació interna i externa, la concentració d'oxigen dissolt i l'addició de reactius, entre altres.

Amb els resultats de disseny de les distintes alternatives es procedirà a realitzar un estudi comparatiu tenint en compte l'anàlisi de costos, el qual inclou operació i manteniment de l'EDAR. Amb l'anàlisi de dites resultats es procedirà a seleccionar l'alternativa més adequada per al sistema.

Summary:

Tibú is a town of Colombia in the department of Norte de Santander, located at the northeast of the country, with an urban population over 15,000. Sewerage coverage is about 80% and the town has an oxidation pond for urban wastewater treatment. The

system is located in the lower part of the town and the effluent is discharged to the river of Tibú. Currently the oxidation pond removes only 30% of organic matter, there's no removal of nutrients and odors occur around.

For the preservation of Tibú river it is important to control the discharge of organic matter and nutrients, since one of the main consequences is the eutrophication of the aquatic ecosystem, generating negative impacts that lead to the depletion of dissolved oxygen and therefore the suffocation of aquatic organisms and a decreased biodiversity.

In Colombia exists currently a decree 631 of 2015, which defines the discharge limits for liquid waste discharges into a water body. Phosphorus and nitrogen compounds do not have a discharge limit, the requirements for discharges to surface bodies are organic matter, solids and fats and oils. However, the possible eutrophication problems that generate nutrients, plus a possible change in the current regulations in which a regulation of discharge of nutrients is contemplated should be take into account. Therefore, this project will tackle the design of a wastewater treatment plant for Tibu based on European wastewater laws (Council directive 91/271/ EEC), in order to include nutrient removal process in the WWTP treatment scheme.

In the present project different treatment schemes will be studied and it will be established the most suitable alternative for the wastewater treatment plant design in Tibú, in order to reach water quality objectives and requirements of discharge established in the council directive 91/271/EEC of 21 May 1991.

For nitrogen removal it will be considered the classic “pre-desnitrificación” scheme and “concurrent nitrification-desnitrification”. For phosphorus removal, biological and chemical precipitation processes will be studied. Besides, two alternatives with anaerobic membrane bioreactors will be discussed, one with post-treatment for

removing nitrogen and phosphorus and other without post treatment, assuming the nutrient-rich effluent can be directly used for irrigation.

Using the simulation program DESSAS optimal operating conditions of each possible alternative will be established. This includes the design of the elements, and the main operating variables, such as the cell retention time, the flow of internal and external recirculation, concentration of dissolved oxygen and adding reagents, among others.

With the results of the different alternative designs a comparative study will be carried out considering the analysis cost, which includes operation and maintenance of the wastewater plant. With the results of this comparison the most suitable alternative for the system will be selected.

Palabras clave EDAR, SIMULACIÓN, DEPURACIÓN DE AGUAS, ELIMINACIÓN BIOLÓGICA DE NUTRIENTES.

Fecha: 18 de Abril del 2016

Fdo. (Alumno)

CONTENIDO

1	INTRODUCCIÓN	1
1.1	SISTEMAS DE TRATAMIENTOS DE AGUAS RESIDUALES	1
1.1.1	Eliminación de nitrógeno	5
1.1.1.1	Proceso de nitrificación	5
1.1.1.2	Proceso de desnitrificación	7
1.1.1.3	Esquemas de tratamiento para la eliminación de nitrógeno	8
1.1.2	Eliminación de fósforo	9
1.1.2.1	Eliminación del fósforo por vía biológica	10
1.1.2.2	Eliminación del fósforo por precipitación química	11
1.1.3	Tratamientos anaerobios de cultivo en suspensión	12
1.1.4	Biorreactores de membranas	16
1.1.4.1	Materiales y tipos de membrana	17
1.1.4.2	Ensuciamiento de la membrana	19
1.1.4.3	Funcionamiento de la membrana	20
1.1.4.4	Disposición de las membranas	20
1.1.5	Tratamiento de fangos	22
1.1.5.1	Digestión aerobia	22
1.1.5.2	Deshidratación de fangos	24
1.2	PROGRAMA DE SIMULACIÓN UTILIZADO	25
2	JUSTIFICACIÓN Y OBJETIVO	27
3	NORMATIVA APLICABLE Y CRITERIOS DE VERTIDO	28
4	DESCRIPCIÓN DE LA SITUACIÓN ACTUAL	33
4.1	LOCALIZACIÓN	33
4.2	DESCRIPCIÓN DEL SISTEMA DE ALCANTARILLADO	34
4.3	DESCRIPCIÓN DEL TRATAMIENTO DE AGUA RESIDUAL	36
5	PLANTEAMIENTO DE ALTERNATIVAS	38
5.1	ESQUEMAS SIMULADOS	38
6	DESARROLLO DE ALTERNATIVAS	44

6.1	DATOS DE PARTIDA.....	44
6.1.1	Caudal y población equivalente	44
6.1.2	Caracterización del agua residual urbana	46
6.1.2.1	Hipótesis de partida	46
6.2	ELEMENTOS EN COMÚN PARA LAS ALTERNATIVAS DE TRATAMIENTO BIOLÓGICO ..	51
6.2.1	Pretratamiento	51
6.2.1.1	Rejas finas	51
6.2.1.2	Rejas gruesas	54
6.2.1.3	Desarenador aireado.....	57
6.2.2	Tratamiento terciario de desinfección.....	61
6.2.2.1	Desinfección mediante radiación ultravioleta.....	62
6.3	RESULTADOS DE LAS ALTERNATIVAS PARA EL TRATAMIENTO BIOLÓGICO	66
6.3.1	Alternativa No. 1: Eliminación biológica de materia orgánica, nitrógeno y fósforo mediante oxidación total.....	67
6.3.2	Alternativa No. 2: Eliminación biológica de materia orgánica y nitrógeno y precipitación química del fósforo mediante oxidación total.....	70
6.3.3	Alternativa No. 3: Nitrificación y desnitrificación simultánea para la degradación de materia orgánica y nitrógeno y precipitación química del fósforo en oxidación total.....	73
6.3.4	Alternativa No. 4: Nitrificación y desnitrificación simultánea para la degradación de materia orgánica y nitrógeno y precipitación química del fósforo con digestión aerobia del fango.....	76
6.3.5	Alternativa No. 5: Eliminación biológica de materia orgánica y nitrógeno y precipitación química de fósforo con digestión aerobia de fangos.....	78
6.3.6	Alternativa No. 6: Precipitación química del fósforo y eliminación biológica del nitrógeno y materia orgánica con digestión aerobia de fangos.....	81
6.3.7	Alternativa No. 7: Biorreactor anaerobio de membrana para eliminación de materia orgánica.....	83
6.3.8	Alternativa No. 8. Biorreactor anaerobio de membrana para eliminación de materia orgánica con post-tratamiento para eliminación de nutrientes.....	85
6.3.9	Resumen de resultados	88
7	ANÁLISIS ECONÓMICO DE LAS ALTERNATIVAS	91
7.1	COSTES DE EJECUCIÓN	92
7.2	COSTES DE ENERGÍA ELÉCTRICA.....	95
7.3	COSTE DE REACTIVOS	101
7.3.1	Precipitación química del fósforo	101
7.3.2	Polielectrolito para la deshidratación del fango	102

7.3.3	Limpieza de las membranas	103
7.3.4	Materia orgánica externa	104
7.4	GESTIÓN DE FANGOS	104
7.5	COMPARACIÓN DE COSTES	105
8	CONCLUSIONES	110
9	BIBLIOGRAFÍA	112
10	ANEXOS.....	115
10.1	PROYECCIÓN DE POBLACIÓN	115
10.2	CATALOGO DE LA MEMBRANA.....	119
10.3	RESULTADOS DE LAS SIMULACIONES.....	121

ÍNDICE DE FIGURAS

Figura 1. Esquema general de tratamiento de agua residual urbana para plantas de tratamiento pequeñas o medianas.....	2
Figura 2. Transformaciones biológicas por vía aerobia. Fuente: Ferrer y Seco (2003).	4
Figura 3. Transformación del nitrógeno. Fuente: Ferrer y Seco (2003).....	6
Figura 4. Metabolismo de las bacterias amoniooxidantes.....	6
Figura 5. Metabolismo de las bacterias nitritooxidantes.....	7
Figura 6. Transformaciones biológicas por vía anóxica.	7
Figura 7. Esquema de tratamiento para la eliminación de materia orgánica y nitrógeno. Ferrer y Seco (2003).....	8
Figura 8. Configuración del reactor para la nitrificación y desnitrificación simultánea.	9
Figura 9. Metabolismo de las bacterias PAO en condiciones anaerobias.	10
Figura 10. Metabolismo de las bacterias PAOs en condiciones aerobias.	11
Figura 11. Esquema simplificado de las transformaciones que tienen lugar en un proceso anaerobio.	13
Figura 12. Filtración directa y transversal.	17
Figura 13. Configuración de las membranas.	17
Figura 14. Esquemas de reactores biológicos de membrana. MBR de flujo tangencial (a), MBR sumergido (b) y MBR sumergido en tanque externo (c).	21
Figura 15. Localización del municipio de Tibú, norte de Santander, Colombia. Fuente: http://www.tibu-nortedesantander.gov.co/index.shtml	33
Figura 16. Vertido No. 1. Fuente: Consorcio Plan de Aguas. Registro Fotográfico.	34
Figura 17. Vertido No. 2. Fuente: SGS Colombia S.A. (2015). Registro Fotográfico.....	35
Figura 18. Vertimiento No. 3. Fuente: SGS Colombia S.A. (2015). Registro Fotográfico.	35
Figura 19. Localización de la laguna de oxidación en Tibú. Fuente: SGS Colombia S.A.	36
Figura 20. Laguna de oxidación. Fuente: SGS Colombia S.A. (2015). Registro Fotográfico	36
Figura 21. Laguna de oxidación facultativa en Tibú Colombia . Fuente: SGS Colombia S.A. (2015). Registro Fotográfico	37
Figura 22. Alternativa No. 1. Eliminación biológica de materia orgánica, nitrógeno y fósforo mediante oxidación total.	39
Figura 23. Alternativa No. 2. Eliminación biológica de materia orgánica y nitrógeno y precipitación química del fósforo mediante oxidación total.....	40
Figura 24. Alternativa No. 3. Nitrificación y desnitrificación simultánea para la degradación de materia orgánica y nitrógeno y precipitación química del fósforo en oxidación total.....	40

Figura 25. Alternativa No. 4. Nitrificación y desnitrificación simultánea para la degradación de materia orgánica y nitrógeno y precipitación química del fósforo con digestión aerobia del fango.....	41
Figura 26. Alternativa No. 5. Eliminación biológica de materia orgánica y nitrógeno y precipitación química de fósforo con digestión aerobia de fangos.	41
Figura 27. Alternativa No. 6. Precipitación química del fósforo con digestión aerobia de fangos.....	42
Figura 28. Alternativa No. 7. AnMBR para eliminación de materia orgánica.	42
Figura 29. Alternativa No. 8 Biorreactor anaerobio de membrana para eliminación de materia orgánica con post-tratamiento para la eliminación de nutrientes.....	43
Figura 30. Resultados de las distintas proyecciones de población.	45
Figura 31. Separación y espesor de los barrotes. Fuente: Ferrer y Seco (2011).	53
Figura 32. Estimación de los residuos recogidos en una reja (l de residuos / 10 ³ m ³). Fuente: Ferrer y Seco (2011).....	56
Figura 33. Difusores de burbuja gruesa.....	59
Figura 34. Catálogo del proveedor Pedro Gil para la selección de la soplante	61
Figura 35. Características del agua afluente y efluente para la alternativa No.1.....	70
Figura 36. Características del agua afluente y efluente para la alternativa No.2.....	73
Figura 37. Características del agua afluente y efluente para la alternativa No.3.....	75
Figura 38. Características del agua afluente y efluente para la alternativa No.4.....	78
Figura 39. Características del agua afluente y efluente para la alternativa No.5.....	80
Figura 40. Características del agua afluente y efluente para la alternativa No.6.....	83
Figura 41. Características del agua afluente y efluente para la alternativa No.7.....	85
Figura 42. Características del agua afluente y efluente para la alternativa No.8.....	88
Figura 43. Porcentaje de SSV y SSVB para las distintas alternativas.....	89
Figura 44. Coste de ejecución.....	95
Figura 45. Catalogo de soplantes de ARZEN	97
Figura 46. Energía requerida.....	99
Figura 47. Energía total.....	101
Figura 48. Costes anuales para las diferentes alternativas.....	108

ÍNDICE DE TABLAS

Tabla 1. Consumo energético de los distintos procesos de deshidratación de fangos.....	24
Tabla 2. Límites de vertido de agua residual urbana en Colombia según la resolución 631 de 17 de Marzo de 2015. Fuente: Ministerio de ambiente y desarrollo sostenible. (2015).	29
Tabla 3. Requisitos para los vertidos procedentes de instalaciones de depuración de aguas residuales urbanas mediante tratamiento secundario. Fuente: RD 509/1996.	31
Tabla 4. Requisitos para los vertidos procedentes de instalaciones de depuración de aguas residuales urbanas mediante tratamiento más riguroso. Fuente: RD 2116/1998.	32
Tabla 6. Resultados de las distintas proyecciones de población para Tibú.....	44
Tabla 7. Caudal de diseño.....	45
Tabla 8. Parámetros de agua residual urbana de Tibú.	46
Tabla 9. Caracterización de agua residual urbana de Tibú.....	49
Tabla 10. Caracterización del agua residual urbana de Tibú.....	50
Tabla 11. Factores de conversión	51
Tabla 12. Selección del área para las rejillas finas.....	52
Tabla 13. Área seleccionada	53
Tabla 14. Dimensionamiento y cálculo de barras	53
Tabla 15. Selección de barros para enrejado grueso	54
Tabla 16. Factor de forma para el tipo de barra. Fuente: Ferrer y Seco (2011).	55
Tabla 18. Estimación de residuos en las rejillas finas.	56
Tabla 19. Parámetros de diseño del desarenador aireado. Fuente: Ferrer y Seco (2011)..	57
Tabla 20. Dimensiones del desarenador aireado.....	58
Tabla 21. Caudal de aire para el desarenador.....	58
Tabla 22. Caudal de arena del desarenador.....	58
Tabla 23. Pérdidas de carga.....	60
Tabla 24. Presión a suministrar la soplante	60
Tabla 25. Selección de la soplante	61
Tabla 26. Valores de la intensidad media nominal y de diseño del proveedor Trojan Bank de lámparas UV, con un mínimo de 16 lámparas, orientadas en una matriz de 4x4.	63
Tabla 27. Dosis de diseño ultravioleta del proveedor Trojan Bank en función de los sólidos suspendidos	63
Tabla 28. Transmitancia y dosis por el fabricante.....	63

Tabla 29. Catálogo de módulos UV	64
Tabla 30. Selección del modelo de módulos UV.....	64
Tabla 31. Tiempo de residencia y volumen del canal y lámparas.	65
Tabla 32. Cantidad de módulos y lámparas.....	66
Tabla 33. Dimensiones del canal requerido para la disposición de las lámparas.....	66
Tabla 34. Resultados de las diferentes simulaciones para la alternativa No. 1	68
Tabla 35. Resultados de las diferentes simulaciones para la alternativa No. 2.....	71
Tabla 36. Resultados de las diferentes simulaciones para la alternativa No. 3.....	74
Tabla 40. Resultados de las distintas simulaciones para la alternativa No. 7	84
Tabla 41. Resultado de las distintas simulaciones para la alternativa No. 8	86
Tabla 42. Porcentaje de eliminación de materia orgánica, sólidos suspendidos y nutrientes de todas las alternativas	88
Tabla 43. Resumen de volumen para las distintas alternativas	90
Tabla 45. Caudal de bombeo para el tratamiento biológico	96
Tabla 46. Potencia necesaria	98
Tabla 47. Coste anual de reactivo	102
Tabla 48. Coste anual de polielectrolito.....	103
Tabla 49. Coste anual de la gestión del fango.....	105
Tabla 50. Costes de ejecución con amortización a 20 años	106
Tabla 51. Costes totales para la EDAR de Tibú	107
Tabla 52. Proyección de población mediante el método aritmético	115
Tabla 53. Proyección de población mediante el método geométrico	116
Tabla 54. Proyección de población mediante el método exponencial.....	117
Tabla 55. Población flotante	118

ABREVIACIONES

DBO	Demanda biológica de oxígeno
DBO ₅	Demanda biológica de oxígeno a los 5 días
DQO	Demanda química de oxígeno
TRC	Tiempo de retención celular
TRH	Tiempo de retención hidráulico
i_{NSf}	Factor de conversión para el contenido de nitrógeno en la S_F
i_{NSi}	Factor de conversión para el contenido de nitrógeno en la S_I
i_{NXs}	Factor de conversión para el contenido de nitrógeno en la X_S
i_{NXi}	Factor de conversión para el contenido de nitrógeno en la X_I
i_{PSf}	Factor de conversión para el contenido de fósforo en la S_F
i_{PXi}	Factor de conversión para el contenido de fósforo en la X_I
i_{PXs}	Factor de conversión para el contenido de fósforo en la S_F
N_T	Nitrógeno total
P_T	Fósforo total
S_A	ácidos grasos de cadena corta (ácido acético)
S_{O_2}	Oxígeno disuelto
S_{CH_4}	Metano
S_F	Materia orgánica fermentada
S_I	Materia orgánica inerte
S_{N_2}	Nitrógeno gaseoso
S_{NH_4}	Amonio más nitrógeno amoniacal
S_{PO_4}	Fósforo soluble inorgánico
S_{PRO}	Productos de la fermentación excluyendo el ácido acético
SS	Sólidos suspendidos
SST	Sólidos suspendidos totales
SSV	Sólidos suspendidos volátiles
SSVB	Sólidos suspendidos volátiles biodegradables
SSVNB	Sólidos suspendidos volátiles biodegradables
X_{ACET}	Bacterias acetogénicas
X_{ACID}	Bacterias acidogénicas
X_{MAC}	Arqueas metanogénicas acetoclásticas
X_{MH_2}	Arqueas metanogénicas hidrogenotrófica

X_{AUT}	Bacterias autótrofas
X_{AMM}	Bacterias amoniooxidantes
X_{NIT}	Bacterias nitritooxidantes
X_H	Bacterias heterótrofas
X_{PAO}	Bacterias acumuladores de polifosfatos
X_{PHA}	Poli-hidroxi-alcanoatos
X_{PP}	Polifosfatos
X_S	Materia lentamente biodegradable
X_I	Materia orgánica inerte

1 INTRODUCCIÓN

La generación de aguas residuales es una consecuencia inevitable de las actividades de los seres humanos. Estas actividades modifican las características iniciales del agua, haciendo que se contamine e invalidándolas para posteriores usos.

El vertido del agua residual a los distintos cuerpos de agua sin algún tipo de tratamiento genera impactos negativos en el medio ambiente y genera riesgos para la salud humana, por lo que es de suma importancia la depuración del agua residual antes de ser vertida al medio natural o de su reutilización.

Uno de los principales objetivos del tratamiento de agua residual urbana es la recuperación y la conservación de los recursos hídricos, protegiendo las zonas en donde se vierten. De esta forma, una estación depuradora de agua residual urbana (EDAR) se debe enfocar principalmente en conseguir depurar el agua con un alto rendimiento para lograr una calidad de agua acorde con la legislación, a unos costes económicos aceptables de construcción, operación, mantenimiento, sociales y medio ambientales.

1.1 SISTEMAS DE TRATAMIENTOS DE AGUAS RESIDUALES

Un sistema de tratamiento de agua residual urbana es el conjunto de procesos físicos, químicos y biológicos que se llevan a cabo con el fin de cumplir con los objetivos de calidad del agua y los requisitos de vertido establecidos en la normativa vigente.

Los sistemas de tratamiento se encuentran conformados por una línea de agua y una línea de fangos. Los procesos que se incluyen en la línea de agua se dividen en 4 etapas: el pretratamiento, el tratamiento primario, el tratamiento secundario y dependiendo del caso particular, el tratamiento terciario. En la línea de fangos se

realiza el espesado, la estabilización del fango y su posterior deshidratación. Los sobrenadantes generados en el espesado y deshidratación del fango se suelen recircular a la cabecera de la planta, aunque en algunas EDAR reciben un tratamiento específico para la eliminación o recuperación de nutrientes, llegándose a hablar de la línea de sobrenadante. En la Figura 1 se observa un esquema general de las distintas líneas descritas anteriormente.

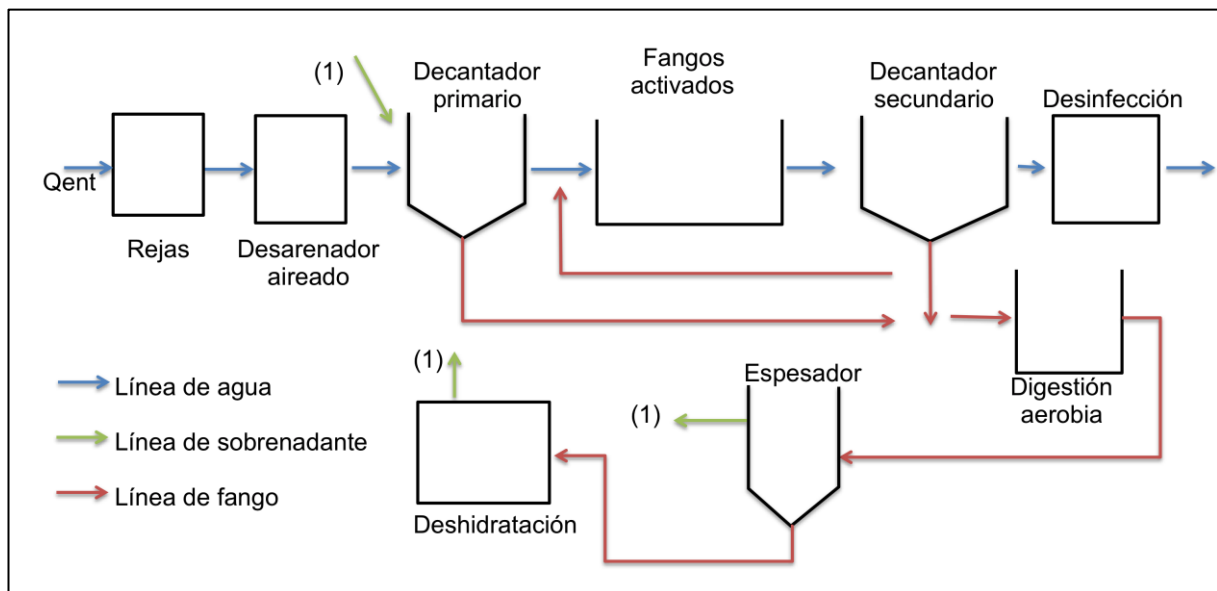


Figura 1. Esquema general de tratamiento de agua residual urbana para plantas de tratamiento pequeñas o medianas.

En un proceso de fangos activados convencional se diferencian dos operaciones: la oxidación biológica que tiene lugar en el reactor biológico y la separación líquido-sólido que se realiza en el decantador secundario. Una fracción del fango decantado se extrae del sistema (purga) que luego pasará a la línea de fangos para su estabilización, o directamente a espesado y/o deshidratación; mientras que el resto del fango se recircula al reactor inicial para mantener la población bacteriana en el sistema.

El proceso convencional de fangos activados funciona bajo tiempos de retención celular (TRC) medios debido a esto los fangos necesitan de una digestión posterior. Por otra parte el proceso de oxidación total, el cual es una variante de los fangos

activados, funciona con valores de TRC elevados, debido a esto los microorganismos presentes compiten por el alimento existente utilizando incluso su propia masa celular. Esta situación da lugar a un efluente altamente tratado con una producción de fangos baja. A causa del elevado TRC el fango llega a estabilizarse en el reactor biológico por lo que la línea de fangos se reduce a un espesador y un deshidratador.

La reducción de la contaminación va encaminada principalmente a la eliminación de materia orgánica, sólidos suspendidos y nutrientes, como son el nitrógeno (N) y el fósforo (P). Anteriormente, el diseño de estaciones depuradoras estaba enfocado principalmente a la disminución de la demanda biológica de oxígeno (DBO) pero actualmente se han desarrollado distintos esquemas y configuraciones de tratamiento para una eliminación conjunta y eficaz de materia orgánica biodegradable, nitrógeno y fósforo.

El enriquecimiento de nutrientes en los cuerpos de agua provoca la eutrofización, generando impactos negativos como el crecimiento y la muerte del fitoplancton, la acumulación de detritos, el aumento de las bacterias y, por último, el agotamiento del oxígeno disuelto (OD) y la sofocación de los organismos superiores, alterando las comunidades biológicas presentes en los ecosistemas. Nebel y Wright. (1999).

Por lo anterior es muy importante la eliminación de nutrientes en las EDAR. Además, la eliminación biológica de nutrientes trae consigo beneficios para la planta de tratamiento, como la disminución de microorganismos filamentosos, lo cual mejora la sedimentabilidad del fango, la reducción en la producción de fangos debido al bajo uso de reactivos químicos para la precipitación química del fósforo y la reducción en los requerimientos de oxígeno.

Los procesos de eliminación de nutrientes son más complejos que los de eliminación de materia orgánica, siendo necesaria la combinación de al menos dos etapas: aerobia y anóxica en el caso de la eliminación de nitrógeno, y aerobia y anaerobia en el caso de la eliminación de fósforo. Los casos en los cuales existe la necesidad

de eliminación simultánea de ambos nutrientes requieren de al menos tres etapas: anaerobia, anóxica y aerobia. Ferrer y Seco. (2003).

Los organismos heterótrofos son los que básicamente actúan en los sistemas biológicos de depuración, actuando por vía aerobia, anóxica o anaerobia. Mediante la vía aerobia el oxígeno (S_{O_2}) actúa como aceptor de electrones para el crecimiento de las bacterias heterótrofas (X_H), estos organismos, tras la introducción de materia orgánica en su interior, la someten a dos transformaciones diferentes.

La primera transforma esa materia orgánica en CO_2 , agua y otros compuestos inorgánicos (NH_4^+). Dado que esta reacción es exotérmica, proporciona energía al resto de las funciones celulares. La segunda transformación consiste en la síntesis del tejido celular a partir de los nutrientes, la materia orgánica presente y la energía producida en el proceso mencionado anteriormente. En la Figura 2 se muestra un esquema con las transformaciones mencionadas. Ferrer y Seco. (2003).

En el proceso de desaparición de la biomasa algunos de los constituyentes de la célula son transformados en productos finales. La fracción de materia celular que no puede degradarse o que lo hace muy lentamente da lugar un residuo orgánico inerte denominado Debris (X_{HI}).

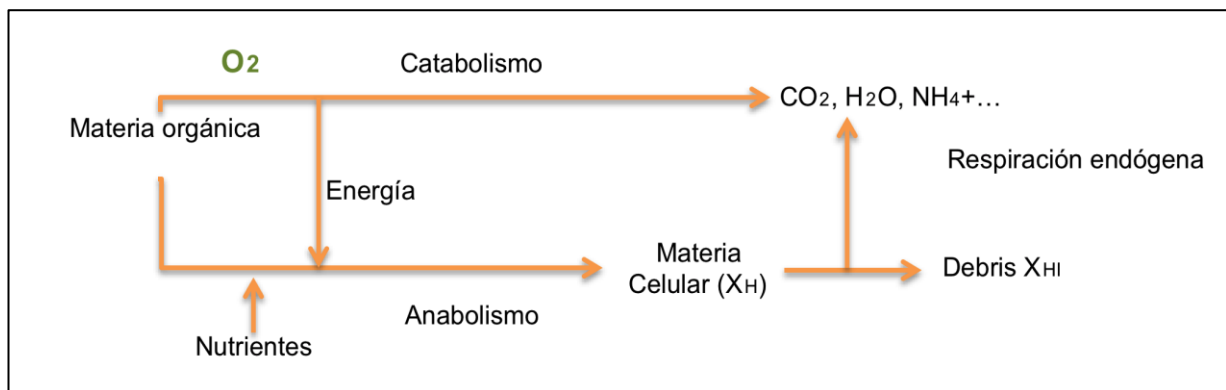


Figura 2. Transformaciones biológicas por vía aerobia. Fuente: Ferrer y Seco (2003).

Los compuestos orgánicos suspendidos deben ser solubilizados antes de ser consumidos y los de elevado peso molecular han de ser reducidos a compuestos

más pequeños a fin de ser posible su paso a través de la membrana celular. En otras palabras, es necesario convertir la materia orgánica lentamente biodegradable en fácilmente biodegradable.

Los procesos aerobios son los más usados para la degradación de la materia orgánica. Se trata de procesos donde el aporte de oxígeno se realiza por medios mecánicos, lo cual hace que sean costosos.

1.1.1 Eliminación de nitrógeno

Como se mencionó anteriormente el principal objeto de la fase aerobia es la degradación de la materia orgánica pero también es importante eliminar los compuestos inorgánicos que pueden ejercer una demanda de oxígeno en el medio receptor. El amoníaco es uno de ellos porque su presencia genera la disminución de oxígeno disuelto por el proceso biológico de nitrificación.

Para la eliminación biológica de nitrógeno es necesaria la combinación de los procesos de desnitrificación y nitrificación. Esta combinación presenta una elevada eficacia de eliminación, una alta estabilidad y fiabilidad, un fácil control del proceso, unas bajas necesidades de espacio y un coste no muy elevado. Ferrer y Seco. (2003).

1.1.1.1 Proceso de nitrificación

El proceso de nitrificación consiste en la oxidación del nitrógeno amoniacal a nitrato (Ver Figura 3) y tendrá lugar siempre y cuando se mantengan las condiciones de temperatura, oxígeno disuelto, tiempo de retención celular, pH, etc. adecuadas para el crecimiento de las bacterias nitrificantes.

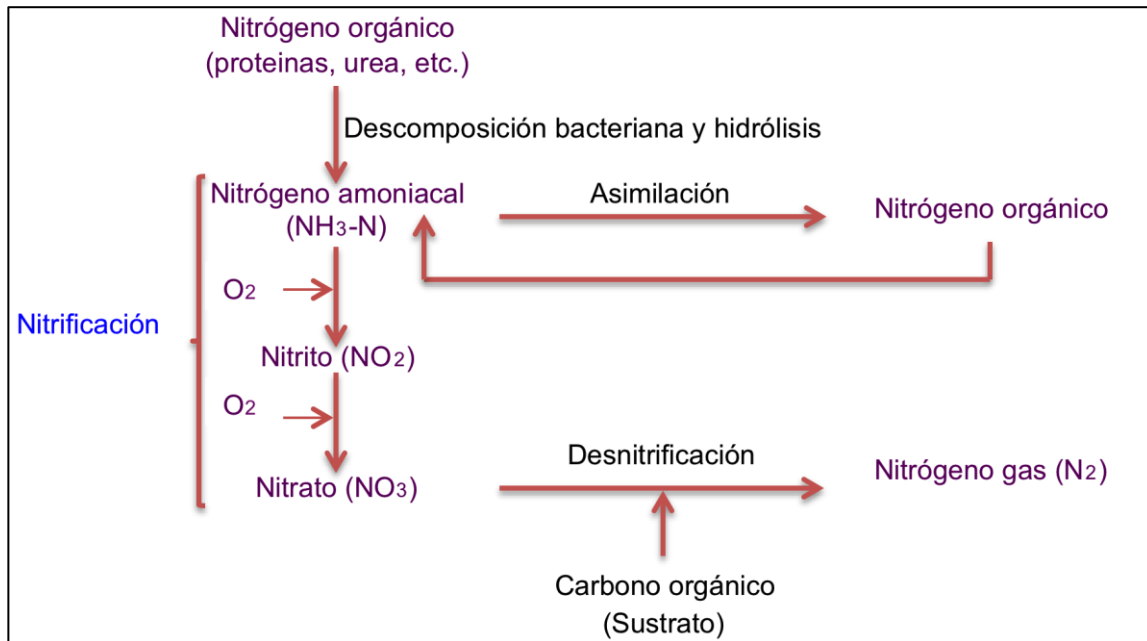


Figura 3. Transformación del nitrógeno. Fuente: Ferrer y Seco (2003).

Las bacterias encargadas de este proceso son autótrofas (X_{AUT}) y por tanto, utilizan como fuente de carbono el dióxido de carbono, su dador de electrones es el amonio (NH_4^+) y el nitrito (NO_2^-) y en su crecimiento usan el amonio y fosfato como nutrientes.

Las bacterias autótrofas amoniooxidantes (X_{AMM}) son las que oxidan el amonio a nitrito (Ver Figura 4).

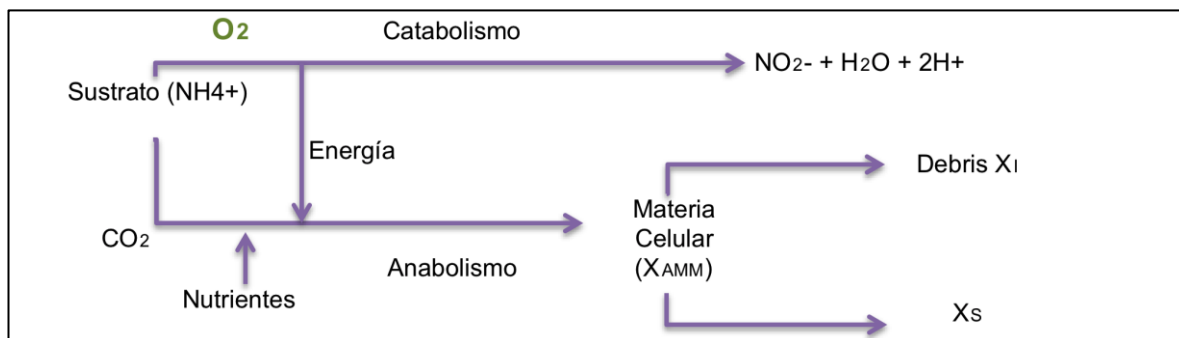


Figura 4. Metabolismo de las bacterias amoniooxidantes.

Las bacterias nitritooxidantes (X_{NIT}) son las encargadas de oxidar el nitrito a nitrato (Ver Figura 5).

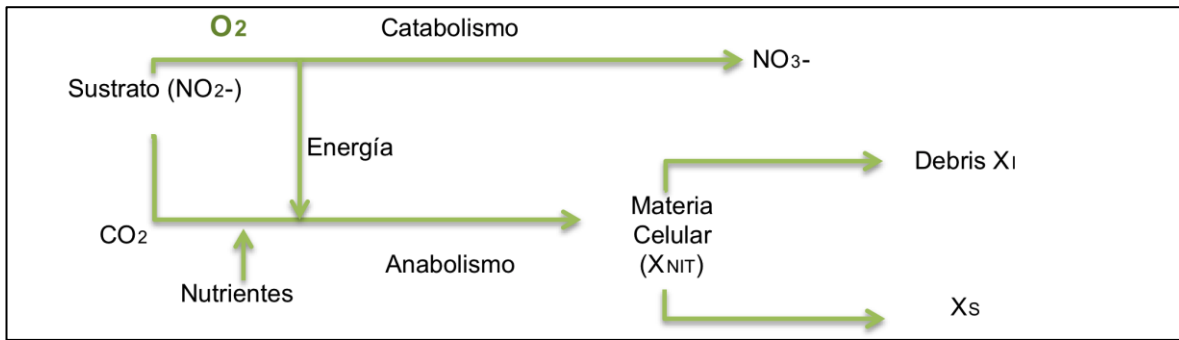


Figura 5. Metabolismo de las bacterias nitratooxidantes.

Es importante la eliminación del nitrógeno ya que el vertido de agua residual que contenga alto contenido de nitrógeno amoniacal a un cuerpo superficial de agua produce una demanda de oxígeno.

1.1.1.2 Proceso de desnitrificación

En ausencia del oxígeno las bacterias heterótrofas (X_H) pueden crecer en presencia de nitrato y/o nitrito como aceptor final de electrones. La reducción de nitratos a nitrógeno gas supone una pérdida de nitrógeno del sistema, por lo que a este proceso se le conoce como desnitrificación. Ferrer y Seco, (2003).

El nitrato es convertido en nitrógeno gas (N_2) mediante la oxidación de la materia orgánica por parte de las bacterias heterótrofas (X_H) y escapa a la atmosfera. En este proceso se generan otros productos finales tal y como se observa en la Figura 6.

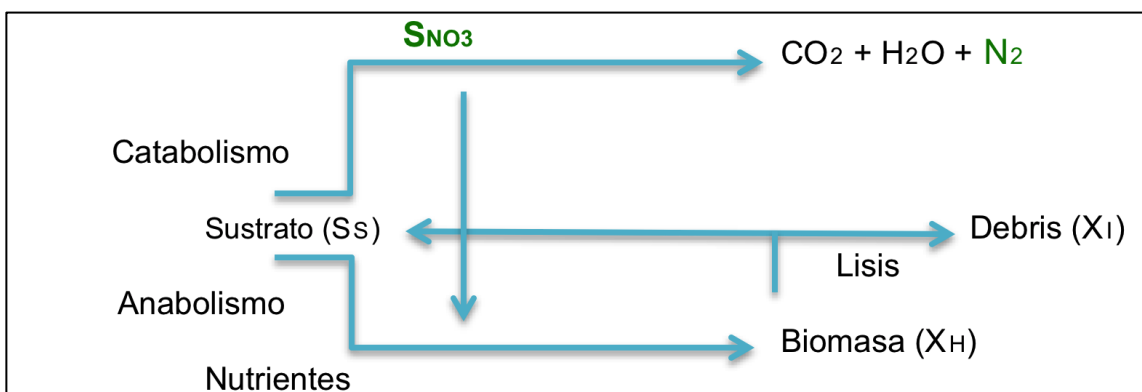


Figura 6. Transformaciones biológicas por vía anóxica.

El sustrato que utilizan las bacterias será el que contenga el agua residual urbana, una vez ya transformada de materia lentamente biodegradable (X_S) a materia fácilmente biodegradable (S_A , S_{PRO} y/o S_F). Los microorganismos utilizan nutrientes en forma de amonio y fosfato para el crecimiento.

Normalmente el proceso de desnitrificación se lleva a cabo para la eliminación de nitrógeno pero en los sistemas en los que se lleva a cabo el proceso de nitrificación, el incluir la etapa de desnitrificación permite un ahorro de energía.

Durante la nitrificación se produce un consumo de alcalinidad, mientras que la desnitrificación produce un aumento de ésta, por lo cual la desnitrificación evita la disminución del pH, además del beneficio de usar el nitrato como aceptor de electrones en vez del oxígeno, lo que supone una reducción de la flotación de fangos en el decantador secundario y del consumo energético del sistema de aireación. Ferrer y Seco. (2003).

1.1.1.3 Esquemas de tratamiento para la eliminación de nitrógeno

Para la eliminación de nitrógeno se estudiará el esquema típico de predesnitrificación, el cual consiste en dos reactores en serie (anóxico y aerobio) como se observa en la Figura 7.

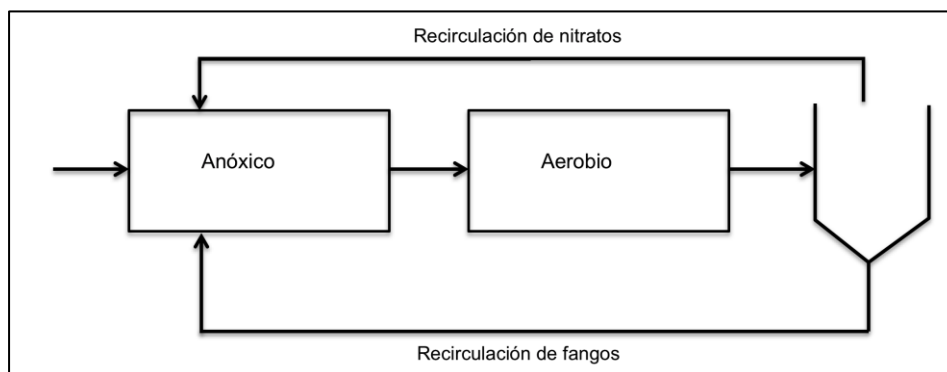


Figura 7. Esquema de tratamiento para la eliminación de materia orgánica y nitrógeno. Ferrer y Seco (2003).

La eliminación conjunta de nitrógeno y materia orgánica se realiza normalmente en dos fases, el primer tanque anóxico recibe un caudal de recirculación de fangos y un caudal de recirculación interna procedente del segundo tanque, en el cual todo el nitrógeno se encuentra en forma de nitratos. En el reactor anóxico se produce la degradación de materia orgánica, utilizando los nitratos como aceptor de electrones que se reducen a nitrógeno gaseoso. En el tanque aerobio se produce la degradación de materia orgánica y oxidación del amonio a nitrato.

Por lo tanto, en el esquema clásico de predesnitrificación la eliminación de nitrógeno depende en gran parte del caudal de recirculación interna de nitratos. Con el fin de eliminar este coste asociado al caudal de bombeo también se analizará el proceso de nitrificación-desnitrificación simultánea.

El proceso de nitrificación y desnitrificación simultánea consiste en la eliminación de amonio y nitrato al mismo tiempo en un único reactor. El mecanismo se basa en los gradientes de concentración de oxígeno disuelto dentro de los flóculos del proceso de fangos activados o dentro de las biopelículas debido a la dificultad para su difusión a través del flóculo. A causa del gradiente de oxígeno disuelto en el flóculo se consigue nitrificación en el exterior del floculo y desnitrificación en el interior de este. En la Figura 8 se encuentra representada la configuración del reactor.

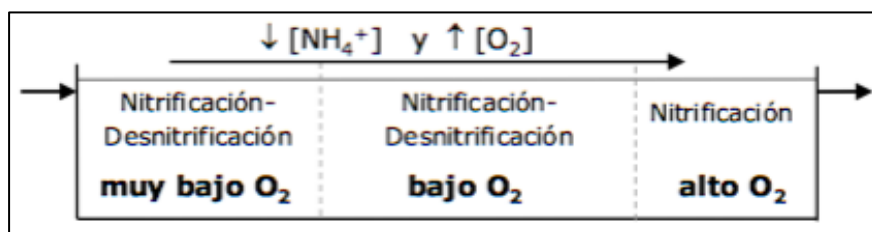


Figura 8. Configuración del reactor para la nitrificación y desnitrificación simultánea.

1.1.2 Eliminación de fósforo

La eliminación del fósforo puede realizarse de dos formas: mediante vía biológica y por precipitación química. A continuación se describen ambas opciones.

1.1.2.1 Eliminación del fósforo por vía biológica

Para la eliminación biológica del fósforo se ha observado que bajo la alternancia de condiciones anaerobias y aerobias las bacterias acumuladoras de polifosfato (X_{PAO}) son capaces de almacenar fósforo intracelularmente en forma de polifosfato (X_{PP}), dando así una eliminación neta del fósforo. Para ello debe haber presencia de ácidos grasos volátiles en condiciones anaerobias.

Los ácidos grasos de cadena corta (fundamentalmente ácido acético) son tomados por las bacterias PAO y almacenados como poli-hidroxi-butirato (PHB) y otros poli-hidroxi-alcanoatos (PHA). Dado que las bacterias acumuladoras no pueden ganar energía bajo condiciones anaerobias, la energía necesaria para el almacenamiento de los ácidos grasos, es obtenida de la descomposición de los polifosfatos. Durante este proceso se produce la descarga de fosfatos al medio (Ver Figura 9). Ferrer y Seco. (2003).

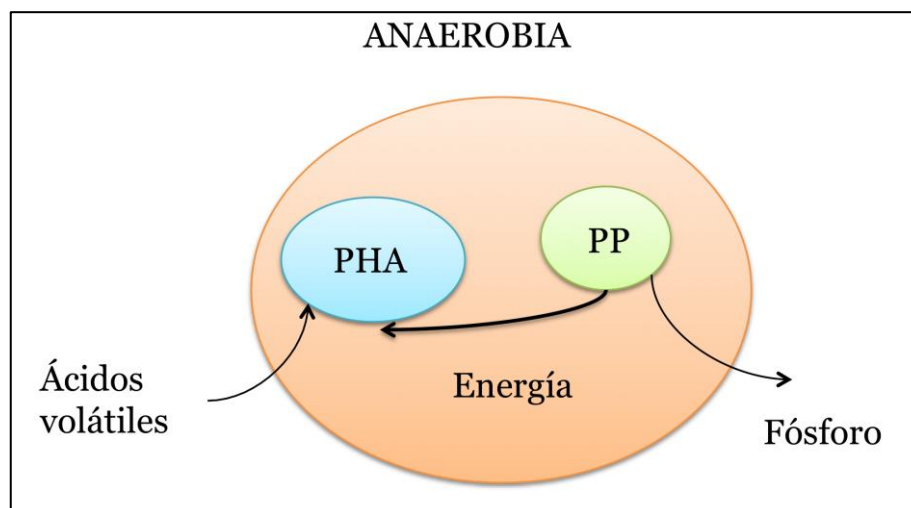


Figura 9. Metabolismo de las bacterias PAO en condiciones anaerobias.

Bajo condiciones aerobias o anóxicas, las bacterias acumuladoras pueden utilizar el sustrato almacenado (PHA) dando lugar a un crecimiento de estas bacterias. Así mismo, utilizan parte de este sustrato almacenado para acumular fósforo

intracelularmente en forma de polifosfatos, asegurando las reservas de energía necesarias para la etapa anaerobia (Ver Figura 10). Este proceso permite un incremento en la eliminación neta del fósforo (del orden de 3 a 4 veces) mayor que el producido por la sola síntesis celular de las bacterias heterótrofas no acumuladoras de polifosfatos. Ferrer y Seco. (2003).

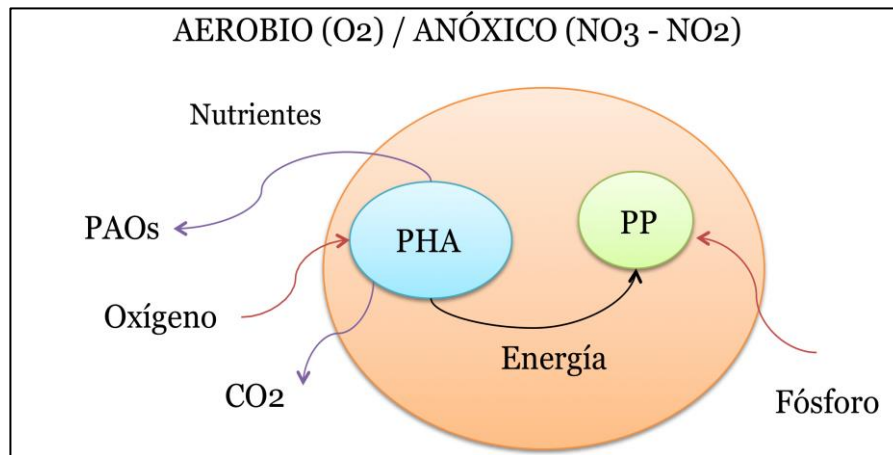


Figura 10. Metabolismo de las bacterias PAOs en condiciones aerobias.

1.1.2.2 Eliminación del fósforo por precipitación química

La eliminación de fósforo se realiza a través de la precipitación química de fósforo mediante la adición de sales de aluminio, calcio o hierro. Las sales más utilizadas son el aluminato de sodio ($\text{Na}_2\text{OAl}_2\text{O}_3$), la cal ($\text{Ca}(\text{OH})_2$), el cloruro férrico (FeCl_3), el sulfato férrico ($(\text{SO}_4)_3\text{Fe}_2$), el cloruro ferroso (FeCl_2), el sulfato ferroso (FeSO_4) y el sulfato de aluminio ($(\text{SO}_4)_3\text{Al}_2$) y coagulantes de origen orgánico o polímeros para la eliminación de fósforo.

Adicionalmente, los reactivos utilizados para la precipitación actúan como coagulantes y se aprovecha su adición para mejorar el grado de eliminación de sólidos en suspensión y la DBO en el decantador primario. Metcalf & Eddy (1995).

Se deben tener en cuenta algunos posibles inconvenientes debido al uso de sales metálicas:

- ❖ Aumento de la producción de fangos: Con el aluminio del 20 al 30%, con el hierro aproximadamente un 45% y con cal dos o tres veces más que con hierro y aluminio.
- ❖ Incremento en los costes de bombeo y deshidratación del fango: Debido al uso de la cal, el pH favorece la formación de hidróxido de magnesio y dificulta la deshidratación. Al igual que las sales producidas por Al y Fe dificultan la deshidratación.

La adición de los reactivos puede realizarse en tres distintos puntos de la planta de tratamiento, antes del decantador primario, en el reactor biológico y antes del decantador secundario.

1.1.3 Tratamientos anaerobios de cultivo en suspensión

Un proceso biológico se define como anaerobio cuando no está presente ni oxígeno ni nitrato. Este tipo de procesos es llevado a cabo por un amplio grupo de microorganismos que actúan de forma simbiótica. Los principales microorganismos implicados son bacterias y arqueas. Ferrer y Seco. (2003).

Si las condiciones de TRC, pH y temperatura son las adecuadas en el reactor anaerobio, los procesos que se pueden llevar a cabo son los siguientes:

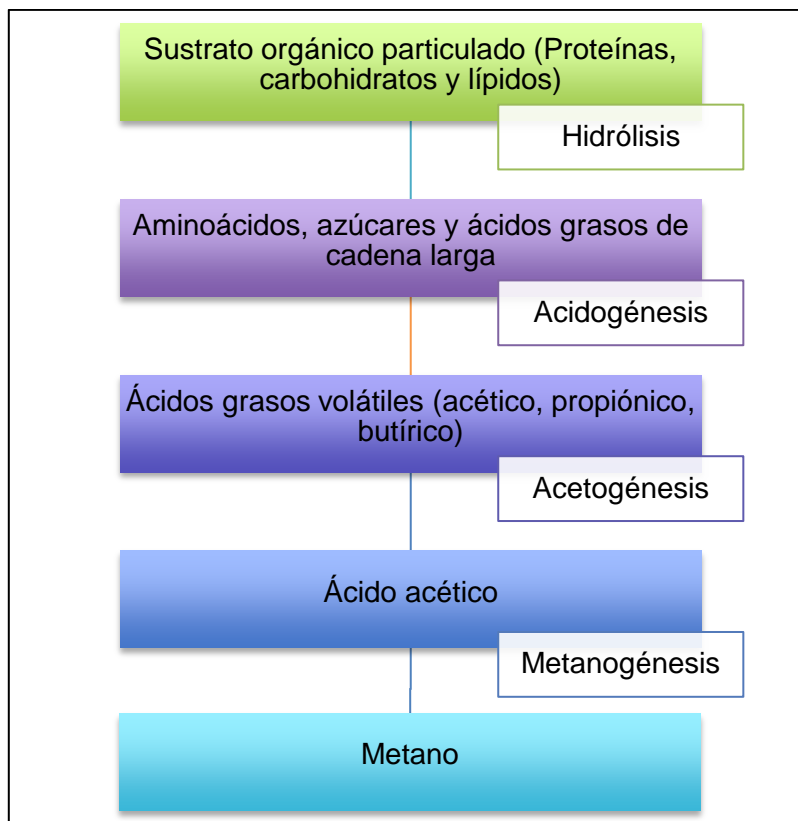


Figura 11. Esquema simplificado de las transformaciones que tienen lugar en un proceso anaerobio.

Fuente: Brinch et al., 1994

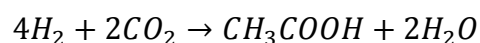
En la hidrólisis se produce la transformación de moléculas de gran tamaño a moléculas pequeñas, mediante la acción de enzimas extracelulares producidas por los microorganismos, esta fase la realizan las bacterias acidogénicas (X_{ACID}). Este proceso es bastante lento en comparación con los de crecimiento biológico.

Durante la etapa de acidogénesis, los productos de la hidrólisis se difunden dentro de las células bacterianas a través de la membrana celular y posteriormente es fermentada u oxidada anaeróbicamente. La acidogénesis es una reacción muy común y es realizada por un grupo grande de microorganismos hidrolíticos y no hidrolíticos. Los productos de la fermentación consisten en una variedad pequeña de compuestos orgánicos, principalmente VFA_s (acetato) y ácidos orgánicos superiores (ej.: propionato), H_2 , CO_2 y etanol. Henze, et al (2008).

En la etapa de acetogénesis se distinguen dos tipos de procesos, la oxidación anaerobia y la homoacetogénesis.

La oxidación anaerobia es el proceso por medio del cual se degradan los ácidos grasos volátiles (AGV), tanto de cadena larga como de cadena corta, para formar ácido acético e hidrógeno. El hidrógeno se produce por reducción de los iones hidrógeno (H^+) que actúan como aceptores de electrones, de ahí el nombre de esta reacción. La producción de hidrógeno mediante esta vía es muy importante para el correcto funcionamiento del proceso global por dos motivos: el hidrógeno es uno de los precursores a partir de los cuales se forma metano y el consumo de hidrógeno permite que el otro precursor del metano, el acético, sea el producto mayoritario de la etapa de acidogénesis. Debido a su termodinámica, las reacciones de oxidación anaerobia de ácidos grasos están inhibidas por altas presiones de hidrógeno.

La transformación de hidrógeno en acético recibe el nombre de homoacetogénesis, siendo la principal característica de las bacterias que lo llevan a cabo su habilidad para reducir el dióxido de carbono con hidrógeno molecular, obteniendo acético como producto final (Schink, 1995). La importancia de esta reacción en el proceso global es mínima porque las bacterias homoacetogénicas necesitan para su desarrollo una concentración de hidrógeno bastante superior a las bacterias sulfatorreductoras y a las arqueas metanogénicas. En consecuencia, se consideran especies no dominantes y no son tenidas en cuenta en la mayoría de los modelos propuestos para representar los procesos anaerobios (Costello et al., 1991; Siegrist et al., 1993; Münch et al., 1999; Batstone et al., 2002; Siegrist et al., 2002).



La etapa de metanogénesis es la formación, por acción de las arqueas metanogénicas (X_{MET}), de metano a partir de acético o de hidrógeno. Entre las arqueas metanogénicas se encuentran las metanogénicas acetoclásticas (X_{MAC}) que son las que transforman el acético en metano (S_{CH_4}) obteniendo también como producto dióxido de carbono y el otro tipo de arquea son las metanogénicas

hidrogenotróficas (X_{MH_2}) las cuales transforman el hidrogeno en metano, para que este proceso suceda es necesaria la presencia de dióxido de carbono.

Cabe resaltar que los microorganismos que realizan estos procesos eliminarán fosfato y amonio como nutrientes requeridos en la síntesis de los microorganismos. La eliminación es inferior a los procesos aerobios, debido a que el rendimiento de estas bacterias es más bajo y crecen menos.

En comparación con los procesos aerobios se obtienen las siguientes ventajas y desventajas con respecto a su uso:

❖ Ventajas de los procesos anaerobios frente a los procesos aerobios:

- Reducción en la producción del fango en un 90%.
- Reducción en el consumo de energía.
- Producción de energía.
- Reducción en las necesidades de espacio.
- Capacidad para tratar altas cargas de DQO por lo que hay reducción en el volumen.

❖ Desventajas de los procesos anaerobios frente a los procesos aerobios:

- Posible generación de malos olores.
- Puede ser necesario un tratamiento posterior.
- Baja eliminación de fósforo, nitrógeno y patógenos.
- Inhibición de algunos microorganismos anaerobios por una gran cantidad de compuestos.
- La puesta en marcha del proceso puede ser lenta.
- Baja sedimentabilidad de los fangos, lo que limita el uso de decantadores

1.1.4 Biorreactores de membranas

Un biorreactor de membrana (MBR) se describe como la combinación de dos procesos, degradación biológica y separación, donde los sólidos en suspensión y los microorganismos responsables de la degradación son separados del agua tratada mediante la unidad de filtración por membrana. Toda la biomasa queda confinada dentro del sistema, proporcionando un control perfecto del tiempo de permanencia de los microorganismos en el reactor y la desinfección del efluente. Ferrer y Seco. (2003).

Los parámetros de control en un proceso de separación física por membrana más importantes son la presión transmembrana requerida para realizar la separación y el flujo de permeado o flujo transmembrana que proporciona cada presión transmembrana. Sus valores vendrán condicionados a su vez por diversos factores operacionales, tales como: la concentración de sólidos totales del licor mezcla; las relaciones de tiempos, frecuencias de aplicación y condiciones de flujo establecidos para las diferentes etapas de funcionamiento de las membranas (filtración, relajación, contralavado) la frecuencia de etapas de limpieza aplicadas sobre las membranas; o el caudal de gas insuflado al tanque de membranas (generalmente medido como demanda específica de gas por área de membrana) para minimizar el ensuciamiento sobre la superficie. Benítez, A. (2012).

La presión transmembrana se define como el gradiente de presión existente entre la superficie externa e interna de la membrana. Se trata de la fuerza impulsora que permite obtener el flujo de permeado a través de la membrana. Su cálculo depende del tipo de mecanismo de filtración aplicado, existiendo dos tipos básicos: la filtración terminal o directa y la filtración tangencial.

En la filtración directa todo el flujo de alimentación atraviesa la membrana quedando las partículas retenidas sobre su superficie. En el flujo tangencial parte del flujo de alimentación atraviesa la membrana y el resto fluye tangencialmente a su superficie arrastrando las partículas.

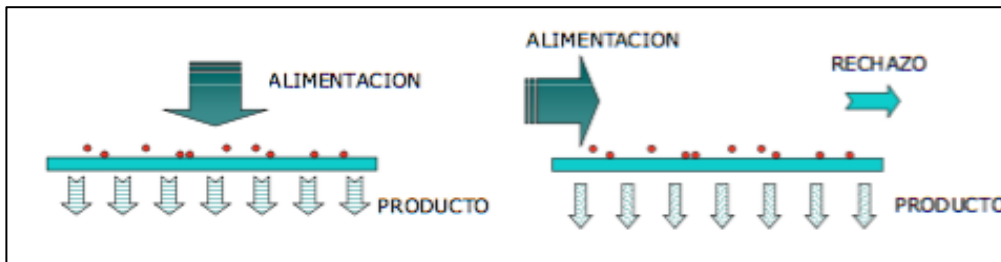


Figura 12. Filtración directa y transversal.

1.1.4.1 Materiales y tipos de membrana

Los materiales utilizados en la fabricación de las membranas pueden ser de naturaleza orgánica, inorgánica o mixta (inorgánica-orgánica). La elección y la síntesis del material de la membrana se hace en función de su aplicación futura. Por ejemplo, la micro o ultrafiltración necesitan de materiales porosos mientras que los materiales densos se adaptan a las membranas de ósmosis inversa ó de separación de gases. En cuanto a las condiciones de operación, las membranas inorgánicas se prefieren sobre las orgánicas en los procesos que ocurren a altas temperaturas, en presencia de solventes orgánicos ó cuando se requieren condiciones de limpieza muy drásticas. Guizard, C. (1999).

La membrana puede tener distintas configuraciones: arrollamiento en espiral, tubular, de placas planas o de fibra hueca (Ver Figura 13).

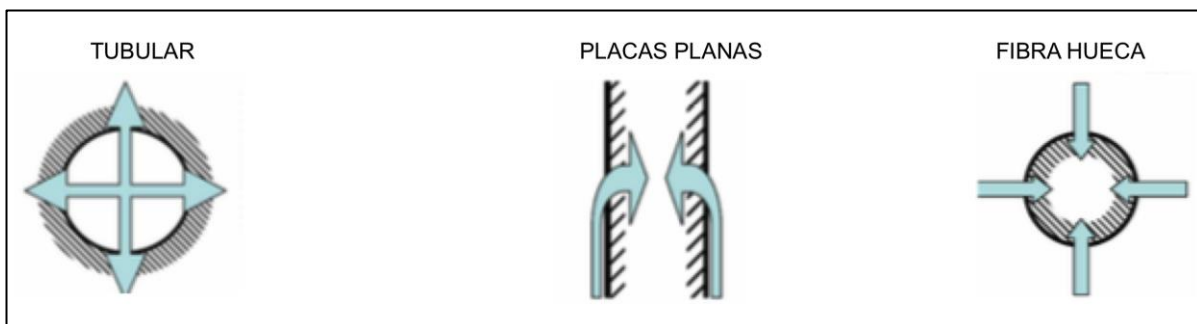


Figura 13. Configuración de las membranas.

Módulos tubulares

Sirven para ensamblar membranas en forma de filamentos o tubos perforados. El agua a presión circula por el interior de los tubos que contienen la membrana. Presentan un ensamblado sencillo, con carcasas de PVC o acero inoxidable. Su principal inconveniente es que presentan una baja relación superficie/volumen.

Módulos de arrollamiento en espiral

Se trata de dos capas de membrana separadas por un tejido poroso con los extremos cerrados por tres de sus lados y enrollado en el extremo abierto alrededor de un tubo central y se coloca en un recipiente que soporta la presión a la que se somete el agua a tratar.

Es una de las configuraciones más económicas en lo que a consumo energético se refiere y alcanza altas relaciones superficie/volumen. Se pueden producir obstrucciones debido a la pequeña sección de paso entre las membranas por lo cual no es adecuada para agua con elevada turbidez.

Módulos de fibra hueca

En esta configuración, las membranas se disponen en forma de haces o paquetes constituidos por un número variable de fibras, que oscila entre algunas decenas o varios millares, dependiendo de su diámetro y del tamaño del cartucho que las contiene. Los cartuchos se sellan por sus extremos donde se enlazan las fibras. Son de fácil accesibilidad, tanto para la sustitución como para la limpieza. Presenta una alta relación superficie/volumen .

Módulos de placa plana

Consisten en una serie de membranas dispuestas en capas horizontales y separadas por unos espaciadores permeables que actúan como canales que dirigen el flujo. La relación superficie/volumen depende de la eficacia del material que actúa como espaciador. El conjunto de placas y marcos que constituye el módulo puede disponerse en serie o en paralelo, lo cual permite diseños con superficies de filtrado elevadas. Tienen la ventaja de ser compactos y presentar la mayor la relación

superficie/volumen. Son de fácil accesibilidad tanto para la sustitución como para la limpieza de cualquier membrana.

1.1.4.2 Ensuciamiento de la membrana

El ensuciamiento o *fouling* es un problema general asociado a todos los procesos de separación con membranas. Se debe al ensuciamiento de la membrana por la formación de costras de precipitados o por la deposición de partículas. Este fenómeno tiene como consecuencia una reducción en la producción de permeado, lo cual supone una disminución del flujo a través de la membrana o un aumento de la presión transmembrana necesaria para mantener un determinado flujo. En ambos casos, disminuye el rendimiento del proceso al incrementarse los costes de operación asociados, por ejemplo, al bombeo.

En función de su origen, el ensuciamiento puede dividirse en:

Reversible: se trata del ensuciamiento que se produce durante una etapa de filtración y que puede ser eliminado en una etapa posterior de limpieza mecánica.

Irreversible: es el ensuciamiento que no puede eliminarse mediante limpieza mecánica. La manera de eliminarlo es interrumpir la operación y someter a la membrana a un lavado químico.

Permanente o irrecuperable: el ensuciamiento es permanente cuando la membrana no recupera sus condiciones ni siquiera al ser sometida a un lavado químico.

La viabilidad de los procesos de membrana vendrán determinados principalmente por el control del ensuciamiento. Son varias las estrategias seguidas para minimizar su incidencia, así como para optimizar la filtración minimizando los costes de inversión y operación.

Una de las estrategias de control que persigue minimizar el ensuciamiento consiste en operar sobre el caudal de gas recirculado a los tanques de membranas, ya que la turbulencia ejercida por este disminuye el depósito de sólidos sobre la superficie de la membrana durante la etapa de filtración. Además, esta turbulencia ayuda a que la

torta generada sea desprendida en las etapas de relajación. Otra estrategia de control consiste en operar la planta de manera que la concentración de sólidos totales en el tanque de membrana no sea excesivamente elevada, puesto que de este modo el ensuciamiento producido es menor. Benítez, A. (2012).

1.1.4.3 Funcionamiento de la membrana

Para minimizar el ensuciamiento de la membrana es necesario establecer correctamente las etapas de funcionamiento que se describen a continuación:

- ❖ **Filtración:** Durante esta etapa se aplica presión negativa sobre el lado interior de las fibras de la membrana, la presión genera una fuerza impulsora que provoca el flujo de permeado a través de la membrana.
- ❖ **Relajación:** Es una etapa estática en la que no hay flujo transmembrana.
- ❖ **Contralavado:** Esta etapa consiste en invertir el flujo de la etapa de filtración y la función es la eliminación del ensuciamiento reversible de la membrana que no puede llevarse a cabo en la etapa de relajación.

1.1.4.4 Disposición de las membranas

Los reactores biológicos de membranas se pueden clasificar en función de la disposición de las membranas en MBR de flujo tangencial y MBR sumergidos. Los MBR de flujo tangencial consisten en reactores conectados con un sistema externo de membranas de flujo tangencial (Figura 14a). La separación por flujo tangencial va asociada a elevadas velocidades de flujo a través de las membranas, cuyo objetivo es reducir la acumulación de sólidos sobre la superficie de la membrana. Estas velocidades de flujo se consiguen con elevados caudales de circulación sobre la superficie de las membranas, lo cual conlleva un gran consumo energético.

Los MBR sumergidos (Figura 14b y c) consisten en tanques donde las membranas se encuentran inmersas en el licor mezcla y donde la cabeza hidrostática del líquido y/o una bomba, proveen la fuerza impulsora necesaria para hacer pasar el permeado a través de la membrana. Esta disposición de MBR opera a presiones

transmembrana (PTM) muy inferiores a las establecidas para los sistemas de flujo tangencial, minimizando así los consumos energéticos derivados del proceso de filtración. Los MBR sumergidos se pueden encontrar en dos configuraciones, en el interior del propio reactor (Figura 14b) o en una unidad independiente (Figura 14c). Durán, F., (2014)

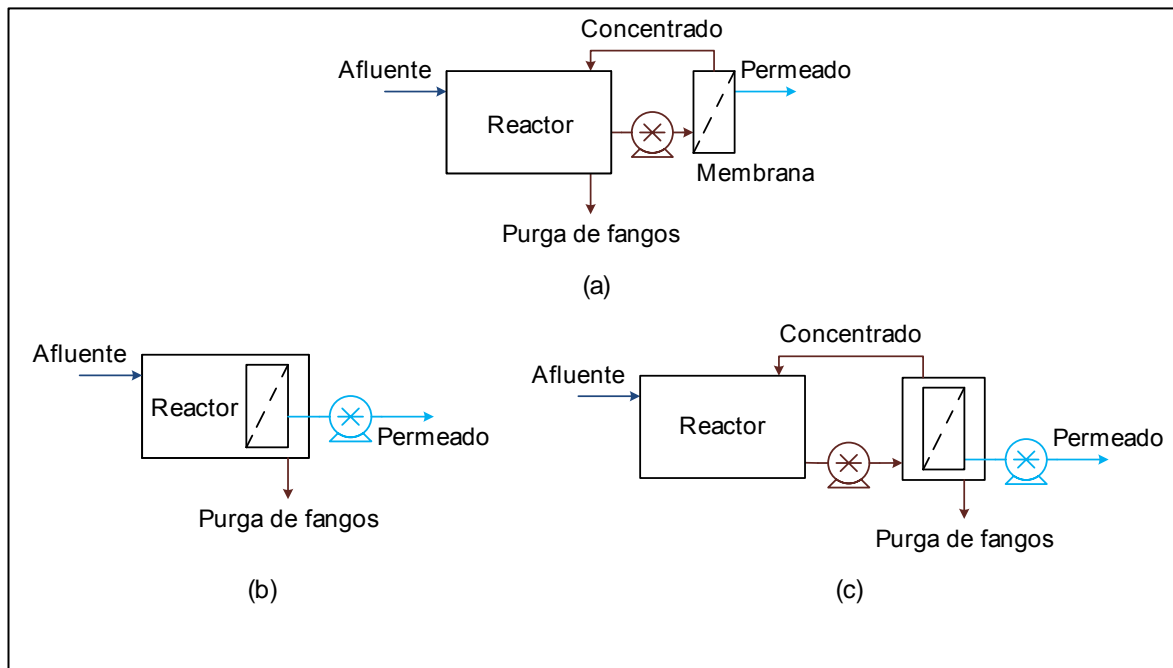


Figura 14. Esquemas de reactores biológicos de membrana. MBR de flujo tangencial (a), MBR sumergido (b) y MBR sumergido en tanque externo (c).

Al igual que en los sistemas convencionales de tratamiento biológico de aguas residuales, los MBR pueden ser aerobios o anaerobios. La tecnología de un biorreactor anaerobio de membrana reúne los beneficios que proporciona la tecnología MBR con los beneficios de un sistema de tratamiento anaerobio. Al permanecer la biomasa durante más tiempo dentro del sistema e impedir las membranas su salida con el efluente, los problemas derivados del bajo rendimiento en el crecimiento de las bacterias anaerobias a temperatura ambiente quedan solucionados.

Sin embargo, trabajar con elevados TRC supone, para un mismo volumen de reactor, alcanzar concentraciones elevadas de sólidos en el licor mezcla, siendo esta

una de las principales restricciones en la operación de cualquier tecnología basada en la separación por membranas. Cuanto mayor sea la concentración de sólidos totales en el licor mezcla, menor será la permeabilidad de la membrana, factor que se traduce de forma directa en una disminución de la capacidad de tratamiento y por tanto de la eficiencia del proceso, así como en un aumento de los costes de operación y mantenimiento (Chang *et al.*, 2002). Por ello, con el objetivo de minimizar el ensuciamiento de las membranas, y así ampliar la vida útil de las mismas, es de vital importancia optimizar las variables de operación que afectan al proceso de filtración.

1.1.5 Tratamiento de fangos

Los fangos contienen todas las sustancias que han sido separadas en las diferentes etapas de la depuración de aguas. Es necesario que los fangos sean sometidos a una serie de procesos para facilitar la gestión de los mismos y minimizar el riesgo medioambiental y en la salud pública. Con estos procesos se intentará conseguir principalmente (Tratamiento de fangos, Miliarium):

- ❖ Concentrar los lodos para reducir su volumen.
- ❖ Estabilizarlos para evitar su putrescibilidad y por tanto evitar los malos olores.
- ❖ Deshidratarlos para conseguir una textura que los haga más fácilmente manejables y transportables.

1.1.5.1 Digestión aerobia

El objetivo básico de la digestión de fangos es producir un producto estable que pueda ser llevado a un vertedero o que se le pueda dar algún uso, como fertilizante, y reducir la masa y el volumen a verter.

La digestión aerobia es comúnmente usada en plantas de tamaño pequeño o mediano, es decir, con un caudal menor a 19000 m³/d. Se contempla como una extensión del proceso de fangos activados y consiste en la degradación de la

materia orgánica suspendida biodegradable presente en el fango junto con la degradación de las células en condiciones endógenas.

El proceso funciona con tiempos de retención altos y bajas cargas orgánicas, la mezcla de fangos primarios y secundarios implica un incremento en los requerimientos de oxígeno del proceso de digestión aerobia de hasta nueve veces el necesario para la digestión aerobia de fangos secundarios, ya que habrá oxidación directa de la materia orgánica contenida en el fango primario. Ferrer y Seco. (2003)

Para su diseño se debe obtener un tiempo de retención necesario para alcanzar una reducción dada del contenido en sólidos suspendidos volátiles (SSV) presentes. Para un agua residual urbana típica la eliminación es lineal hasta 30 y 40% en un tiempo de retención celular de 10 a 12 días, a partir de estos valores la tasa de incremento de eliminación disminuye considerablemente.

También en su diseño como hipótesis se considera que el crecimiento de la biomasa autótrofa es despreciable, además se supone que durante la digestión se produce la nitrificación completa. Los criterios más importantes que se deben cumplir en esta etapa son:

- ❖ La eliminación de SSV debe ser mayor al 40%.
- ❖ El porcentaje de SSV a la salida debe ser menor al 60%.
- ❖ El porcentaje de sólidos suspendidos volátiles no biodegradables (SSVNB) a la salida debe ser mayor al 65%.

En cuanto a los requerimientos de oxígeno en el digestor se puede realizar una aproximación al considerar $2,3 \text{ kg O}_2 / \text{kg}$ de SSV eliminado, en base en la experiencia se ha comprobado que si se mantiene la concentración de oxígeno disuelto en el digestor en $1 - 2 \text{ mg/l}$ y el tiempo de retención es superior a 10 días, el fango puede deshidratarse sin dificultad.

Durante el proceso se produce la nitrificación, por lo cual, hay una disminución de la alcalinidad en el agua lo cual puede llevar a una disminución en el pH, así que en algunas ocasiones es necesaria la adición de cal u otros reactivos.

1.1.5.2 Deshidratación de fangos

El objetivo de la deshidratación del fango es la reducción de la humedad y del volumen del fango para que haya reducción en los costes de transporte del fango, permitir la incineración del fango aumentando su poder calorífico, lograr que el fango sea inodoro y no putrescible, reducir la producción de lixiviados y hacer el fango más fácilmente manejable.

La elección del sistema depende de las características del fango a tratar y del espacio disponible. Entre los distintos sistemas que se encuentran en el mercado están los siguientes:

- ❖ Filtros prensa
- ❖ Filtros banda
- ❖ Centrifugas
- ❖ Eras de secado

En la Tabla 1 se observa el consumo energético de cada método de deshidratación, siendo así las eras de secado las más económicas pero las que requieren de mayor espacio.

Tabla 1. Consumo energético de los distintos procesos de deshidratación de fangos.

Tipo de deshidratación	Consumo Energético (kW/tMS)
Filtros banda	5-20
Filtros prensa	15-40
Centrifugas	30-60
Filtros de vacío	50-150

1.2 Programa de simulación utilizado

Los procesos de eliminación de materia orgánica y nutrientes descritos anteriormente serán simulados en DESSAS (*Design and Simulation of Activated Sludge Systems*) el cual tiene implementado un algoritmo de modelación matemática que representa una ampliación del modelo de eliminación biológica de nutrientes No. 2 (*Biological Nutrient Removal Model*, No.2 ampliado, BNRM2 ampliado; Durán, 2013) desarrollado por el grupo de investigación CALAGUA.

DESSAS es un simulador de estaciones depuradoras de aguas residuales urbanas, que está diseñado y optimizado para la simulación de los principales procesos físicos, químicos y biológicos involucrados en una EDAR. En el diseño de DESSAS se ha hecho particular énfasis en la velocidad de cálculo, presentación gráfica y fácil manejo.

La filosofía con la que se ha desarrollado este modelo consiste en la utilización de un único modelo para representar los procesos físicos, químicos y biológicos más importantes que tienen lugar en las estaciones depuradoras. Por lo tanto, el modelo BNRM2 ampliado puede utilizarse para diseñar y simular todas las operaciones básicas de una EDAR, permitiendo tener en cuenta los efectos combinados de los diferentes procesos de tratamiento. De esta forma el funcionamiento global de la EDAR puede ser optimizado.

El modelo considera los procesos físicos, químicos y biológicos más importantes que tienen lugar en una EDAR. Los procesos físicos considerados son: procesos de sedimentación y clarificación (sedimentación floculada, zonal y compresión), elutriación de los ácidos grasos volátiles y procesos de transferencia de materia entre las fases líquida y gaseosa. Los procesos químicos considerados comprenden las principales reacciones ácido base, asumiendo condiciones de equilibrio químico local e instantáneo para estos procesos, los procesos de precipitación y redisolución y los procesos de ión común. Los procesos biológicos considerados son: eliminación biológica de materia orgánica, nitrógeno y fósforo, acidogénesis, acetogénesis, metanogénesis y sulfurogénesis.

El modelo BNRM2 ampliado puede ser utilizado para el diseño, la simulación y la optimización de estaciones depuradoras que incluyan decantadores primarios, sistemas de fangos activados para la eliminación de materia orgánica nitrógeno y fósforo (incluyendo los procesos de desnitrificación en los decantadores secundarios), reactores biológicos de membranas aerobios o anaerobios, espesadores de gravedad, digestores de fango (aerobios y anaerobios), sistemas de generación de ácidos grasos volátiles por fermentación/elutriación de fango primario (fermentación en el decantador primario, en el fermentador o en el espesador y elutriación en el decantador primario o espesador). El efecto de la recirculación a cabeza de planta del sobrenadante de la digestión aerobia o anaerobia puede ser tenido en cuenta simulando el proceso de deshidratación del fango mediante un simple balance de materia. Para conseguir un diseño realista y fiable de una estación depuradora es necesario tener en cuenta la carga de nitrógeno y fósforo recirculada a través del sobrenadante de la deshidratación.

2 JUSTIFICACIÓN Y OBJETIVO

El presente trabajo tiene como justificación la necesidad de implementar una planta de tratamiento de agua residual en el municipio de Tibú, esta necesidad va justificada en la importancia de mejorar el sistema de tratamiento actual debido a que no funciona de manera eficiente. El sistema de tratamiento de laguna de oxidación únicamente elimina el 30% de materia orgánica y no hay eliminación de nutrientes, afectando de manera significativa la calidad del vertido al medio receptor.

De acuerdo a la necesidad de mejorar el sistema de tratamiento del municipio de Tibú el objetivo de este proyecto es establecer la alternativa más adecuada para el diseño de una planta de tratamiento de agua residual con el fin de cumplir con los objetivos de calidad de agua y los requisitos de vertido establecidos en la normativa vigente.

Para llevar a cabo el objetivo anterior, se analizarán el caudal y las características de las aguas residuales del municipio así como el espacio para la ubicación de la EDAR, se plantearán una serie de alternativas de tratamiento y mediante el programa de simulación DESSAS se establecerán las condiciones óptimas de cada posible alternativa. Esto comprende el dimensionamiento de los elementos, y las principales variables de operación (TRC, caudales de recirculación interna y externa, concentración de oxígeno disuelto, adición de reactivos, entre otros.).

Una vez se obtengan los resultados de los diseños de las distintas alternativas se procederá a realizar un estudio comparativo teniendo en cuenta la viabilidad, funcionalidad y análisis de costes, el cual incluye operación y mantenimiento de la EDAR. Con el análisis de costes se procederá a seleccionar la alternativa más adecuada para el sistema.

3 NORMATIVA APLICABLE Y CRITERIOS DE VERTIDO

Para consolidar un proyecto de manejo y tratamiento de aguas residuales urbanas es primordial para su justificación, validación e implementación considerar la regulación y normativa existente. Todo proyecto debe estar acorde con las políticas y planes nacionales y regionales que lo sustenten y justifiquen. En Colombia existe el siguiente marco legal en cuanto a lo relacionado con la normativa ambiental:

- ❖ Decreto 1594 de 1984: vertidos de agua residual y usos del agua.
- ❖ Ley 99 de 1993: crea el sistema nacional ambiental y el ministerio del medio ambiente.
- ❖ Decreto 1753 de 1994: licencias ambientales.
- ❖ Decreto 901 de 1997: implementación de tasas retributivas por vertidos líquidos puntuales.
- ❖ Resolución 372 de 1998: reglamentación decreto de tasas retributivas, establece el monto de tasas mínimas.

El decreto 1594 de 1984 define las normas de vertido permisibles para la descarga de residuos líquidos a un cuerpo de agua o alcantarillado sanitario; igualmente establece los conceptos de cargas combinadas, sustancias de interés sanitario, planes de cumplimiento de los usuarios contaminadores, tasas retributivas y marcos sancionatorios, entre otros aspectos.

La nueva norma de vertidos reglamenta el artículo 28 del Decreto 3930 de 2010, actualiza el decreto 1594 de 1984 (vigente desde hace 30 años) respondiendo a la nueva realidad urbana, industrial y ambiental del país. Permitiendo el control de las sustancias contaminantes que llegan a los cuerpos de agua vertidas por 73 actividades productivas presentes en ocho sectores económicos del país.

En la Tabla 2 se exponen los valores límites máximos permisibles en los vertidos puntuales de agua residual urbana a cuerpos de aguas superficiales según lo establecido en la resolución 631 de 17 de Marzo de 2015.

Los compuestos de fósforo y nitrógeno no cuentan con un valor máximo permisible, las exigencias para el vertido a cuerpos superficiales son básicamente materia orgánica, sólidos y grasas y aceites.

Tabla 2. Límites de vertido de agua residual urbana en Colombia según la resolución 631 de 17 de Marzo de 2015. Fuente: Ministerio de ambiente y desarrollo sostenible. (2015).

PARÁMETRO	UNIDADES	AGUAS REDISUALES DOMÉSTICAS DE LAS SOLUCIONES INDIVIDUALES DE SANEAMIENTO DE VIVIENDAS UNIFAMILIARES O BIFAMILIARES	AGUAS REDISUALES DOMÉSTICAS DE LAS SOLUCIONES INDIVIDUALES DE LOS PRESTADORES DEL SERVICIO PÚBLICO DE ALCANTARILLADO A CUERPOS DE AGUAS SUPERFICIALES CON UNA CARGA MENOR O IGUAL A 625,00 Kg/día DBO5
pH	Unidades de pH	6,00 a 9,00	6,00 a 9,00
Demanda química de oxígeno (DQO)	mg/L O ₂	200,00	180,00
Demanda bioquímica de oxígeno (DBO)	mg/L O ₂		90,0
Sólidos suspendidos totales (SST)	mg/L	100,00	90,0
Sólidos sedimentables (SSED)	mL/L	5,00	5,0
Grasas y aceites	mg/L	20,00	20,0
Sustancias activas al azul de metileno (SAAM)	mg/L		Análisis y reporte
Hidrocarburos			
Hidrocarburos totales (HTP)	mg/L		Análisis y reporte
Compuestos de fósforo			
Ortofosfatos (PO ₄ ³⁻)	mg/L		Análisis y reporte
Fósforo total (P)	mg/L		Análisis y reporte
Compuestos de nitrógeno			
Nitratos (N-NO ₃ ⁻)	mg/L		Análisis y reporte
Nitritos (N-NO ₂ ⁻)	mg/L		Análisis y reporte
Nitrógeno amoniacal (N-NH ₃)	mg/L		Análisis y reporte

Debido a los problemas de eutrofización que generan los nutrientes y a un posible cambio en los valores máximos permisibles, este trabajo de fin de máster se basará en la normativa vigente de ámbito europeo y español de aguas residuales con el fin de incluir en el proceso la eliminación de nutrientes.

En Europa y España existen numerosas normas para el control de la contaminación de aguas, las más importantes son:

Legislación europea:

- ❖ Directiva Marco de Aguas (2000/60/CE) por la que se establece un marco comunitario de actuación en el ámbito de la política de aguas. Como objetivos se pretende unificar las actuaciones en materia de gestión de aguas, proteger las aguas tanto a nivel cuantitativo como cualitativo y homogeneizar los objetivos ambientales.
- ❖ DIRECTIVA 91/271/CE. Sobre el Tratamiento de las Aguas Residuales Urbanas. Real Decreto-Ley 11/1995, de 28 de diciembre, por el que se establecen las normas aplicables al tratamiento de las aguas residuales urbanas. El objetivo de esta norma es la ordenación de la recogida, tratamiento y vertido de las aguas residuales urbanas e industriales y dispone para su aplicación que los estados miembros adopten un respectivo programa.

Legislación estatal:

- ❖ Real decreto Ley 11/1995, de 28 de diciembre, del cual se establecen las normas aplicables al tratamiento de las aguas residuales urbanas. Mediante este Real Decreto Ley, se transpone la *Directiva 91/271/CEE* a ordenamiento interno y se dispone que por aplicación de sus disposiciones las comunidades autónomas elaborarán un plan o programa. También incluye la tabla de grados de tratamiento y prioridades cronológicas.
- ❖ Real decreto 509/1996, de 15 de marzo, del cual se establecen las normas aplicables al tratamiento de las aguas residuales urbanas. Mediante este real decreto se completa la incorporación de la *Directiva 91/271/CEE*. Fija los requisitos técnicos que tienen que cumplir los sistemas colectores y las instalaciones de tratamiento de las aguas residuales; los requisitos de los vertidos procedentes de las instalaciones secundarias o de aquellos que se tengan que realizar en zonas sensibles y regula el tratamiento previo de vertidos de aguas residuales industriales cuando se realicen a sistemas

colectores o a instalaciones de depuración de aguas residuales urbanas. Igualmente, determina los criterios que habrá que tener en cuenta en la declaración de zonas sensibles, zonas normales y zonas menos sensibles.

En resumen, la Directiva 91/271 establece dos obligaciones claramente diferenciadas: en primer lugar las “aglomeraciones urbanas” deberán disponer, según los casos, de sistemas de colectores para la recogida y conducción de las aguas residuales y, en segundo lugar, se prevén distintos tratamientos a los que deberán someterse dichas aguas antes de su vertido a las aguas continentales o marinas.

En la determinación de los tratamientos a que deberán someterse las aguas residuales antes de su vertido, se tiene en cuenta las características del emplazamiento donde se producen. De acuerdo con esto, los tratamientos serán más o menos rigurosos según se efectúen en zonas calificadas como “sensibles”, “menos sensibles” o “normales”. Haciendo referencia a zonas “sensibles” a aquellas que pueden llegar a transformarse en eutróficas si no se toman las medidas de protección necesarias.

Los vertidos que procedan de depuradoras de agua residual urbana con tratamiento secundario deberán cumplir los requisitos de la Tabla 3.

Tabla 3. Requisitos para los vertidos procedentes de instalaciones de depuración de aguas residuales urbanas mediante tratamiento secundario. Fuente: RD 509/1996.

Parámetros	Concentración	Porcentaje mínimo de reducción (a)
DBO ₅ (b) (a 20° C sin nitrificación)	25 mg/L O ₂	70 - 90%
DQO	125 mg/L O ₂	75%
Total sólidos en suspensión	35 mg/L O ₂	90%

(a) Reducción relacionada con la carga del caudal de entrada.

(b) Este parámetro puede sustituirse por carbono orgánico total (COT) o demanda total de oxígeno (DTO), si puede establecerse una correlación en la DBO₅ y el parámetro sustituto.

En los vertidos a zonas sensibles además de los requisitos implantados en la Tabla 3, se deberán cumplir los establecidos en la Tabla 4.

Tabla 4. Requisitos para los vertidos procedentes de instalaciones de depuración de aguas residuales urbanas mediante tratamiento más riguroso. Fuente: RD 2116/1998.

Parámetros	Concentración		Porcentaje mínimo de reducción (a)
	10.000 a 100.000 h-e	> 100.000 h-e	
Fósforo total	2 mg/L P	1 mg/L P	80%
Nitrógeno total (b)	15 mg/L N	10 mg/L N	70 - 80%

(a) Reducción relacionada con la carga del caudal de entrada.

(b) Nitrógeno total equivalente a la suma del nitrógeno Kjeldahl total (N orgánico y amoniacal) , nitrógeno en forma de nitrato (NO_3) y nitrógeno en forma de nitrito (NO_2).

Por lo tanto los requisitos para el vertido procedente de la depuradora de agua residual de Tibú deberán cumplir con lo indicado en la Tabla 3 y la Tabla 4.

4 DESCRIPCIÓN DE LA SITUACIÓN ACTUAL

4.1 LOCALIZACIÓN

Tibú es un municipio de Colombia en el departamento de Norte de Santander, situado al noreste del país, en la frontera con Venezuela y a orillas del río Tibú.

Geográficamente se encuentra ubicado en el valle del río Catatumbo (Ver Figura 15). Su extensión territorial es de 2.696 km², su altitud es de 75 metros sobre el nivel del mar y su temperatura media es de 32° C. Limita hacia el norte y oriente con Venezuela, hacia el sur con los municipios de Cúcuta y Sardinata, y hacia el occidente con los municipios de Teorama, El Tarra y San Calixto.

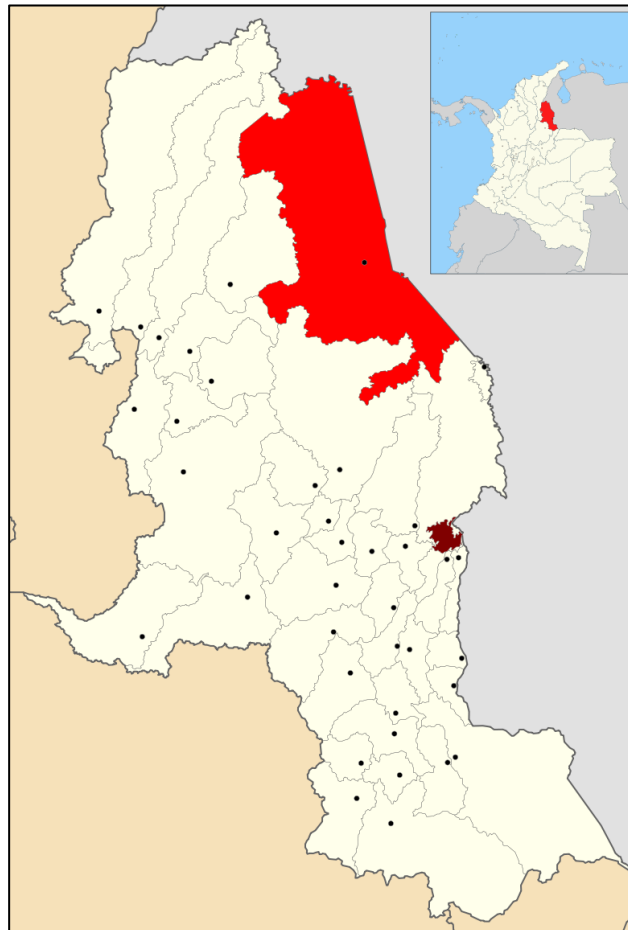


Figura 15. Localización del municipio de Tibú, norte de Santander, Colombia. Fuente: <http://www.tibu-nortedesantander.gov.co/index.shtml>

El territorio municipal tiene 2.696 km², tiene una población urbana de 16.590 habitantes y está constituido por la cabecera municipal y 11 corregimientos: Río de Oro, Versailles, Campo Dos, Pachelly, La Gabarra, La Silla, La Angalia, La Llana, Petróleá, Tres Bocas, agrupando un total de 167 Núcleos Comunitarios. Tiene cerca de 180 veredas en la zona rural y 20 barrios en el área urbana.

4.2 DESCRIPCIÓN DEL SISTEMA DE ALCANTARILLADO

La cobertura de alcantarillado sanitario es del 80% y cuenta con una laguna de oxidación que maneja las aguas residuales de un sector del municipio. Posee un colector de alcantarillado combinado y otro de aguas lluvias, pero en general éstas escurren por rasante de vía hacia los ríos Tibú y Socuavó.

La red de alcantarillado posee tres puntos de vertido:

- ❖ Vertido 1: Dos colectores, sobre el caño río Tibú en el barrio La Esperanza (Ver Figura 16).



Figura 16. Vertido No. 1. Fuente: Consorcio Plan de Aguas. Registro Fotográfico.

- ❖ Vertido 2: Barrio San Martín, con eje de salida al río Tibú (Ver Figura 17).



Figura 17. Vertido No. 2. Fuente: SGS Colombia S.A. (2015). Registro Fotográfico.

- ❖ Vertido 3: Laguna de oxidación que descarga en el río Tibú (Ver Figura 18).



Figura 18. Vertimiento No. 3. Fuente: SGS Colombia S.A. (2015). Registro Fotográfico.

En los puntos de vertido que descargan en pequeños cuerpos de agua se presentan malos olores porque la pendiente es baja y poco el caudal del cuerpo receptor.

4.3 DESCRIPCIÓN DEL TRATAMIENTO DE AGUA RESIDUAL

Uno de los emisarios finales tiene tratamiento de aguas residuales, tipo laguna de oxidación facultativa, diseñada para una cobertura de 15.100 habitantes. Se encuentra ubicada en la vereda Venecia con coordenadas N 08°37'192" y W 72°42'814', siendo la fuente receptora el río Tibú.



Figura 19. Localización de la laguna de oxidación en Tibú. Fuente: SGS Colombia S.A.



Figura 20. Laguna de oxidación. Fuente: SGS Colombia S.A. (2015). Registro Fotográfico

Las lagunas facultativas se caracterizan por tener una zona aerobia en el estrato superior, donde existe la simbiosis entre algas y bacterias, y una zona anaerobia en el fondo. Existen dos mecanismos de adición de oxígeno al estrato superior, la fotosíntesis llevada a cabo por las algas y la reaireación a través de la acción del viento de la superficie

La función esencial de estas lagunas es la metabolización de la materia orgánica. El rendimiento depende del tiempo de retención. La diferencia fundamental con el proceso de fangos activados es que en este tipo de lagunas no hay recirculación de lodos.

Actualmente la laguna de oxidación elimina un 30% de materia orgánica, no elimina nutrientes y se encuentra con material vegetal flotante y en el entorno.



Figura 21. Laguna de oxidación facultativa en Tibú Colombia . Fuente: SGS Colombia S.A. (2015). Registro Fotográfico

5 PLANTEAMIENTO DE ALTERNATIVAS

Se pretende diseñar una EDAR con capacidad de depurar el caudal estimado mediante pretratamiento, tratamiento secundario (eliminación de materia orgánica y nutrientes) y tratamiento de fangos.

5.1 Esquemas simulados

El caudal de tratamiento para Tibú no es muy elevado por lo que los esquemas de tratamiento más adecuados son aquellos basados en un proceso de oxidación total o en un proceso de fangos activados convencional seguido de una digestión aerobia de fangos.

Para la eliminación de nitrógeno se va a estudiar su eliminación mediante el esquema clásico de predesnitrificación y el proceso de nitrificación-desnitrificación simultánea.

Para la eliminación de fósforo se va a estudiar su eliminación mediante procesos biológicos y precipitación química.

Además se va a analizar la posible utilización de un reactor de membranas anaerobio para transformar la materia orgánica en biogás. El principal inconveniente de este tratamiento es que necesita un postratamiento posterior para la eliminación de los nutrientes del agua, lo que suele encarecer significativamente el tratamiento. Por ello, se analizarán dos alternativas con reactores de membranas anaerobios, una con postratamiento para la eliminación de nitrógeno y fósforo y otra sin postratamiento asumiendo que el efluente rico en nutrientes se puede utilizar para riego.

A continuación en la Tabla 5 se describen brevemente las 8 alternativas analizadas:

Tabla 5. Descripción de las alternativas

	Eliminación de fósforo		Eliminación de nitrógeno		Estabilización del fango		Biorreactor anaerobio de membrana
	Química	Biológica	Esquema pre desnitrificación	Nitrificación y desnitrificación simultánea	Oxidación total	Digestión aerobia	
Alter. No. 1		X	X		X		
Alter. No. 2	X		X		X		
Alter. No. 3	X			X	X		
Alter. No. 4	X			X		X	
Alter. No. 5		X	X			X	
Alter. No. 6	X		X			X	
Alter. No. 7							X
Alter. No. 8	X		X				X

A continuación se muestran las pantallas del programa de simulación DESASS con las alternativas simuladas.

Alternativa No. 1: Eliminación biológica de materia orgánica, nitrógeno y fósforo mediante oxidación total.

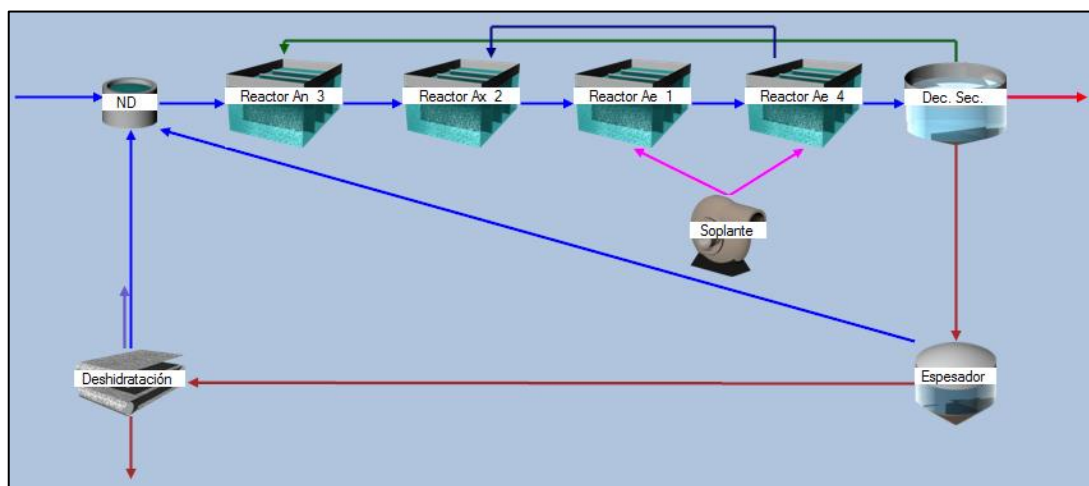


Figura 22. Alternativa No. 1. Eliminación biológica de materia orgánica, nitrógeno y fósforo mediante oxidación total.

Alternativa No. 2: Eliminación biológica de materia orgánica y nitrógeno y precipitación química del fósforo mediante oxidación total.

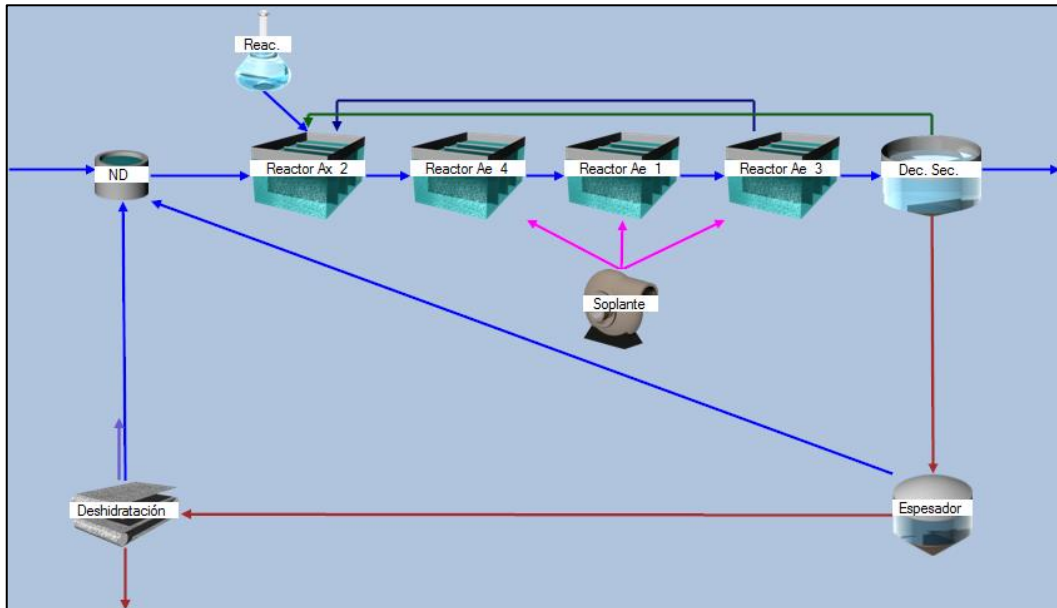


Figura 23. Alternativa No. 2. Eliminación biológica de materia orgánica y nitrógeno y precipitación química del fósforo mediante oxidación total.

Alternativa No. 3: Nitrificación y desnitrificación simultánea para la degradación de materia orgánica y nitrógeno y precipitación química del fósforo en oxidación total.

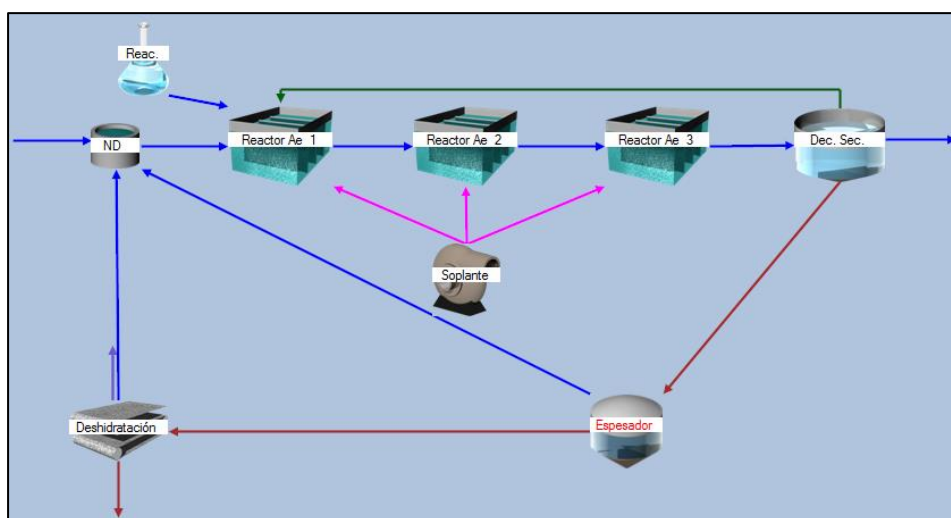


Figura 24. Alternativa No. 3. Nitrificación y desnitrificación simultánea para la degradación de materia orgánica y nitrógeno y precipitación química del fósforo en oxidación total.

Alternativa No. 4: Nitrificación y desnitrificación simultánea para la degradación de materia orgánica y nitrógeno y precipitación química del fósforo con digestión aerobia del fango.

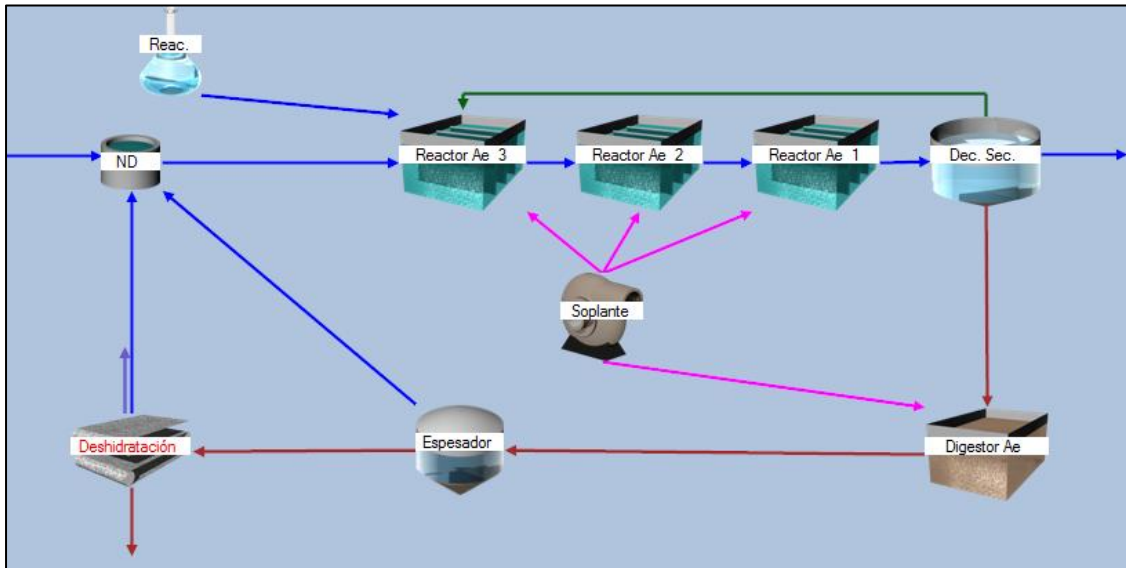


Figura 25. Alternativa No. 4. Nitrificación y desnitrificación simultánea para la degradación de materia orgánica y nitrógeno y precipitación química del fósforo con digestión aerobia del fango.

Alternativa No. 5: Eliminación biológica de materia orgánica y nitrógeno y precipitación química de fósforo con digestión aerobia de fangos.

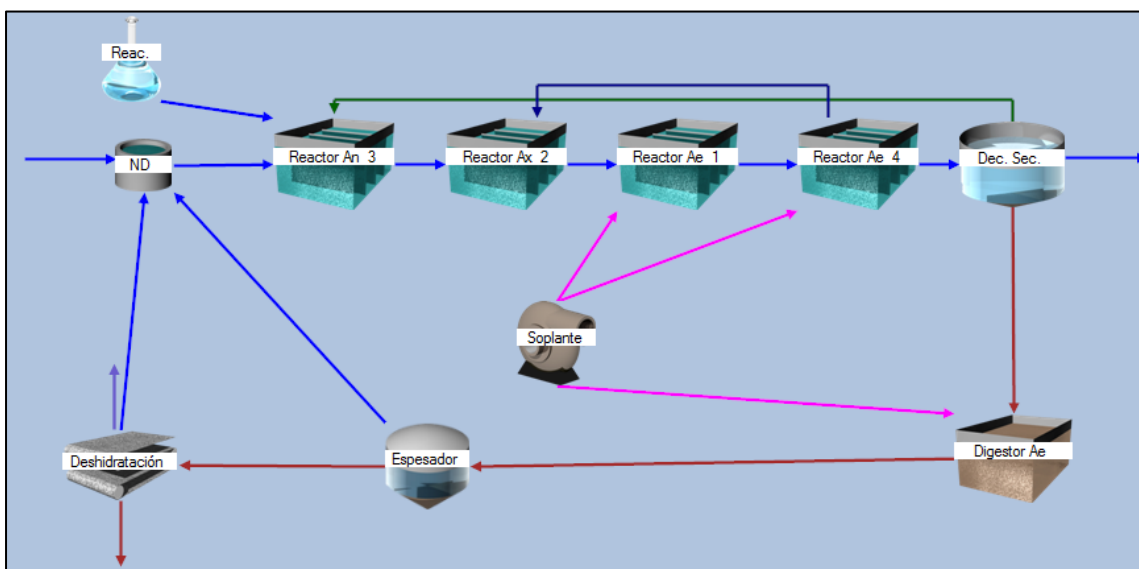


Figura 26. Alternativa No. 5. Eliminación biológica de materia orgánica y nitrógeno y precipitación química de fósforo con digestión aerobia de fangos.

Alternativa No. 6: Precipitación química del fósforo y eliminación biológica del nitrógeno y materia orgánica con digestión aerobia de fangos.

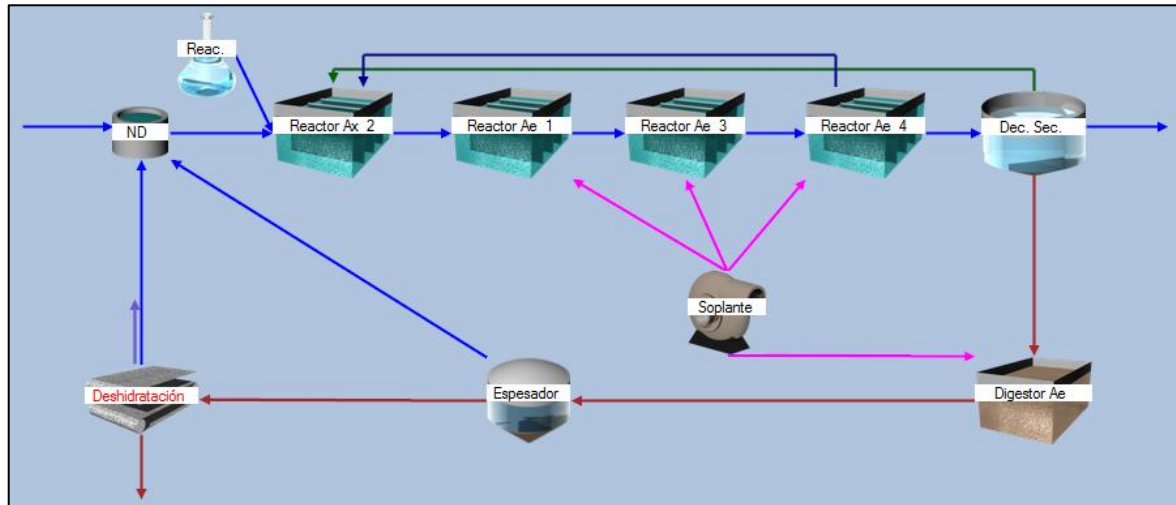


Figura 27. Alternativa No. 6. Precipitación química del fósforo con digestión aerobia de fangos.

Alternativa No. 7: Biorreactor anaerobio de membrana para eliminación de materia orgánica.

A diferencia de las alternativas mencionadas anteriormente no es necesario un sistema de aireación y la generación de biogás del sistema puede ser aprovechada para el suministro de energía eléctrica en la EDAR.

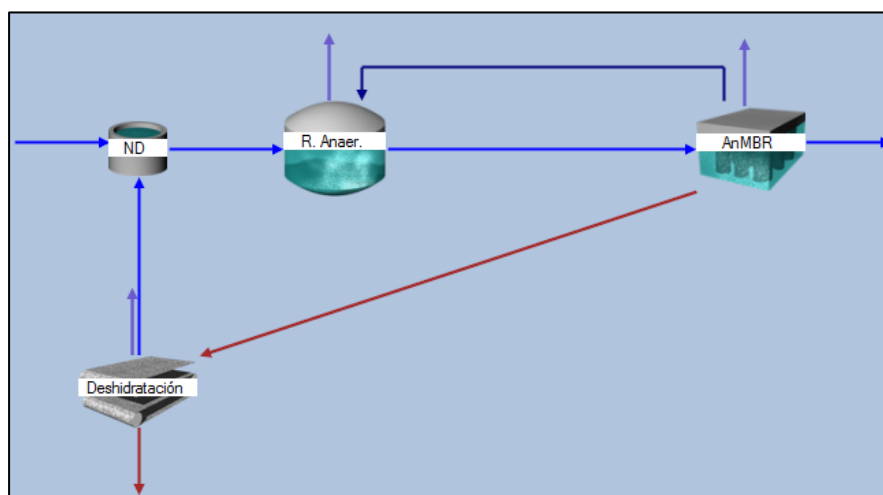


Figura 28. Alternativa No. 7. AnMBR para eliminación de materia orgánica.

Alternativa No. 8: Biorreactor anaerobio de membrana para eliminación de materia orgánica con post-tratamiento para la eliminación de nutrientes.

Al igual que la alternativa anterior se propone un biorreactor anaerobio de membranas pero con la introducción de un reactor biológico (con zonas anóxicas y aerobias) para la oxidación de nitrógeno y adicionalmente se incluye la precipitación química con cloruro férrico para la eliminación del fósforo.

En esta alternativa es necesaria la adición de materia orgánica puesto que al salir de la membrana el agua no contiene una cantidad suficiente de sustrato para que los microorganismos logren realizar los procesos de nitrificación y desnitrificación.

En la Figura 29 se observa una recirculación de todo el fango procedente del decantador secundario a cabecera de planta, esto es debido a que la purga del sistema se realiza en la membrana. A causa de un TRC elevado el fango que sale de la purga ya se encuentra estabilizado por lo que es enviado al espesador y de allí al deshidratador.

El biogás generado en el reactor y en la membrana será aprovechado para suministrar energía eléctrica a la EDAR. A diferencia de la alternativa anterior en este sistema se requiere de aireación para el reactor aerobio.

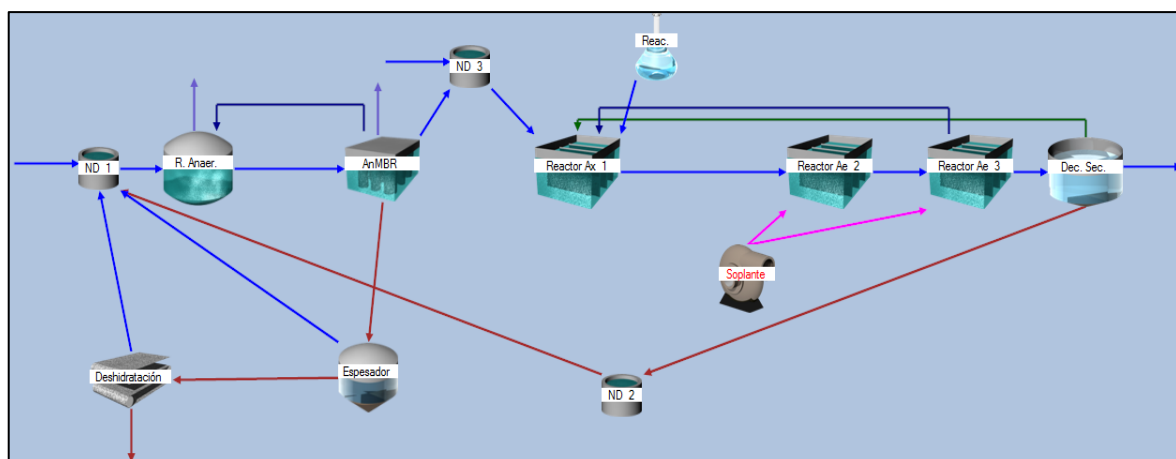


Figura 29. Alternativa No. 8 Biorreactor anaerobio de membrana para eliminación de materia orgánica con post-tratamiento para la eliminación de nutrientes.

6 DESARROLLO DE ALTERNATIVAS

6.1 Datos de partida

A continuación se realiza la justificación de los datos de entrada y de los cálculos necesarios para el dimensionamiento y equipos de la EDAR en Tibú.

6.1.1 Caudal y población equivalente

El cálculo de la población futura se realizó utilizando los modelos matemático, geométrico y exponencial para proyecciones de población; de acuerdo a lo requerido por la normativa colombiana. Se seleccionó el modelo exponencial, que es el que más se ajustó al comportamiento histórico de la población. Los resultados de proyección de población obtenidos se presentan a continuación.

Tabla 6. Resultados de las distintas proyecciones de población para Tibú.

Método	Población actual del año 2015	Tasa de crecimiento	Población proyectada al año 2040	Población flotante	Población total
Aritmético	13139	121,4 Hab/año	16174		20650
Geométrico	13363	1,14%	17762	4476	22238
Exponencial	13550	1,28%	18648		23124

En la Figura 30 se muestra la gráfica de los resultados obtenidos en las distintas proyecciones, sin tener en cuenta la población flotante.

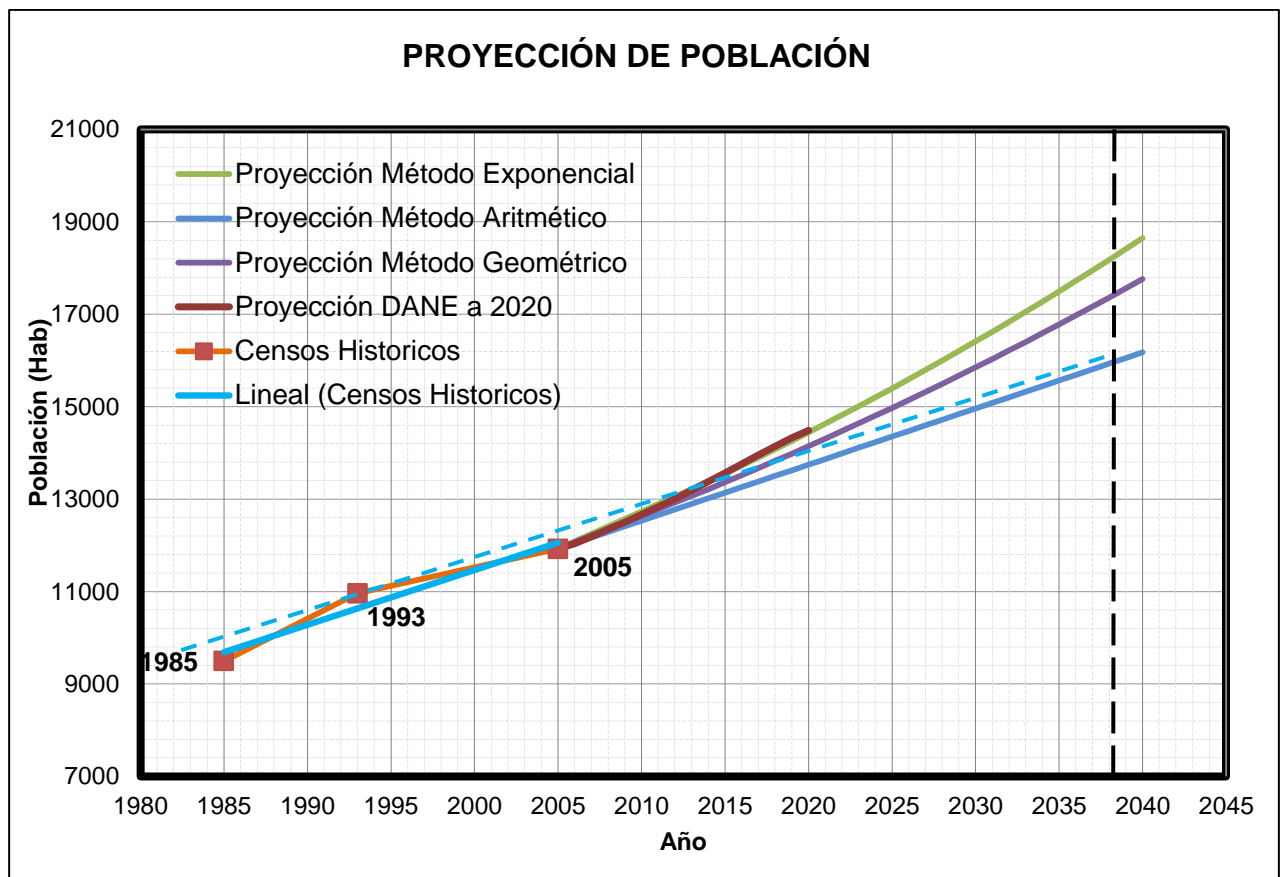


Figura 30. Resultados de las distintas proyecciones de población.

Acorde con los resultados de proyección de población para Tibú la población de diseño para la EDAR será de **23.124 habitantes**.

Para la determinación del caudal no se posee de un aforo exacto por lo cual se asume una dotación por habitante, de tal forma que se pueda obtener un cálculo aproximado del caudal medio diario.

Tabla 7. Caudal de diseño

Dotación	200 L/Hab d
Habitantes	23 124 Hab
Caudal medio diario	4625 m ³ /d
Caudal medio	193 m ³ /h

6.1.2 Caracterización del agua residual urbana

Para realizar las distintas simulaciones es importante conocer las características del agua residual a tratar. Los valores de caracterización del agua residual proporcionados corresponden a un punto de muestreo previo a la laguna de oxidación y son los mostrados en la Tabla 8.

Tabla 8. Parámetros de agua residual urbana de Tibú.

Parámetro	Valor
pH	6,34
Temperatura, °C	30 °C
Oxígeno Disuelto	1 mg/L
DBO₅	485 mg/L
DQO	722 mg/L
Fosforo Total	8 mg/L
Nitrógeno Total	50 mg/L
Nitratos	0,712 mg/L
Nitritos	0,045 mg/L
Sólidos Sedimentables	1 mL/L
Sólidos Suspendidos no volátiles	14 mg/L
Sólidos Suspendidos Totales	172 mg/L
Acidez	34 mg/L
Alcalinidad	239 mg/L
Detergentes	10 mg/L
Grasas y Aceites	3 mg/L
Coliformes Fecales	960000 NMP/100 mL
Coliformes Totales, NMP/100 mL	>MNPC

6.1.2.1 Hipótesis de partida

Para la caracterización del agua residual que requiere el modelo implementado en el programa de simulación DESSAS, los datos disponibles son insuficientes por lo que se deben hacer una serie de suposiciones basadas en bibliografía existente que se describen a continuación.

De acuerdo a la Tabla 8 para la DQO, DBO, fósforo y nitrógeno se disponen de las concentraciones totales más no de los porcentajes solubles y suspendidos, así que a continuación se describen detalladamente los porcentajes solubles y suspendidos para la DQO, DBO, fósforo y nitrógeno:

En cuanto a DQO se define el porcentaje soluble y suspendido:

$$DQO_{TOTAL} = DQO_{SOLUBLE} + DQO_{SUSPENDIDA} \quad \text{Ec. 1}$$

$$DQO_{SOLUBLE} = 45\% DQO_{TOTAL}$$

$$DQO_{SUSPENDIDA} = 55\% DQO_{TOTAL}$$

Para la hallar DBO_{lim} se asume la siguiente relación de biodegradabilidad del agua residual urbana:

$$DBO_{LIMITE} = DBO_{LIMITE SOLUBLE} + DBO_{LIMITE SUSPENDIDA} \quad \text{Ec. 2}$$

$$\text{Con la relación } \frac{DBO_5}{DBO_{LIMITE}} = 0,83$$

Una vez se establece la relación y con la DBO_5 de la caracterización del agua se asume el porcentaje soluble y suspendido para la DBO_{lim} .

$$DBO_{LIMITE SOLUBLE} = 45\% DBO_{LimTOTAL}$$

$$DBO_{LIMITE SUSPENDIDA} = 55\% DBO_{LimTOTAL}$$

Para los sólidos se dispone de las concentraciones de sólidos suspendidos totales y sólidos suspendidos no volátiles (SSNV), por lo cual se asume la fracción volátil:

$$X_{SST} = X_{SSV} + X_{SSNV} \quad \text{Ec. 3}$$

$$X_{SSV} = X_{SSVB} + X_{SSVNB} \quad \text{Ec. 4}$$

Donde,

X_{SST} : Sólidos suspendidos totales

X_{SSV} : Sólidos suspendidos volátiles $\rightarrow X_{SSV} = 91,86\% X_{SST}$

X_{SSNV} : Sólidos suspendidos no volátiles $\rightarrow X_{SSNV} = 8,14\% X_{SST}$

X_{SSVB} : Sólidos suspendidos volátiles biodegradables $\rightarrow X_{SSVB} = 80,9\% X_{SSV}$

X_{SSVNB} : Sólidos suspendidos volátiles no biodegradables $\rightarrow X_{SSVNB} = 19,1\% X_{SSV}$

Del nitrógeno se dispone de la concentración total, los nitritos y nitratos. Así que para determinar la concentración de amonio se asume que el nitrógeno orgánico es un 40% del nitrógeno total, obteniendo:

$$N_T = N_{SUSPENDIDO} + N_{SOLUBLE}$$

$$N_{SOLUBLE} = NO_3^- + NH_4^+ + N_{OrgánicoSOLUBLE}$$

$$N_{SUSPENDIDO} = N_{OrgánicoSUSPENDIDO}$$

$$N_{OrgánicoSOLUBLE} = 40\% N_{Tsol}$$

Donde,

N_T : Nitrógeno total

NH_4^+ : Amonio; NO_3^- : Nitratos; NO_2^- : Nitrito

Una vez se obtiene la concentración de nitrógeno orgánico, con las concentraciones de nitratos, nitritos y nitrógeno total es posible determinar la concentración de amonio.

Del fósforo únicamente se conoce la concentración total por lo que se asumen los porcentajes soluble y suspendido:

$$P_T = P_{SUSPENDIDO} + P_{SOLUBLE} \quad \text{Ec. 5}$$

$$P_{SOLUBLE} = PO_4^{3-} + P_{Orgánico soluble}$$

$$P_{SUSPENDIDO} = P_{Orgánico SUSPENDIDO}$$

Donde,

P_T : Fósforo total

$P_{SOLUBLE}$: Fósforo total soluble $\rightarrow P_{SOLUBLE} = 60\% P_T$

$P_{SUSPENDIDO}$: Fósforo total suspendido $\rightarrow P_{SUSPENDIDO} = 40\% P_T$

$PO_{4^{3-}}$: Fosfatos $\rightarrow PO_{4^{3-}} = 90\% P_{SOLUBLE}$

Establecidos los porcentajes soluble y suspendido de cada parámetro se obtienen los resultados de la Tabla 9.

Tabla 9. Caracterización de agua residual urbana de Tibú.

Parámetro	Valor	Parámetro	Valor
DQO	722,00 mg/l	N _T	50,00 mg N/l
DQO sol	324,90 mg/l	NH ₄	29,25 mg N/l
DQO susp	397,10 mg/l	NO ₃	0,712 mg N/l
DBO lim	584,34 mg/l	NO ₂	0,045 mg N/l
DBO lim sol	262,95 mg/l	P _T	8,46 mg P/l
DBO lim susp	321,39 mg/l	PO ₄	4,57 mg P/l
SS	172,00 mg SS/l		
SSV	158,00 mg SSV/l		
SSNV	14,00 mg SSNV/l		

Para complementar la caracterización del agua residual que será introducida en el programa de simulación DESSAS hace falta el cálculo de los siguientes componentes:

S_A (mg DQO/l) es la concentración de ácidos grasos de cadena corta (ácido acético), de acuerdo a valores típicos de bibliografía existente su concentración se define en 30 mg DQO/l.

S_F (mg DQO/l) es la materia orgánica soluble fermentable y se define como:

$$S_F = DBO_{LIMITE\ SOLUBLE} - S_A$$

$$S_F = 262,95 \text{ mg/l} - 30 \text{ mg/l} = 232,95 \text{ mg/l}$$

X_I (mg/l) es la materia orgánica suspendida inerte y se define como:

$$X_I = DQO_{SUSPENDIDA} - DBO_{LIMITE\ SUSPENDIDA}$$

$$X_I = 397,10 \text{ mg/l} - 321,39 \text{ mg/l} = 75,71 \text{ mg/l}$$

S_I (mg/l) es la materia orgánica soluble inerte y se define como:

$$S_I = DQO_{SOLUBLE} - DBO_{LIMITE\ SOLUBLE}$$

$$S_I = 324,90 \text{ mg/l} - 262,95 \text{ mg/l} = 61,95 \text{ mg/l}$$

Establecida la caracterización del agua afluyente se introducen los valores al programa DESSAS, necesarios para la simulación de las distintas alternativas (Ver Tabla 10).

Tabla 10. Caracterización del agua residual urbana de Tibú.

Parámetro	Valor
S_A	30,00 mg/l
S_F	232,95 mg/l
S_{NH4}	29,25 mg N/l
S_{NO3}	0,712 mg N/l
S_{NO2}	0,045 mg N/l
S_{PO4}	4,57 mg P/l
S_I	61,95 mg/l
S_{alk}	239 mg CaCO ₃ /l
X_I	75,71 mg/l
X_S	321,39 mg/l
X_{tss}	172,00 mg SS/l
X_{NV}	14,00 mg SSNV/l

A partir de los porcentajes solubles de los nutrientes, se establecen las constantes estequiométricas, para el nitrógeno i_{NSf} , i_{NSi} , i_{NXs} , i_{NXi} y para el fósforo i_{PSf} , i_{PXi} y i_{PXs} . Estos factores se utilizan en las ecuaciones de continuidad que se aplican en la matriz estequiométrica del modelo BNRM2 del programa de simulación DESASS (Ver Tabla 11).

Tabla 11. Factores de conversión

Nitrógeno		Fósforo	
i_{NSf}	0,0090	i_{PSf}	0,0022
i_{NSi}	0,0050	i_{PXi}	0,0085
i_{NXs}	0,0485	i_{PXs}	0,0085
i_{NXi}	0,0270		

6.2 Elementos en común para las alternativas de tratamiento biológico

6.2.1 Pretratamiento

En el diseño de la EDAR se tiene como pretratamiento un sistema de enrejados para la eliminación de sólidos de gran tamaño, además de un desarenador aireado para la eliminación de arenas y gravas que se encuentren en el agua residual urbana. De esta forma se pretende evitar que se acumulen y se depositen en diversas partes del proceso de tratamiento quitando volumen útil, y pudiendo afectar al funcionamiento de la maquinaria. Los diferentes procesos de pretratamiento que se describen a continuación serán los mismos para todas las alternativas de tratamiento biológico propuestas.

6.2.1.1 Rejas finas

Para el diseño del enrejado fino inicialmente se debe seleccionar el área adecuada, que cumpla con las condiciones de velocidades mínimas y máximas. La distribución de velocidad en el canal de aproximación es muy importante para una buena operación de la reja. La velocidad antes y a través de la reja afecta sustancialmente

a su operación. Cuanto menor sea la velocidad de paso mayor será la cantidad de materiales eliminados. Sin embargo, a velocidades muy bajas se produce la sedimentación de los sólidos en el canal. Ferrer y Seco (2011).

Para determinar el área de paso de las rejillas se ha tenido en cuenta que para el caudal medio la velocidad debe estar entre 0,6 y 1 m/s, con el fin de evitar la sedimentación y el arrastre de sólidos y a caudal punta la velocidad debe ser inferior a 1,4 m/s.

Tabla 12. Selección del área para las rejillas finas

Elección del área	
A Caudal medio	
Velocidad de paso máxima	1,00 m/s
Velocidad de paso mínima	0,60 m/s
Área mínima	0,054 m ²
Área máxima	0,089 m ²
A caudal máximo	
Velocidad de paso máxima	1,40 m/s
Área mínima	0,058 m ²
El área debe estar entre 0,058 y 0,089 m²	

Por motivos de coste, se selecciona la menor área que cumpla con las condiciones anteriores. De este modo se tiene que el área preseleccionada es 0,058 m².

No obstante, es normal que lleguen residuos de grandes tamaños, o haya lavado de materiales por lo cual el área de las rejillas no esté completamente limpia, es decir el área libre real se verá disminuida por lo cual las velocidades con respecto al caudal de diseño no cumplirían. Por lo anterior el área calculada debe modificarse por un factor de colmatación, asumiendo que en períodos en los cuales no se haga limpieza pueda colmatarse un 30%.

Tabla 13. Área seleccionada

Área libre	0,058 m ²
% Colmatación	30%
Área total	0,083 m ²

Una vez seleccionada el área total se procede a la elección de los barrotes que conforman las rejillas. La elección de la separación y espesor de barrotes se hace con respecto a rangos típicos en los cuales hay buen desempeño del proceso. Según bibliografía los rangos típicos se encuentran en la Figura 31.

○ Separación y espesor de los barrotes

Tipo	a (cm)	e (cm)
Rejas gruesas	5 - 15	1 - 2
Rejas finas	1,5 - 2	0,5 - 1

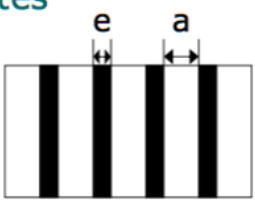


Figura 31. Separación y espesor de los barrotes. Fuente: Ferrer y Seco (2011).

Con un área de rejilla y espesor de barrotes preseleccionados, se supone una altura de lámina de agua (transversal al flujo), de este modo es posible establecer el dimensionamiento de la rejilla. A partir del calado se puede calcular el número de barrotes y la anchura del canal.

Tabla 14. Dimensionamiento y cálculo de barras

Elección de barras	
a (Separación entre barrotes)	1,5 cm
e (Espesor barrotes)	1,0 cm
h (Altura lámina de agua)	0,30 m
b (Ancho que tiene en cuenta los espacios libres)	0,28 m
Espacios entre barrotes	18
Cantidad de barrotes	17
W (Ancho total)	0,45 m

Debido a que se debe tener en cuenta que se trata de una pequeña población y que su limpieza debería ser manual, se adopta un ángulo de inclinación de 45° con respecto a la horizontal, de tal modo que las dimensiones transversales de la rejilla son: altura transversal de las barras de la rejilla de 0,30 m, ancho de 0,45 m, una separación de barrotes de 1,5 cm y un espesor de barrotes de 1,0 cm.

Una vez se obtiene el ancho de las rejillas finas, se parte de este valor para el cálculo del enrejado grueso que sigue a continuación.

6.2.1.2 Rejas gruesas

El enrejado grueso se utilizará como primera unidad de tratamiento para impedir el paso de sólidos de gran tamaño que colmatarían rápidamente la rejilla fina.

De acuerdo a valores típicos de la bibliografía la separación y el espesor de barrotes se encontrarán en el rango indicado en la Figura 31. Una vez establecidos el espesor y la separación de barrotes y con el ancho obtenido en cálculo del enrejado fino se calcula la cantidad de barrotes gruesos a instalar.

Tabla 15. Selección de barrotes para enrejado grueso

Selección de barras	
e (Espesor barrotes)	1,0 cm
a (Separación entre barrotes)	5,0 cm
Espacios entre barrotes	8
Cantidad de barrotes	7

Para el enrejado grueso la ecuación de Rischmer permite calcular la pérdida de carga en función de la forma de las barras:

$$h = \beta \left(\frac{W}{b}\right)^{4/3} \frac{v^2}{2g} \text{sen}(\theta) \quad \text{Ec. 6}$$

Donde:

H: pérdida de carga (m)

β : factor de forma de la barra

W: anchura total del canal (m)

B: espacio total libre entre las barras (m)

θ : ángulo del enrejado con la horizontal ($^{\circ}$)

V: velocidad antes de la reja (m/s)

El factor de forma de la barra está dado en la , para el caso en particular se seleccionó una barra tipo rectangular.

Tabla 16. Factor de forma para el tipo de barra. Fuente: Ferrer y Seco (2011).

Tipo de barra	β
Rectangular	2,42
Rectangular con caras aguas arriba semicircular	1,83
Circular	1,79
Rectangular con caras aguas arriba y abajo semicircular	1,67

De acuerdo a la ecuación mencionada anteriormente se obtiene la pérdida de carga del sistema.

Tabla 17. Pérdida de carga

Para unas rejillas rectangulares			
β	2,42		
v	0,59 m/s		
θ	90 $^{\circ}$		
Δh	0,07 m	< 0,4m	Cumple las pérdidas de carga

En este pretratamiento es necesario estimar la cantidad de residuos que se van a generar y de tal forma saber que se puede hacer con ellos, por lo que mediante el uso de la gráfica de la Figura 32 que relaciona el volumen de residuos retenidos con la separación entre barrotes se puede calcular la generación de residuos en las rejillas finas.

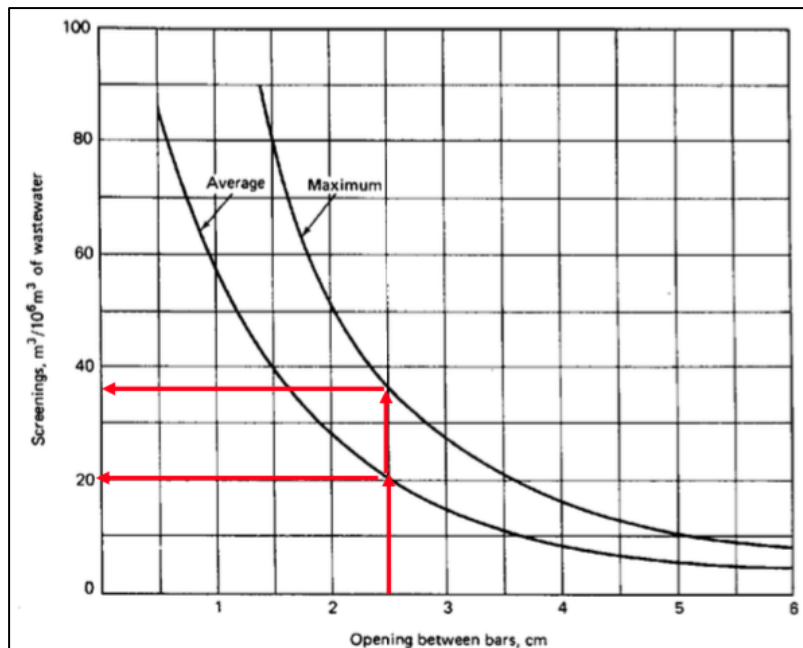


Figura 32. Estimación de los residuos recogidos en una reja (l de residuos / 10³ m³).

Fuente: Ferrer y Seco (2011).

El tratamiento de estos residuos, consiste en cargarlos y transportarlos para su correcta disposición.

Tabla 18. Estimación de residuos en las rejillas finas.

Generación de residuos	
Reja gruesa	
Para a=5 cm	
Q (Por gráfica)	5 l
Sólidos reja gruesos	23,1 l/d
Para a=1,5 cm	
Q (Por gráfica)	40 l
Sólidos totales	185,0 l/d
Sólidos rejillas finas	161,9 l/d

6.2.1.3 Desarenador aireado

El objetivo del desarenador aireado es eliminar partículas (arenas, gravas) con densidad y velocidad de sedimentación superiores a las partículas putrescibles. Su función es proteger los elementos mecánicos móviles de la abrasión y el desgaste, reducir la formación de depósitos en las conducciones (tuberías o canales) y evitar la presencia de materia inerte en los sistemas de tratamiento. Ferrer y Seco. (2011).

En el desarenador aireado el aire inyectado y la forma del tanque producen un movimiento en espiral perpendicular al flujo a través del tanque y las partículas más pesadas se depositan en el fondo y las de materia orgánica quedan en suspensión.

Para el diseño del desarenador aireado inicialmente se debe fijar un TRH que se encuentre en el rango de correcto funcionamiento, el cual está relacionado con las dimensiones del desarenador y la velocidad de sedimentación (discreta) de las arenas. Posteriormente, se deben cumplir con los parámetros de diseño de la Tabla 19.

Tabla 19. Parámetros de diseño del desarenador aireado. Fuente: Ferrer y Seco (2011).

Características	Valor	
	Intervalo	Típico
Profundidad (h), m	2-5	
Relación ancho-profundidad (a/h)	1-5	2
Relación longitud-ancho (l/a)	3-4	3
Tiempo retención a Q_{max} , min		
Desarenador	2-5	3
Desarenador-desengrasador	12-25	15
Nm ³ de aire/min·m de longitud	0.15 -0.45	0.3
Nm ³ de aire/h·m ³ de tanque	0.5 -2.0	1.0
Cantidad de arena, m ³ /10 ³ m ³	0.004-0.20	0.015
Cantidad de espumas, ml/m ³	7.5-45	25

En condiciones punta se establece en TRH de 2 minutos. Una vez establecido el TRH_{desarenador} y teniendo el Q_{med} se procede al cálculo del volumen.

Tabla 20. Dimensiones del desarenador aireado

Volumen Desarenador	Valor típico		
Volumen	9,6 m ³		
Profundidad (h)	2,0 m	Cumple	2 < h < 5 (m)
Área superficial	4,8 m ²		
Relación ancho - profundidad	1	Cumple	1 < W/h < 5 (m)
Ancho (W)	2,0 m		
Longitud (L)	6,0 m		
Relación longitud - ancho	3,0 m	Cumple	3 < L/W < 4 (m)

Ya que es un desarenador aireado se debe calcular la cantidad de aire necesario para el desarenador. En la Tabla 21 se muestran los criterios utilizados para calcular el caudal de aire necesario.

$$Q_{\text{aire necesario}} \cdot \text{Volumen} = 1 \text{ Nm}^3 \text{ aire/h m}^3 \text{ tanque} \cdot 24 \text{ m}^3 \text{ tanque} = 24 \text{ Nm}^3 \text{ aire/h}$$

$$Q_{\text{aire necesario}} \cdot \text{Longitud} = 0,3 \text{ m}^3 \text{ aire/min m} \cdot 6 \text{ m long} \cdot \frac{60 \text{ min}}{1 \text{ h}} = 108 \text{ Nm}^3 \text{ /h}$$

Tabla 21. Caudal de aire para el desarenador

Nm ³ de aire/hm ³ de volumen (Valor típico)	1,0 Nm ³ /h
Q aire x Volumen	24,0 Nm ³ /h
Nm ³ de aire/min m ³ de longitud (Valor típico)	0,3 Nm ³ /min
Q aire x Longitud	108,0 Nm ³ /h
Q aire	108,0 Nm³/h

En este pretratamiento se tiene como residuo un lodo arenoso cuyo volumen se puede estimar mediante un valor de volumen de arena típico en un m³ de agua residual urbana.

Tabla 22. Caudal de arena del desarenador

Cantidad de arena (Valor típico)	0,015 l/m ³
Q arena	69,4 l arena/d

Se considera que la materia orgánica retenida en el desarenador es muy poca, por lo que el tratamiento de estos residuos, consisten en cargarlos y transportarlos para su correcta disposición.

Los difusores se colocarán al costado del desarenador en donde se almacena el lodo a una altura de 0,50 m, también se debe tener en cuenta una pendiente de 5% para facilitar el deslizamiento de las arenas a la zona de almacenamiento. No habrá ningún sistema mecánico para el desplazamiento de la arena, únicamente mediante gravedad.

Para el diseño de la aireación del desarenador se escogieron los difusores de burbuja gruesa, en donde el fabricante proporciona el caudal de diseño, que para el caso es de 8.5 Nm³/h (Ver Figura 33).

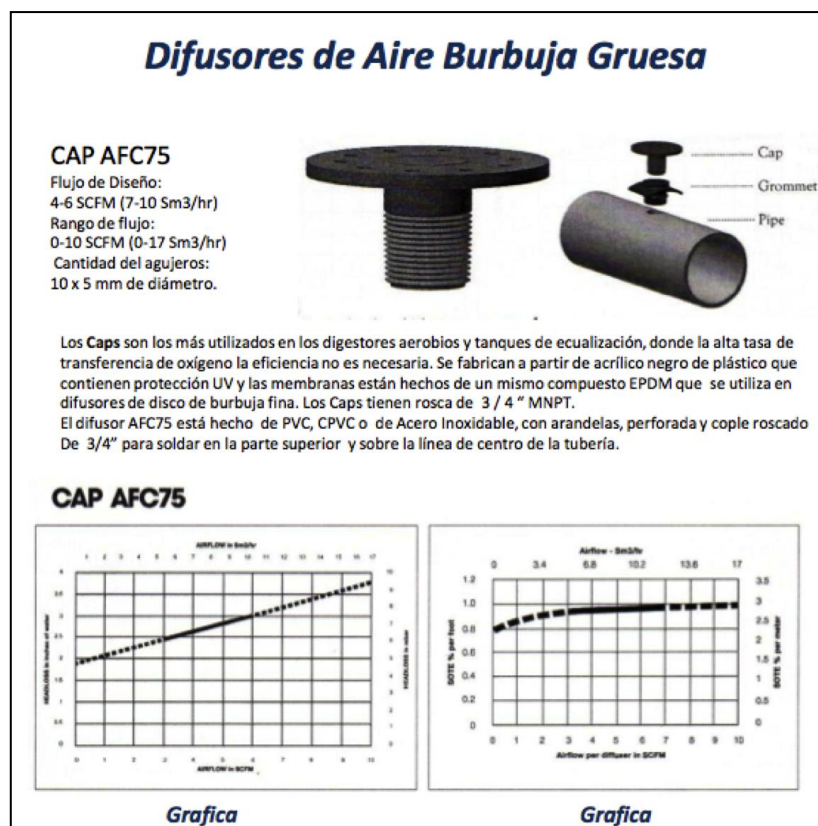


Figura 33. Difusores de burbuja gruesa

El número de difusores que se deben instalar en el desarenador viene dado por la siguiente expresión:

$$\text{Numero difusores} = \frac{Q_{AIRE}}{Q_{DIFUSOR}}$$

$$\text{Numero difusores} = \frac{Q_{AIRE}}{Q_{DIFUSOR}} = \frac{108 \text{ N m}^3/\text{h}}{8,5 \text{ N m}^3/\text{h}} = 13 \text{ difusores}$$

Con el número de difusores se selecciona la soplante de las características que se observan en la Figura 34 y se encuentran resumidas en la Tabla 23 (el catálogo de la soplante se obtuvo del proveedor Pedro Gil):

Tabla 23. Pérdidas de carga

De acuerdo al fabricante:	
Perdidas de carga	0,071 mca
Altura	2,0 m
Δh estática	2,100 mca
Δh difusor	0,071 mca
Δh tubería	0,150 mca
Δh válvula	0,200 mca
Δh filtro	0,400 mca

De acuerdo a las pérdidas de carga establecidas por el fabricante, se calcula la presión que debe suministrar la soplante mediante las Ec. 8 y Ec. 9, la presión a la entrada será la atmosférica (Ver Tabla 24).

$$\Delta P = P_2 - P_1 \quad \text{Ec. 7}$$

$$P_2 = P_1 + \Delta h \text{ estática} + \Delta h \text{ difusor} + \Delta h \text{ válvula} + \Delta h \text{ filtro} \quad \text{Ec. 8}$$

Tabla 24. Presión a suministrar la soplante

P1 (Presión a la entrada)	10,330 mca
P2 (Presión a la salida)	13,251 mca
ΔP	2,921 mca

Con el caudal total de aire que se calculó en la Tabla 21 de 1,80 Nm³/min y una presión de 292,1 mbar que debe suministrar la soplante se escoge el modelo por catálogo.

Tabla 25. Selección de la soplante

Modelo	30.30 /DN - 80
Potencia	1,85 kW
ΔP	300,0 mbar
Q	2,33 m ³ /min
W (Caudal de aire)	0,04 kg aire/s

Q₁ - Caudal aspirado t₁ = 20°C / Inlet flow t₁ = 20°C
 Δt - Incremento temperatura / Increase of temperature
 P. abs - Potencia absorbida / Absorbed power
 P. mot - Potencia motor / Motor power

Δp/mbar	TAILLE / GRÖSSE	30.30 / DN-80										31.20 / DN-100									
100 mbar	Q m ³ /min	2,3	3,12	4,11	5,1	6,15	7,08	7,97	8,5	9,07	3,16	4,49	5,92	7,26	8,42	10	10,84	11,82	12,32		
	Δ t : °C	13	12	11	11	11	10	10	10	10	12	11	11	10	10	10	10	10	10		
	rpm sopl.	1500	1900	2390	2860	3360	3815	4240	4500	4780	1428	1900	2413	2895	3310	3877	4170	4525	4700		
	rpm mtr.	2850	2850	2895	2860	2860	2895	2895	2895	2895	2855	2855	2855	2895	2895	2895	2895	2895	2895		
	N abs kW	0,8	1	1,27	1,5	1,78	1,99	2,37	2,55	2,76	0,87	1,16	1,51	1,93	2,26	2,75	3	3,3	3,54		
	N motor kW	1,5	1,5	2,2	2,2	2,2	3	3	3	4	1,5	1,5	3	3	3	4	4	4	5,5		
	dB(A) s.cab	73	76	78	79	81	82	84	86	86	69	71	77	78	80	82	85	87	87		
dB(A) c.cab	64	65	65	65	66	66	67	67	67	64	64	65	65	66	68	68	69	69			
100 mbar	Q m ³ /min	1,95	1,72	3,77	4,76	5,58	6,66	7,49	8,19	8,52	2,74	4,14	5,49	6,84	8,02	9,53	10,56	11,25	11,86		
	Δ t : °C	34	30	28	26	25	25	24	24	24	31	27	26	25	24	24	23	23	23		
	rpm sopl.	1530	907	2413	2895	3300	3810	4210	4550	4710	1430	1930	2413	2895	3315	3854	4220	4470	4700		
	rpm mtr.	2895	895	2895	2895	2895	2895	2925	2925	2925	2860	2895	2895	2895	2925	2925	2930	2930	2930		
	N abs kW	1,4	1,65	2,07	2,5	2,84	3,26	3,87	4,31	4,53	1,57	2,12	2,59	2,5	3,83	4,57	5,36	5,8	6,4		
	N motor kW	2,2	2,2	3	3	4	4	5,5	5,5	5,5	2,2	3	4	3,21	5,5	5,5	7,5	7,5	7,5		
	dB(A) s.cab	74	76	78	80	82	83	85	88	88	70	72	78	4	82	84	86	87	88		
dB(A) c.cab	65	65	65	66	67	67	67	68	68	64	64	65	66	66	68	68	69	70			
300 mbar	Q m ³ /min	1,55	2,33	3,39	4,45	5,27	6,39	7,12	7,83	8,16	2,61	3,7	5,09	6,54	7,67	9,16	10,1	10,8	11,6		
	Δ t : °C	73	61	53	49	47	45	44	43	43	58	52	47	45	44	42	42	41	41		
	rpm sopl.	1524	1905	2413	2925	3320	3860	4217	4550	4720	1520	1911	2410	2925	3330	3861	4200	4455	4740		
	rpm mtr.	2895	2895	2895	2925	2925	2925	2930	2930	2930	2895	2895	2895	2925	2930	2930	2940	2940	2940		
	N abs kW	1,85	2,3	2,91	3,55	4,04	4,63	5,37	5,98	6,28	2,36	2,96	3,73	4,62	5,39	6,49	7,48	8,11	8,85		
	N motor kW	3	3	4	5,5	5,5	5,5	7,5	7,5	7,5	3	4	5,5	5,5	7,5	7,5	11	11	11		
	dB(A) s.cab	75	77	78	80	83	84	85	87	87	71	73	77	80	82	85	87	88	89		
dB(A) c.cab	65	65	66	66	66	67	68	69	69	64	64	65	67	68	69	70	70	71			
400 mbar	Q m ³ /min	2,15	2,98	4,05	4,89	6	6,69	7,28	7,8	2,46	3,42	4,7	6,14	7,27	8,52	9,7	10,41	11,19			
	Δ t : °C	108	93	83	79	74	72	71	70	102	89	80	74	72	69	68	67	66			
	rpm sopl.	2010	2410	2925	3330	3870	4200	4485	4735	1600	1959	2413	2930	3330	3780	4200	4455	4734			
	rpm mtr.	2895	2925	2925	2930	2930	2930	2930	2930	3,23	2895	2895	2930	2940	2940	2940	2940	2940			
	N abs kW	3,13	3,72	4,5	5,94	5,94	6,78	7,4	7,95	4	3,92	4,88	6,02	6,91	7,97	9,45	10,19	11,06			
	N motor kW	4	5,5	5,5	7,5	7,5	11	11	11	5,5	7,5	7,5	11	11	11	15	15	15			
	dB(A) s.cab	77	78	81	83	85	87	88	88	73	77	80	82	86	89	89	90	90			
dB(A) c.cab	66	66	67	67	68	69	70	70	64	65	67	68	70	70	71	72	72				
450 mbar	Q m ³ /min			3,84	4,67	5,77	6,47	6,96	7,58	4,47	5,95	7,05	8,32	9,48	10,19	10,97					
	Δ t : °C			108	101	95	92	90	88	103	95	91	87	85	84	78					
	rpm sopl.			2930	3330	3861	4200	4430	4734	2413	2940	3330	3790	4200	4455	4734					
	rpm mtr.			2930	2930	2930	2940	2940	2940	2930	2940	2940	2940	2940	2940	2940					
	N abs kW			4,95	5,65	6,51	7,42	7,95	8,62	5,43	6,6	7,6	8,83	10,27	11,06	11,94					
	N motor kW			7,5	7,5	7,5	11	11	11	7,5	11	11	11	15	15	15					
	dB(A) s.cab			84	86	88	90	90	90	80	82	86	89	90	91	91					
dB(A) c.cab			68	69	70	72	72	72	67	68	70	71	72	72	72						

Figura 34. Catálogo del proveedor Pedro Gil para la selección de la soplante

6.2.2 Tratamiento terciario de desinfección

La desinfección del efluente tiene como objetivo principal la eliminación de los patógenos en el agua, en particular bacterias y virus, que no hayan sido eliminados por predación, adsorción o sedimentación en las etapas anteriores. Se trata del último proceso al que se somete el agua en la depuradora.

El tratamiento de desinfección propuesto para todas las alternativas al salir del tratamiento secundario consiste en la instalación de lámparas de radiación ultravioleta instaladas en un canal de salida del agua efluente de la planta, la cual será vertida al río Tibú.

6.2.2.1 Desinfección mediante radiación ultravioleta

La desinfección por radiación UV es un proceso físico, basado en la transferencia de energía electromagnética desde una fuente (lámpara) hasta el material celular de un organismo, específicamente hasta el material genético de la célula, cuando la energía UV es absorbida por el material genético (ADN) de un microorganismo, se inducen cambios estructurales que impiden la replicación del mismo. La efectividad de la radiación es una función directa de la cantidad de energía o dosis que es absorbida por los organismos. La dosis viene dada por el producto de la intensidad de la radiación por el tiempo de exposición. Ferrer y Seco (2011).

La efectividad de este proceso de desinfección depende de la presencia de sólidos suspendidos ya que las bacterias absorbidas en ellos quedan en partes protegidas frente a la radiación.

La desinfección por radiación UV requiere de mayores costes de instalación y operación y es menos común que un tratamiento de desinfección como la cloración, sin embargo, se tienen distintas ventajas como la eliminación o reducción en el peligro para la seguridad que supone el gas de cloro, sin crear nuevos costes a largo plazo asociados al uso de productos químicos, el transporte y la distribución, se minimizan y/o eliminan los costes por respuestas a fugas, administración, gestión de riesgos y planificación de emergencias y formación de los operarios. Además si el agua es utilizada para riego la desinfección con cloración disminuye la productividad de los cultivos así que no es rentable para los agricultores.

Se ha optado por elegir el sistema de luz ultravioleta, de la marca “Trojan Bank”, cuyas características se estiman en función de la transmitancia, que en aguas residuales se suele utilizar el valor de 55%.

Tabla 26. Valores de la intensidad media nominal y de diseño del proveedor Trojan Bank de lámparas UV, con un mínimo de 16 lámparas, orientadas en una matriz de 4x4.

Transmisión UV (%)	Intensidad nominal promedio @ 100 hrs ($\mu\text{W}/\text{cm}^2$)	Intensidad nominal promedio @ 1 año ($\mu\text{W}/\text{cm}^2$)
30	2300	1500
35	2650	1750
40	3000	2000
45	3450	2300
50	3950	2600
55	4550	3000
60	5300	3450
65	6150	4000
70	7250	4700
75	8650	5630
80	10600	6885
85	13350	8685
90	17650	11465

Para conseguir una desinfección de 200 CF/100 ml, el fabricante proporciona una dosis de radiación ultravioleta en función de los sólidos suspendidos (Ver Tabla 26).

Tabla 27. Dosis de diseño ultravioleta del proveedor Trojan Bank en función de los sólidos suspendidos

Cantidad de sólidos suspendidos (mg/L)	Diseño de Trojan requerido UV Dosis* ($\mu\text{Ws}/\text{cm}^2$)
30	30000
25	29000
20	28000
15	27000
10	26000

Tabla 28. Transmitancia y dosis por el fabricante

Transmitancia UV	55%
Intensidad / año	3000,00 $\mu\text{W}/\text{cm}^2$
Dosis	30000,00 $\mu\text{W s}/\text{cm}^2$
Datos del catálogo	
Separación entre lámparas	7,62 cm
Diámetro	2,286 cm
Caudal punta	289,06 m^3/h

Con el caudal de diseño se escoge el modelo que se ajusta de acuerdo al catálogo del fabricante de la Tabla 29.

Tabla 29. Catálogo de módulos UV

Módulos UV existentes						
Modelo	No. Lámparas	De	Longitud arco lámpara	del por	Para usarse en el tratamiento de hasta	
					(en MGD)	(en l/s)
UVM 2-36	2		30		0,1	5,0
UVM 2-64	2		58		0,4	17,5
UVM 4-36	4		30		0,8	35,0
UVM 4-36	4		58		1,5	65,0
UVM 6-64	6		58		3,0	130,0
UVM 8-64	8		58		50,0	2200,0
UVM 16-64	16		58		500,0	22000,0

***La longitud de arco es la longitud (en pulgadas) de la porción de la lámpara que emite luz**

Tabla 30. Selección del modelo de módulos UV

Modelo UVM 6-64	
Longitud del arco por lámpara	147,32 cm
Lámparas por bastidor	6
Longitud total	162,56 cm

El tiempo teórico de residencia hidráulico se obtiene de la relación entre la dosis requerida y la intensidad.

$$\theta = \frac{\text{Dosis requerida}}{\text{Intensidad}} = \frac{30000 \mu W \text{ seg/cm}^2}{3000 \mu W/\text{cm}^2} = 10 \text{ seg}$$

Ahora se realiza el cálculo el volumen que debe tener el canal para el paso de agua y el número de lámparas:

$$Vol_{canal} = \theta \cdot Q_{punta} = 0,803m^3$$

$$Vol_{Total} = Separación^2 \cdot Long_{arco} = (3 \text{ pulgadas})^2 \cdot 58 \text{ pulgadas} = 522 \text{ pulg}^3/lamp$$

$$Vol_{Total} = 8554,04 \text{ cm}^3/lamp$$

$$\begin{aligned} Vol_{lámpara} &= \pi/4 \cdot diámetro^2 \cdot Long_{arco} = \pi/4 \cdot (0,9pulgadas)^2 \cdot 58'' \\ &= 36,9 \text{ pulg}^3/lámp \end{aligned}$$

$$Vol_{lámpara} = 604,68 \text{ cm}^3/lámp$$

$$Vol_{neto} = Vol_{Total} - Vol_{lámpara} = 485,1 \text{ pulg}^3/lámp$$

$$Vol_{neto} = 7949,36 \text{ cm}^3/lámp$$

Los resultados se indican en la Tabla 31:

Tabla 31. Tiempo de residencia y volumen del canal y lámparas.

θ	10,0 seg
Volumen canal	0,803 m ³
Volumen total lámpara	8554,04 cm ³ /lámp
Volumen lámpara	604,68 cm ³ /lámp
Volumen neto	7949,36 cm ³ /lámp

Con el volumen se obtiene el número de lámparas y de módulos:

$$Numero \text{ Lámparas} = \frac{Vol_{canal}}{Vol_{neto}} = \frac{0,803m^3}{0,0079m^3} = 101 \text{ Lámparas}$$

$$Número \text{ módulos} = \frac{Número \text{ Lámparas}}{Lámparas \text{ por bastidor}} = \frac{101 \text{ Lámp}}{8 \text{ Lámp/módulo}} = 17 \text{ módulos}$$

Una vez se obtiene el número de lámparas y módulos se recalcula nuevamente el tiempo de residencia, el volumen definitivo y la dosis real (Ver Tabla 32).

$$Vol_{canal} = Número \text{ lámparas} \cdot Vol_{neto} = 0,811m^3$$

$$\theta = \frac{Vol_{canal}}{Q_{punta}} = 10,1 \text{ seg}$$

$$Dosis \text{ real} = \theta \cdot Intensidad = 10,1 \text{ seg} \cdot 3000 \mu W/cm^2 = 30300,11 \mu W/cm^2$$

Tabla 32. Cantidad de módulos y lámparas

Número de Lámparas	101 Lamp
Número de Módulos	17 Módulos
Número de Lámparas	102 Lamp
Volumen del Canal	0,811 m ³
Θ tiempo de retención	10,1 s
Dosis	30300,11 μ W/cm ²

Finalmente, se deben calcular las dimensiones de los módulos de lámparas (Ver Tabla 33):

$$Altura = \text{lámparas por bastidor} \cdot \text{separación entre barras} = 6 \cdot 3" = 18" = 0,46 \text{ m}$$

$$Ancho = \text{número modulos} \cdot \text{separación entre barras} = 17 \cdot 3" = 51" = 1,30 \text{ m}$$

$$Largo = \text{número grupos} \cdot \text{longitud total} = 2 \cdot 64" = 128" = 3,25 \text{ m}$$

$$Vol_{canal} = Altura * largo * ancho = 1,836 \text{ m}^3$$

Tabla 33. Dimensiones del canal requerido para la disposición de las lámparas

Altura	0,450 m
Ancho	1,275 m
Número de Grupos	2
Largo	3,200 m
Volumen del canal	1,836 m ³

6.3 Resultados de las alternativas para el tratamiento biológico

Para cada uno de los esquema expuestos en el apartado 5 se han desarrollado una serie de simulaciones con el fin de escoger la solución óptima para cada caso. Esta

serie es el resultado de la variación del volumen de los elementos y las principales variables de operación, entre las que cabe resaltar el TRC.

El TRC es una variable de operación muy importante puesto que afecta de forma directa los procesos que tienen lugar en el reactor biológico, para la degradación de la materia orgánica y la eliminación de nutrientes (crecimiento y muerte de bacterias). También es importante en la estabilización del fango ya que afecta el porcentaje de sólidos suspendidos volátiles biodegradables, debiendo ser este valor a la salida del decantador secundario inferior al 35%.

En todas las alternativas propuestas el tratamiento biológico se llevará a cabo en dos líneas debido a que para el diseño de la EDAR se empleó una proyección de población y actualmente no es necesario que la EDAR trabaje a su máxima capacidad. Además para el mantenimiento de los equipos es conveniente contar con 2 o más líneas de tal forma que la planta no se detenga en caso de fallo de alguno de los equipos.

A continuación se van a exponer los resultados de dichas simulaciones. En la memoria se presentarán las concentraciones de los componentes más importantes como son DQO, SNH_4 , SPO_4 , NT y PT en el efluente, sólidos suspendidos (X_{TSS}) en el reactor biológico y el porcentaje de sólidos suspendidos volátiles biodegradables (X_{SSVB}) en la purga. Los demás resultados se presentan en el apartado de anexos 10.3.

6.3.1 Alternativa No. 1: Eliminación biológica de materia orgánica, nitrógeno y fósforo mediante oxidación total.

Inicialmente se realiza una primera simulación donde de acuerdo a la Tabla 34 se observa que en el efluente se cumplen con todos los requisitos de vertido de materia orgánica y nutrientes. A partir de esta simulación se realizan cambios en el volumen del reactor y en el TRC hasta obtener el resultado óptimo.

Tabla 34. Resultados de las diferentes simulaciones para la alternativa No. 1

Parámetros de diseño y operación del reactor						Licor mezcla	Efluente					Purga		
Volumen reactor (m ³)	TRC (d)	% Vol. Anaerobio	% Vol. Anóxico	% Vol. Aerobio		Xtss (mg/l)	S _{PO4} (mg/l)	P _T (mg/l)	S _{NH4} (mg/l)	NT (mg/l)	DQO (mg/l)	Xtss (mg/l)	% SSV	% SSVB
7440	16,5	35	15	50		1496	1,51	1,98	0,65	8,15	78,57	9,53	79,50	34,50
7440	16,5	35	15	25	25	1495	1,50	1,97	0,24	7,85	78,32	13,53	79,40	33,40
4650	16,5	35	15	25	25	2439	1,17	1,78	0,29	7,84	80,87	12,01	79,20	33,70
3700	16,5	35	15	25	25	3004	1,55	2,21	0,33	7,94	82,79	13,51	79,60	32,70
4400	16,5	35	15	25	25	2540	1,46	2,07	0,32	7,90	81,32	12,28	79,40	32,80
4400	14,5	35	15	25	25	2314	0,91	1,51	0,33	7,81	80,33	11,68	79,10	35,60
4000	15,5	35	15	25	25	2645	1,37	2,00	0,35	7,90	81,57	12,55	79,40	33,70
4150	15,5	35	15	25	25	2559	1,25	1,87	0,35	7,89	81,27	12,33	79,40	33,80
<u>3500</u>	<u>15,5</u>	<u>35</u>	<u>15</u>	<u>25</u>	<u>25</u>	<u>3014</u>	<u>1,27</u>	<u>1,96</u>	<u>0,40</u>	<u>8,10</u>	<u>82,90</u>	<u>13,53</u>	<u>79,10</u>	<u>33,50</u>

De acuerdo a las distintas simulaciones se seleccionó como mejor opción la última que aparece en la Tabla 34. En esa opción el volumen total de reactor biológico es de 3500 m³.

En la simulación elegida como óptima se ha considerado un TRC de 15,5 días de tal forma que el fango purgado se encuentre estabilizado y no requiera de digestión posterior. Mayores TRC mejoran la estabilización del fango y la eliminación del nitrógeno pero incrementan el volumen del reactor.

Se ha considerado una recirculación de agua del reactor aerobio al anóxico con un factor de 3, es decir tres veces el caudal medio de entrada a la planta, con esto se conseguirá aportar nitratos para la desnitrificación. El caudal de recirculación externa de fangos del decantador secundario al reactor anaerobio se ha considerado en un 97,73% del caudal de entrada.

Para los reactores aerobios se ha considerado una concentración de oxígeno disuelto de 2 mg/l. La aireación se realiza mediante difusores, para garantizar la eficiencia de los difusores se considera una altura de 4 m en los reactores. En el primer reactor aerobio se dispone de 84 difusores y en el segundo de 55 difusores. Para el suministro del aire se dispone de dos soplantes operativas y una de reserva con una potencia de 165 kW con un consumo aproximado diario de 1208,6 kW-h/día.

Para el sistema de agitación de los reactores anaerobios y anóxicos se recomienda una potencia de 20 W/m³, a partir de ello, se obtienen dos agitadores para el tanque anaerobio de una potencia de 56 kW y dos agitadores para el tanque anóxico con una potencia de 14 kW.

En la Figura 35 se observan las características del agua afluyente y efluente para la simulación seleccionada de la alternativa No. 1.

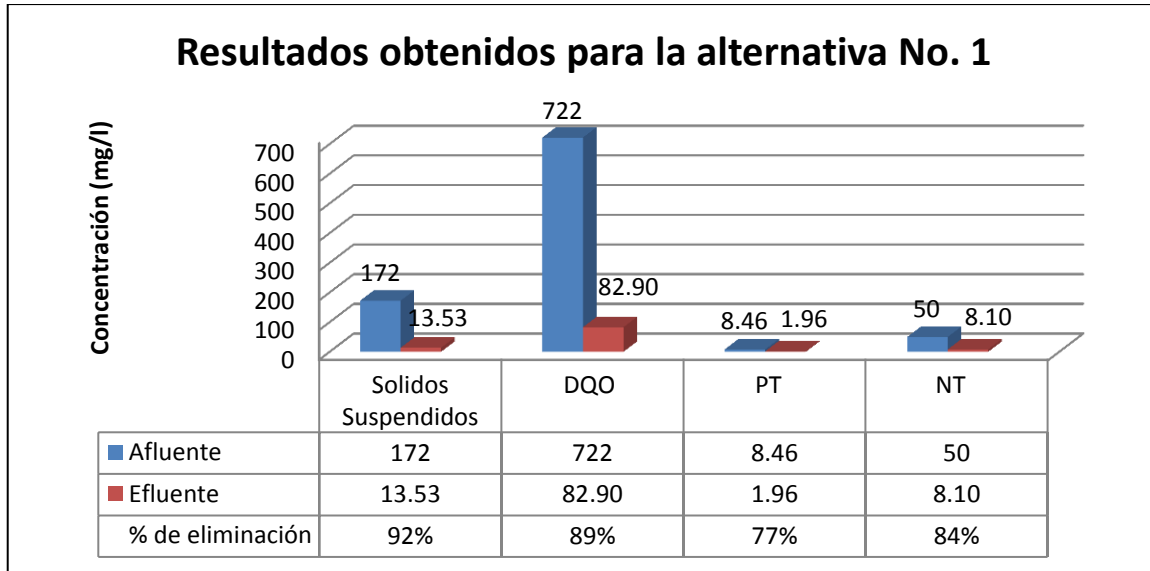


Figura 35. Características del agua afluyente y efluente para la alternativa No.1.

6.3.2 Alternativa No. 2: Eliminación biológica de materia orgánica y nitrógeno y precipitación química del fósforo mediante oxidación total.

Para esta alternativa inicialmente se realiza una primera simulación donde de acuerdo a la Tabla 35 se observa que en el efluente no se cumple con el requisito de vertido de fósforo total, por lo cual se incrementa el caudal de reactivo en las siguientes simulaciones.

También se efectúa una variación en el TRC de modo que se cumpla con los criterios para la estabilización del fango y el porcentaje de eliminación de nutrientes.

Finalmente con el volumen y TRC óptimo se selecciona un caudal de reactivo mínimo necesario para cumplir con el límite de vertido marcado en la directiva.

Tabla 35. Resultados de las diferentes simulaciones para la alternativa No. 2.

Parámetros de diseño y de operación del reactor						P. Química	Licor mezcla	Efluente					Purga		
Volumen reactor (m ³)	TRC (d)	% Vol. Anóxico	% Vol. Aerobio			Q Cloruro Férrico (m ³ /d)	Xtss (mg/l)	S _{PO4} (mg/l)	P _T (mg/l)	S _{NH4} (mg/l)	N _T (mg/l)	DQO (mg/l)	Xtss (mg/l)	% SSV	% SSVB
5000	16,50	0,20	0,27	0,27	0,26	20,00	2397,00	1,81	2,32	0,13	7,45	76,92	11,90	73,30	31,80
5000	14,00	0,20	0,27	0,27	0,26	22,00	2122,00	1,52	2,00	0,13	7,34	75,82	11,16	72,90	35,20
5000	18,50	0,20	0,27	0,27	0,26	22,00	2684,00	1,64	2,19	0,12	7,52	77,55	12,66	71,70	29,50
5000	15,00	0,20	0,27	0,27	0,26	24,00	2281,00	1,37	1,87	0,13	7,38	76,07	11,58	71,50	33,70
3400	14,00	0,20	0,27	0,27	0,26	24,00	3162,00	1,35	1,95	0,13	7,51	78,98	13,92	71,90	35,30
3700	15,00	0,20	0,27	0,27	0,26	24,00	3374,00	0,70	1,33	0,13	7,51	78,06	14,47	65,30	33,80
<u>3700</u>	<u>15,00</u>	<u>0,20</u>	<u>0,27</u>	<u>0,27</u>	<u>0,26</u>	<u>16,00</u>	<u>3086,00</u>	<u>1,35</u>	<u>1,94</u>	<u>0,13</u>	<u>7,53</u>	<u>78,81</u>	<u>13,52</u>	<u>71,40</u>	<u>33,80</u>

De acuerdo a las distintas simulaciones se seleccionó como mejor opción la última que aparece en la Tabla 35. En esa opción el volumen total de reactor biológico es de 3700 m³ y el TRC de 15 días.

Se ha considerado una recirculación de agua del reactor aerobio al anóxico con un factor de 3, con esto se conseguirá aportar nitratos para la desnitrificación. El caudal de recirculación externa de fangos del decantador secundario al reactor anóxico se ha considerado en un 97.82% el caudal de entrada.

Para los reactores aerobios se ha considerado una concentración de oxígeno disuelto de 2 mg/l. En el primer reactor aerobio se dispone de 98 difusores, el segundo de 60 difusores y el tercero de 60 difusores. Para el suministro del aire se disponen de dos soplantes operativas y una de reserva que funcionan a una potencia de 165 kW con un consumo aproximado diario de 1252,9 kW-h/día.

Para el sistema de agitación de los reactores anaerobios y anóxicos se recomienda una potencia de 20 W/m³, a partir de ello, se obtienen dos agitadores para el tanque anóxico con una potencia de 29,6 kW.

En la Figura 36 se observan las características del agua afluyente y efluente para la simulación seleccionada de la alternativa No. 2.

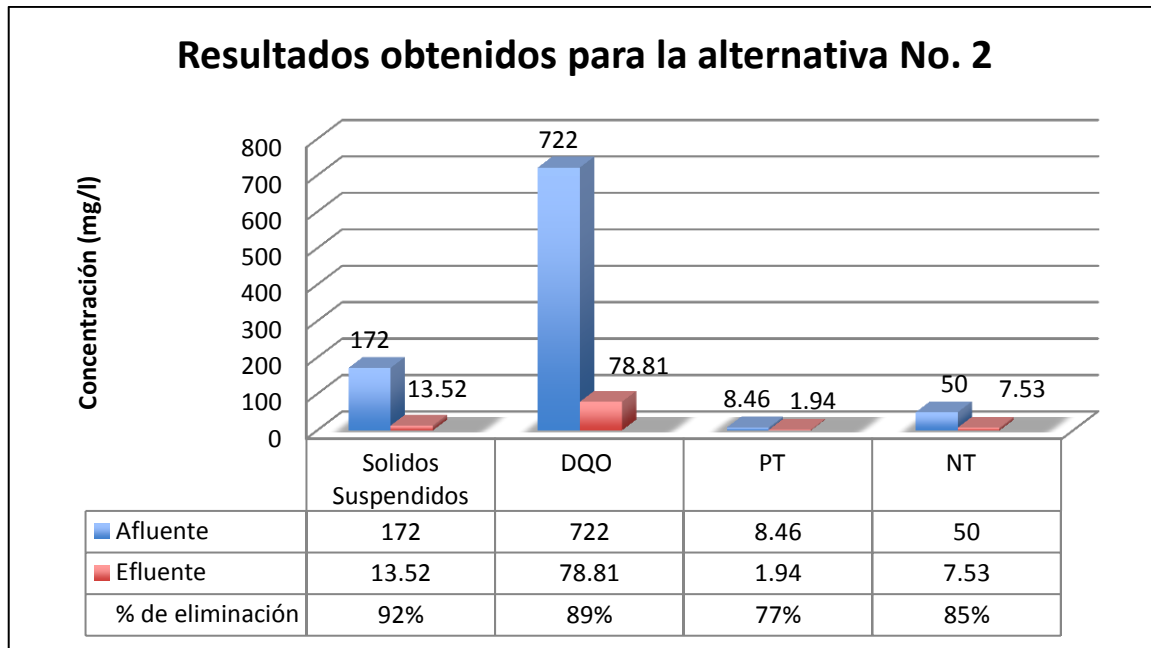


Figura 36. Características del agua afluente y efluente para la alternativa No.2.

6.3.3 Alternativa No. 3: Nitrificación y desnitrificación simultánea para la degradación de materia orgánica y nitrógeno y precipitación química del fósforo en oxidación total.

Inicialmente se realiza una primera simulación donde de acuerdo a la Tabla 36 se observa que en el efluente se cumplen con todos los requisitos de vertido de materia orgánica y nutrientes.

La nitrificación y desnitrificación simultánea se logra mediante la variación del oxígeno disuelto iniciando con 0.5 mg/l en el primer reactor hasta 2 mg/l en el último reactor. También se efectúa una variación en el TRC de modo que se cumpla con los criterios para la estabilización del fango y el porcentaje de eliminación de nutrientes.

Tabla 36. Resultados de las diferentes simulaciones para la alternativa No. 3

Parámetros de diseño y operación del reactor								P. Química	Licor mezcla	Efluente					Purga		
Volumen reactor (m ³)	TRC (d)	Reactor aerobio		Reactor aerobio		Reactor aerobio		Q Cloruro Férrico (m ³ /d)	Xtss (mg/l)	S _{PO4} (mg/l)	P _T (mg/l)	S _{NH4} (mg/l)	NT (mg/l)	DQO (mg/l)	Xtss (mg/l)	% SSV	% SSVB
		% Vol. Aerobio	O.D. (mg/l)	% Vol. Aerobio	O.D. (mg/l)	% Vol. Aerobio	O.D. (mg/l)										
3300	15,0	34	0,50	33	1,00	33	2,00	28,00	3762,0	0,50	1,26	0,14	9,54	78,0	15,25	61,2	27,2
2800	15,0	34	0,50	33	1,00	33	2,00	24,00	4224,0	0,75	1,47	0,14	9,42	79,4	15,93	63,4	25,8
2800	13,0	34	0,50	33	1,00	33	2,00	18,00	3518,0	1,12	1,78	0,14	9,61	79,5	14,86	68,5	29,6
2400	13,0	34	0,50	33	1,00	33	2,00	18,00	4058,0	1,14	1,85	0,15	9,96	80,4	15,67	68,2	28,0
2000	11,0	34	0,50	33	1,00	33	2,00	15,00	4040,0	1,46	2,15	0,16	10,26	81,1	15,65	71,1	30,2
2000	11,0	34	0,50	33	1,00	33	2,00	18,00	4174,0	1,12	1,82	0,17	10,33	80,7	15,84	68,6	29,9
<u>3000</u>	<u>12,0</u>	<u>34</u>	<u>0,50</u>	<u>33</u>	<u>1,00</u>	<u>33</u>	<u>2,00</u>	<u>15,00</u>	<u>2999,0</u>	<u>1,36</u>	<u>1,95</u>	<u>0,13</u>	<u>9,44</u>	<u>78,4</u>	<u>13,47</u>	<u>71,1</u>	<u>33,0</u>

De acuerdo con la Tabla 36 de las distintas simulaciones se seleccionó como mejor opción la correspondiente a un volumen total de reactor biológico de 3000 m³. Para dicho volumen se ha considerado un TRC de 12 días.

Se ha considerado un caudal de recirculación externa de fangos del decantador secundario al reactor aerobio en un 97,75% el caudal de entrada.

Para los reactores aerobios se ha considerado una concentración de oxígeno disuelto variable de 0.5 mg/l a 2 mg/l. En el primer reactor aerobio se dispone de 112 difusores, el segundo de 60 difusores y el tercero de 60 difusores. Para el suministro del aire se dispone de dos soplantes operativas y una de reserva que funcionan a una potencia de 225 kW con un consumo aproximado diario de 1278,4 kW-h/día.

En la Figura 37 se observan las características del agua afluyente y efluente para la simulación seleccionada de la alternativa No. 3.

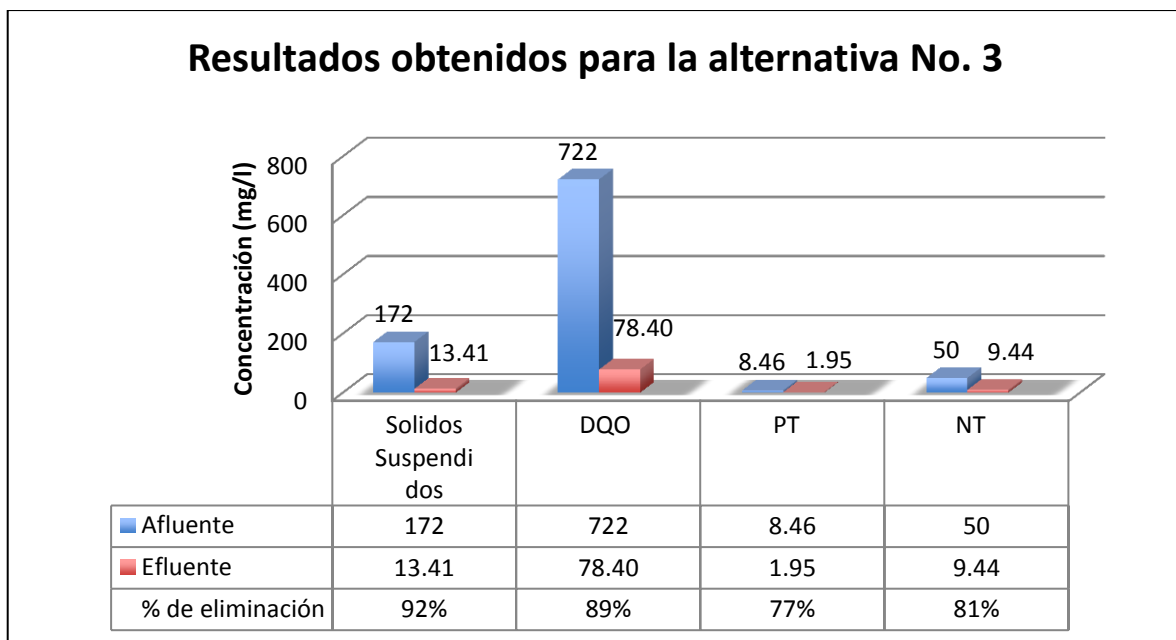


Figura 37. Características del agua afluyente y efluente para la alternativa No.3.

6.3.4 Alternativa No. 4: Nitrificación y desnitrificación simultánea para la degradación de materia orgánica y nitrógeno y precipitación química del fósforo con digestión aerobia del fango.

Inicialmente se realiza una primera simulación donde de acuerdo a la Tabla 37 se observa que en el efluente se cumplen con todos los requisitos de vertido de materia orgánica y nutrientes.

También se efectúa una variación en el TRC del reactor de modo que se cumpla con los criterios de eliminación de nutrientes. En esta alternativa el fango a la salida del decantador secundario aún no se encuentra estabilizado por lo cual es necesario disponer de un digestor aerobio, de modo que se realiza una variación del TRC en el digestor aerobio.

Finalmente con el volumen y TRC óptimo se selecciona un caudal de reactivo mínimo necesario para cumplir con el límite de vertido marcado en la directiva.

De acuerdo a las distintas simulaciones se seleccionó como mejor opción la correspondiente a un volumen total de reactor biológico es de 1000 m^3 . Para dicho volumen se ha considerado un TRC de 4 días. Se ha considerado un caudal de recirculación externa de fangos del decantador secundario al reactor aerobio en un 97,42% el caudal de entrada. Y para el digestor aerobio se ha seleccionado un volumen total de 647 m^3 con un TRC de 5 días.

Para los reactores aerobios se ha considerado una concentración de oxígeno disuelto variable entre 0,5 mg/l a 2 mg/l. En el primer reactor aerobio se dispone de 91 difusores, el segundo de 35 difusores y el tercero de 24 difusores. En el digestor aerobio se han considerado 55 difusores. Para el suministro del aire se dispone de dos soplantes operativas y una de reserva que funcionan a una potencia de 165 kW con un consumo aproximado diario de 1101,9 kW-h/día.

Tabla 37. Resultados de las distintas simulaciones para la alternativa No. 4

Parámetros de diseño y operación del reactor					P. Química	Licor mezcla	Efluente						Purga		Salida digestor		
Volumen reactor (m ³)	TRC (d)	Reactor aerobio	Reactor aerobio	Reactor aerobio	Q Cloruro Férrico (m ³ /d)	Xtss (mg/l)	S _{PO4} (mg/l)	P _T (mg/l)	S _{NH4} (mg/l)	NT (mg/l)	DQO (mg/l)	Xtss (mg/l)	%	%	%	%	TRC (d)
		% Vol. Aerobio	% Vol. Aerobio	% Vol. Aerobio									% SSV	% SSVB	% SSV	% SSVB	
1850	5,0	34	33	33	18,00	2417,0	0,84	1,31	0,18	10,13	76,51	11,89	73,6	50,1	66,2	20,4	7
1600	5,0	34	33	33	14,00	2663,0	1,22	1,71	0,20	10,23	77,96	12,55	76,3	49,2	70,3	24,0	5
1600	3,5	34	33	33	14,00	2029,0	1,02	1,43	0,23	10,32	75,95	10,84	78,3	57,2	71,4	29,4	5
1400	3,5	34	33	33	10,00	2206,0	1,64	2,06	0,25	10,16	77,20	11,32	81,2	56,3	75,0	28,8	5
1300	4,0	34	33	33	14,00	2915,0	1,15	1,66	0,28	10,74	78,89	13,21	77,0	51,8	70,0	25,7	5
1300	4,0	34	33	33	12,00	2660,0	1,40	1,88	0,25	10,58	78,38	12,51	78,7	52,6	72,6	26,3	5
1000	4,0	34	33	33	14,00	3427,1	1,20	1,77	0,37	11,12	80,61	14,58	76,5	49,8	70,4	24,4	5
1000	4,0	34	33	33	12,50	3377,0	1,40	1,96	0,37	11,12	80,75	14,45	77,3	49,8	71,3	24,4	5
<u>1200</u>	<u>4,0</u>	<u>34</u>	<u>33</u>	<u>33</u>	<u>13,00</u>	<u>3120,0</u>	<u>1,30</u>	<u>1,83</u>	<u>0,32</u>	<u>10,92</u>	<u>79,77</u>	<u>14,08</u>	<u>77,5</u>	<u>51,0</u>	<u>71,4</u>	<u>25,0</u>	<u>5</u>

En la Figura 38 se observan las características del agua afluyente y efluente para la simulación seleccionada de la alternativa No. 4.

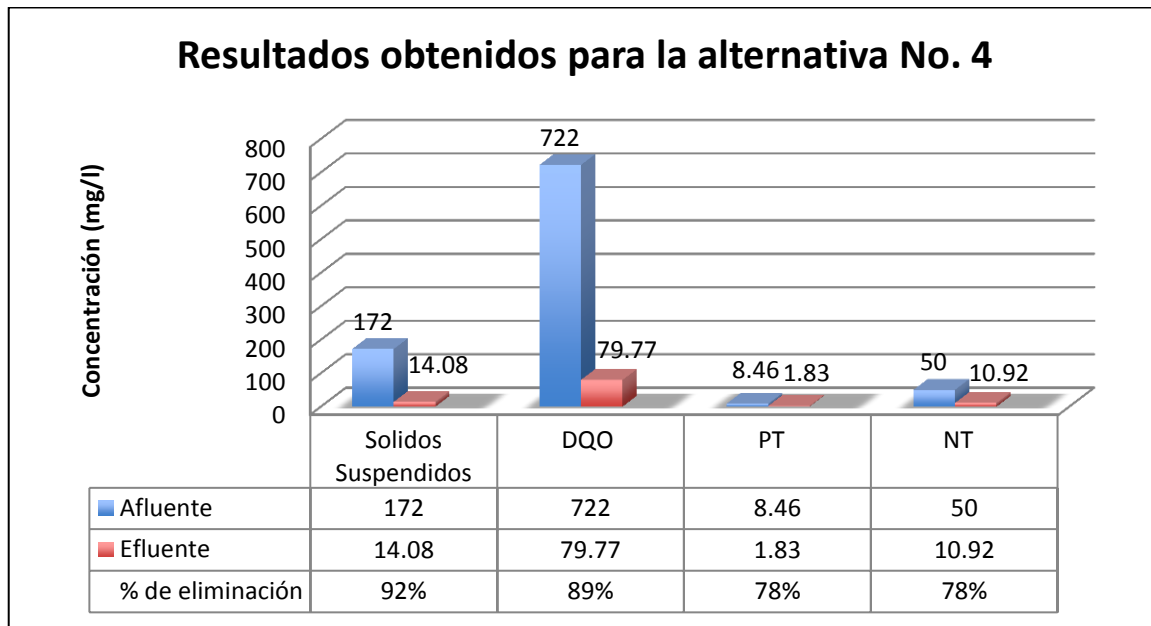


Figura 38. Características del agua afluyente y efluente para la alternativa No.4.

6.3.5 Alternativa No. 5: Eliminación biológica de materia orgánica y nitrógeno y precipitación química de fósforo con digestión aerobia de fangos.

Inicialmente se realiza una primera simulación donde de acuerdo a la Tabla 38 se observa que en el efluente no cumplen todos los requisitos de vertido en lo que se refiere a fósforo total.

En esta alternativa el fango a la salida del decantador secundario aún no se encuentra estabilizado por lo cual se debe incluir un digestor aerobio, de modo que, se realiza una variación del TRC en el digestor aerobio para cumplir con el porcentaje límite del fango estabilizado.

Finalmente con el volumen y TRC óptimo se selecciona un caudal de reactivo mínimo necesario para cumplir con el límite de vertido marcado en la directiva.

Tabla 38. Resultados de las distintas simulaciones para la alternativa No. 5.

Parámetros de diseño y operación del reactor						P. Química	Licor mezcla	Efluente					Purga		Salida digestor		
Volumen reactor (m ³)	TRC (d)	% Vol. Anaerobio	% Vol. Anóxico	% Vol. Aerobio		Q Cloruro Férrico (m ³ /d)	Xtss (mg/l)	S _{PO4} (mg/l)	P _T (mg/l)	S _{NH4} (mg/l)	NT (mg/l)	DQO (mg/l)	% SSV	% SSVB	% SSV	% SSVB	TRC (d)
2790	7,0	0,40	0,12	0,48			2152,0	1,67	2,38	1,34	7,97	78,91	77,5	50,2	81,9	23,3	7
2790	7,0	0,35	0,15	0,25	0,25		2088,0	2,35	2,98	0,59	7,51	78,53	79,2	49,4	82,7	22,3	7
1860	7,0	0,35	0,15	0,25	0,25	8,00	3105,0	0,19	0,91	1,41	7,23	81,62	75,4	46,1	72,9	20,5	7
1860	6,0	0,35	0,15	0,25	0,25	5,00	2769,0	0,22	0,98	1,35	7,87	80,35	75,7	49,3	75,8	22,3	7
1860	5,0	0,35	0,15	0,25	0,25	3,00	2393,0	0,55	1,27	1,42	7,76	79,11	77,1	53,3	78,4	24,5	7
1400	5,0	0,35	0,15	0,25	0,25	3,00	3090,0	0,32	1,19	2,55	8,53	81,88	76,0	51,2	77,7	23,9	7
<u>1400</u>	<u>5.0</u>	<u>0.30</u>	<u>0.15</u>	<u>0.28</u>	<u>0.27</u>	<u>2.00</u>	<u>2963.0</u>	<u>1.19</u>	<u>1.94</u>	<u>1.53</u>	<u>7.84</u>	<u>81.42</u>	<u>78.7</u>	<u>50.3</u>	<u>70.9</u>	<u>26.7</u>	<u>5</u>

De acuerdo a las distintas simulaciones se seleccionó como mejor opción la correspondiente a un volumen total de reactor biológico es de 1400 m³ con un TRC de 5 días. Para el digester aerobio se ha seleccionado un volumen total de 652,7 m³ con un TRC de 5 días. .

Se ha considerado una recirculación de agua del reactor aerobio al anóxico con un factor de 3. El caudal de recirculación externa de fangos se ha considerado en un 97.17% el caudal de entrada.

La aireación se realiza mediante difusores. En el primer reactor aerobio se dispone de 77 difusores y el segundo de 45 difusores. En el digester aerobio se han considerado 55 difusores. Para el suministro del aire se disponen de dos soplantes operativas y una de reserva que funcionan a una potencia de 165 kW con un consumo aproximado diario de 1019,5 kW-h/día.

Para el sistema de agitación de los reactores anaerobios y anóxicos se recomienda una potencia de 20 W/m³, a partir de ello, se obtienen dos agitadores para el tanque anaerobio de una potencia de 16,8 kW y dos agitadores para el tanque anóxico con una potencia de 8,4 kW. En la Figura 39 se observan las características del agua afluyente y efluente para la simulación seleccionada de la alternativa No. 5.

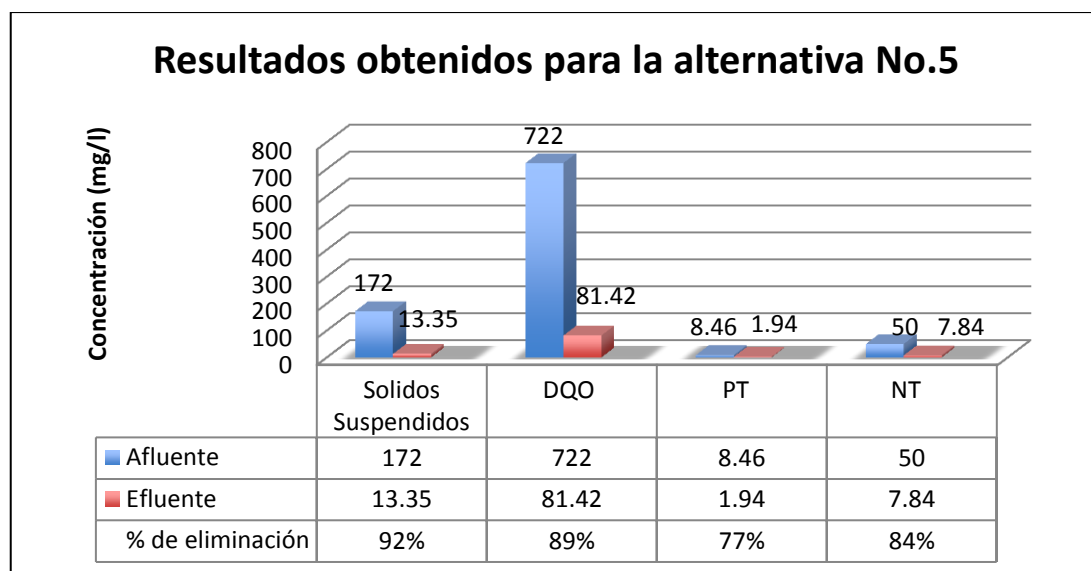


Figura 39. Características del agua afluyente y efluente para la alternativa No.5.

6.3.6 Alternativa No. 6: Precipitación química del fósforo y eliminación biológica del nitrógeno y materia orgánica con digestión aerobia de fangos.

Inicialmente se realiza una primera simulación donde de acuerdo a la Tabla 39 se observa que en el efluente se cumplen con todos los requisitos de vertido de materia orgánica y nutrientes. A partir de esta simulación se realizan cambios en los porcentajes del volumen del reactor y en el TRC, hasta obtener el resultado óptimo.

A diferencia de la alternativa No. 5 en el reactor biológico no se cuenta con un porcentaje anaerobio por esta razón el caudal de reactivo es mayor en esta alternativa.

De acuerdo a las distintas simulaciones se seleccionó como mejor opción la correspondiente a un volumen total de reactor biológico es de 850 m^3 con un TRC de 3 días.

Se ha considerado una recirculación de agua del reactor aerobio al anóxico con un factor de 3. El caudal de recirculación externa de fangos se ha considerado en un 97.33% el caudal de entrada.

La aireación se realiza mediante difusores. En el primer reactor aerobio se dispone de 72 difusores, el segundo de 36 difusores y el tercero de 24 difusores. En el digester aerobio se han considerado 72 difusores. Para el suministro del aire se disponen de dos soplantes operativas y una de reserva que funcionan a una potencia de 165 kW con un consumo aproximado diario de 1112,1 kW-h/día.

Para el sistema de agitación de los reactores anaerobios y anóxicos es recomienda una potencia de 20 W/m^3 , a partir de ello, se obtienen dos agitadores para el tanque anóxico con una potencia de 6,8 kW.

Tabla 39. Resultados de las distintas simulaciones para la alternativa No. 6

Parámetros de diseño y operación del reactor						P. Química	Salida reactor	Efluente					Purga		Salida digestor		
Volumen reactor (m ³)	TRC (d)	% Vol. Anóxico	% Vol. Aerobio			Q Cloruro Férrico (m ³ /d)	Xtss (mg/l)	S _{PO4} (mg/l)	P _T (mg/l)	S _{NH4} (mg/l)	N _T (mg/l)	Xtss (mg/l)	% SSV	% SSVB	% SSV	% SSVB	TRC (d)
2790	5,0	0,30	0,70			18,60	1675,2	0,74	1,12	0,78	6,26	9,90	73,90	53,50	65,00	17,80	10,0
2790	5,0	0,30	0,24	0,23	0,23	12,00	1576,0	1,39	1,76	0,25	6,91	9,65	78,80	53,50	71,60	22,20	7,0
1860	5,0	0,20	0,27	0,27	0,26	12,00	2279,0	1,46	1,91	0,25	7,16	11,53	78,10	50,60	72,20	24,80	5,0
1395	5,0	0,30	0,24	0,23	0,23	12,00	2981,0	1,51	2,03	0,57	7,05	13,39	77,60	48,60	71,90	23,70	5,0
1500	5,0	0,20	0,27	0,27	0,26	12,00	2615,0	1,50	1,98	0,28	7,24	12,43	77,90	49,40	72,00	24,00	5,0
1300	3,0	0,20	0,27	0,27	0,26	10,00	2104,0	1,53	1,93	0,49	6,95	10,16	81,70	59,20	75,30	30,80	5,0
1000	3,0	0,20	0,27	0,27	0,26	12,00	2702,0	1,26	1,73	0,69	7,14	12,64	79,60	56,70	73,00	29,10	5,0
1000	3,0	0,20	0,27	0,27	0,26	11,00	2667,0	1,42	1,88	0,69	7,14	12,57	80,40	56,70	73,90	29,10	5,0
<u>850</u>	<u>3,0</u>	<u>0,20</u>	<u>0,27</u>	<u>0,27</u>	<u>0,26</u>	<u>13,00</u>	<u>3150,0</u>	<u>1,21</u>	<u>1,74</u>	<u>1,05</u>	<u>6,58</u>	<u>13,94</u>	<u>78,10</u>	<u>53,90</u>	<u>71,70</u>	<u>27,30</u>	<u>5,0</u>

En la Figura 40 se observan las características del agua afluente y efluente para la simulación seleccionada de la alternativa No. 6.

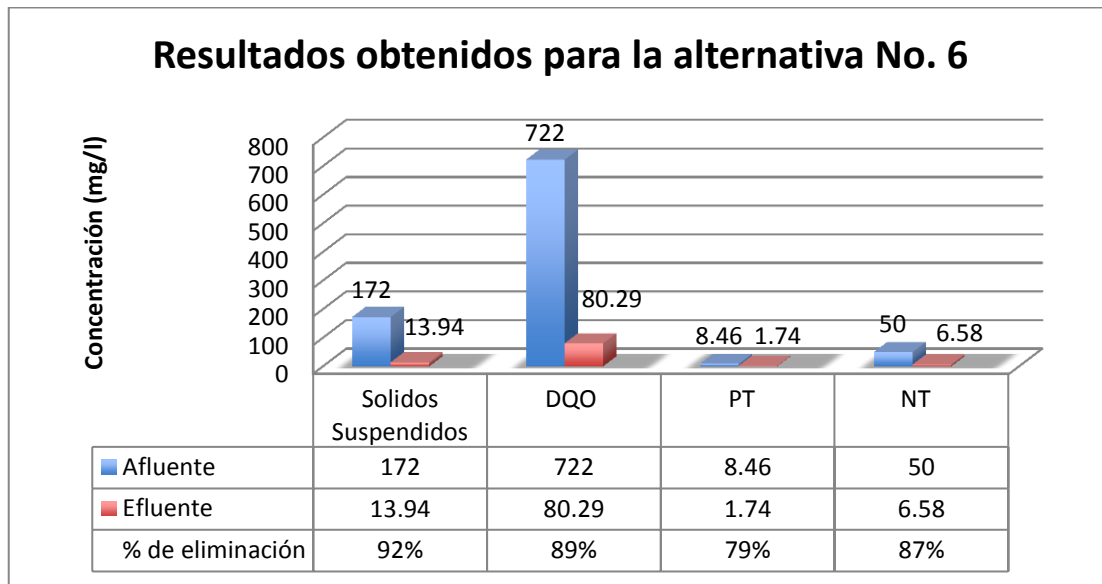


Figura 40. Características del agua afluente y efluente para la alternativa No.6.

6.3.7 Alternativa No. 7: Biorreactor anaerobio de membrana para eliminación de materia orgánica.

Inicialmente se realiza una primera simulación donde de acuerdo a la Tabla 40 se observa que en el efluente se cumple con el límite de vertido de materia orgánica.

Se realiza una variación del TRC de la membrana hasta escoger el óptimo que cumpla con los requisitos de eliminación de materia orgánica y de estabilización del fango.

De acuerdo a las distintas alternativas simuladas se seleccionó como mejor opción la correspondiente a un volumen total de reactor anaerobio de 1237,5 m³ y para la membrana 371,25 m³ y funcionan con un TRC de 40 días.

Tabla 40. Resultados de las distintas simulaciones para la alternativa No. 7

Reactor anaerobio			Membrana Anaerobia			Efluente					Purga			
TRC (d)	Caudal de gas (m ³ /d)	Metano (%)	Qrec interna /Qentrada	Caudal de gas (m ³ /d)	Metano (%)	S _{PO4} (mg/l)	P _T (mg/l)	S _{NH4} (mg/l)	N _T (mg/l)	DQO (mg/l)	Xtss (mg/l)	% SSV	% SSVB	Xtss (mg/l)
60	810,03	65,88	10,00	82,00	64,98	7,41	7,44	45,33	45,84	111,17	1,0	78,80	13,80	210
50	805,00	65,90	10,00	75,00	65,07	7,38	7,41	45,19	45,72	112,97	1,0	79,10	15,90	176
<u>40</u>	<u>504,00</u>	<u>65,75</u>	<u>10,00</u>	<u>371,00</u>	<u>65,65</u>	<u>7,32</u>	<u>7,35</u>	<u>45,15</u>	<u>45,67</u>	<u>120,31</u>	<u>1,0</u>	<u>79,70</u>	<u>19,10</u>	<u>9409</u>
70	625,00	65,91	10,00	286,00	62,64	7,43	7,46	45,41	45,93	110,39	1,0	78,60	12,40	6370
100	551,00	66,34	10,00	377,00	62,44	7,47	7,50	45,60	46,11	107,13	1,0	78,10	9,30	21668

En el reactor anaerobio se genera un caudal de 504 m³/d de biogás con un 65.75% de metano y en la membrana anaerobia se genera un caudal de 371 m³/d con un 65.65% de metano. Este biogás será aprovechado en forma de energía eléctrica en la EDAR.

Para la recirculación interna de la membrana hacia el reactor anaerobio se ha estimado una relación de Q recirculación/Q entrada de 10, con esta relación se considera que es suficiente para una completa agitación del tanque. En la Figura 41 se observan las características del agua afluyente y efluente para la simulación seleccionada de la alternativa No. 7.

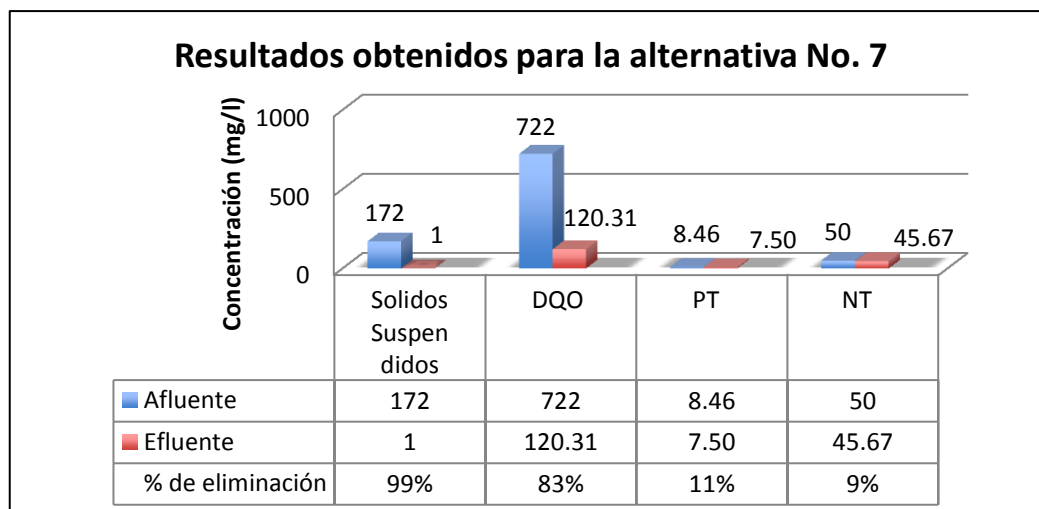


Figura 41. Características del agua afluyente y efluente para la alternativa No.7.

6.3.8 Alternativa No. 8. Biorreactor anaerobio de membrana para eliminación de materia orgánica con post-tratamiento para eliminación de nutrientes.

Inicialmente se realiza una primera simulación la cual parte de los resultados de la alternativa anterior y en donde de acuerdo a la Tabla 41 se observa que los compuestos de nitrógeno total y fósforo total están por fuera del rango del límite de vertido, por lo que se introduce la precipitación química del fósforo y en las siguientes simulaciones se introduce materia orgánica en forma de metanol para la eliminación del nitrógeno. De igual forma se realiza una variación en el volumen y el TRC del reactor biológico hasta encontrar el óptimo.

Tabla 41. Resultado de las distintas simulaciones para la alternativa No. 8

Simulación	Reactor Anaerobio			Membrana anaerobia			Nudo		P. Química
	Caudal de gas (m ³ /d)	Metano (%)	TRC (d)	Qrec/Qent	Caudal de gas (m ³ /d)	Metano (%)	Q (m ³ /d)	Sf (mg DQO/l)	Q Cloruro Férrico (m ³ /d)
1	342	63	40	10	539	60	1,00	215063	15,50
2	343	65	40	10	538	60	1,00	215063	15,50
3	352	66	40	10	536	61	1,00	300000	15,50
4	352	66	40	10	535	61	1,00	300000	16,50
5	352	66	40	10	535	61	1,00	300000	16,50
6	343	66	40	10	531	61	1,00	300000	16,50
7	342	66	40	10	534	61	1,00	300000	16,50
8	477	67	40	10	535	63	5,00	300000	23,00
9	437	66	40	10	527	62	5,00	300000	23,00

Simulación	Parámetros de diseño y operación del reactor						Efluente					Purga membrana		
	Volumen reactor (m ³)	TRC (d)	% Vol. Anóxico		% Vol. Aerobio		S _{PO4} (mg/l)	P _T (mg/l)	S _{NH4} (mg/l)	NT (mg/l)	DQO (mg/l)	Xtss (mg/l)	% SSV	% SSVB
1	3500	7	0,30	0,35	0,35	0,35	1,3	2,0	0,1	25,1	85,8	7,0	59	17
2	3500	7	0,50	0,25	0,25	0,25	1,3	2,0	0,2	21,3	85,5	7,0	59	17
3	3500	7	0,50	0,25	0,25	0,25	1,4	2,1	0,2	18,0	85,8	7,0	58	17
4	3500	7	0,25	0,25	0,25	0,25	1,1	1,8	0,2	17,1	85,7	7,0	58	17
5	3500	7	0,30	0,30	0,20	0,20	1,1	1,8	0,5	15,5	85,6	7,0	58	17
6	5500	7	0,30	0,30	0,20	0,20	1,1	1,7	0,4	14,9	85,3	6,4	58	17
7	5500	8	0,30	0,30	0,20	0,20	1,1	1,8	0,3	14,9	85,4	6,6	58	17
8	3500	5	0,30	0,35	0,35	0,35	0,9	1,4	0,1	10,5	90,0	7,5	55	8
9	1000	5	0,30	0,35	0,35	0,35	0,9	1,7	0,4	10,9	92,2	12	58	14

De acuerdo a las distintas simulaciones se escogió como mejor opción la correspondiente a un volumen total de reactor anaerobio de 1100 m^3 y para la membrana 550 m^3 , que funcionan con un TRC de 40 días.

En el reactor anaerobio se genera un caudal de biogás de $437 \text{ m}^3/\text{d}$ con un 66,17% de metano y en la membrana anaerobia se genera un caudal de $527 \text{ m}^3/\text{d}$ con un 62,24% de metano. Este biogás será aprovechado en forma de energía eléctrica en la EDAR. Para la recirculación interna de la membrana hacia el reactor anaerobio se ha estimado una relación de Q recirculación/Q entrada de 10, con esta relación se considera que es suficiente para una completa agitación del tanque.

Para el reactor biológico se seleccionó un volumen de 1000 m^3 . De dicho volumen total se ha considerado un 30% correspondiente al reactor anóxico y un 70% al reactor aerobio. Para este volumen se ha elegido un TRC de 5 días.

Se ha escogido una recirculación de agua del reactor aerobio al anóxico con un factor de 3. El caudal de recirculación externa de fangos del decantador secundario al reactor anóxico se ha considerado en un 98,59% el caudal de entrada.

La aireación se realiza mediante difusores. En el primer reactor aerobio se dispone de 84 difusores y el segundo al igual que el primero de 24 difusores. Para el suministro del aire se disponen de dos soplantes operativas y una de reserva que funcionan a una potencia de 180 kW con un consumo aproximado diario de $954,4 \text{ kW-h/día}$.

Para el sistema de agitación del reactor anóxico se recomienda una potencia de 20 W/m^3 , a partir de ello, se obtienen dos agitadores para el tanque anóxico con una potencia de 12 kW.

En la Figura 42 se observan las características del agua afluyente y efluente para la simulación seleccionada de la alternativa No. 8.

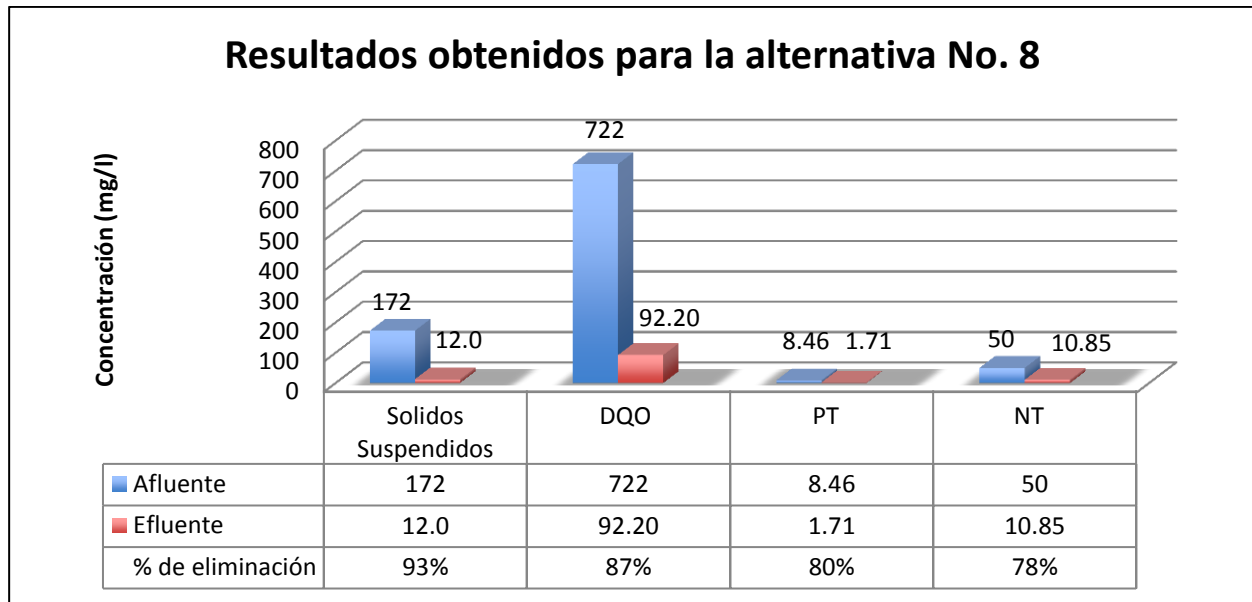


Figura 42. Características del agua afluyente y efluente para la alternativa No.8.

6.3.9 Resumen de resultados

Con los resultados de las simulaciones se observa que todas las alternativas cumplen con los límites de vertidos establecidos en la normativa, con excepción de la alternativa No. 7, que como se explicó anteriormente se asume que el efluente es rico en nutrientes y se puede utilizar para riego. En la Tabla 42 se encuentran resumidos los porcentajes de eliminación para cada alternativa. La tabla indica porcentajes de eliminación muy similares para DQO, fósforo total y nitrógeno total, siendo la eliminación de los sólidos suspendidos para las alternativas de membranas (No. 7 y 8) es un poco mayor en comparación con las otras alternativas.

Tabla 42. Porcentaje de eliminación de materia orgánica, sólidos suspendidos y nutrientes de todas las alternativas

	Alternativa							
	1	2	3	4	5	6	7	8
Solidos Suspendidos	92%	92%	92%	92%	92%	92%	99%	93%
DQO	89%	89%	89%	89%	89%	89%	83%	87%
P_T	77%	77%	77%	78%	77%	79%	11%	80%
N_T	84%	85%	81%	78%	84%	87%	9%	78%

En cuanto a la generación de fangos en todas las alternativas el porcentaje de SSVB es inferior al 35% (Ver Figura 43).

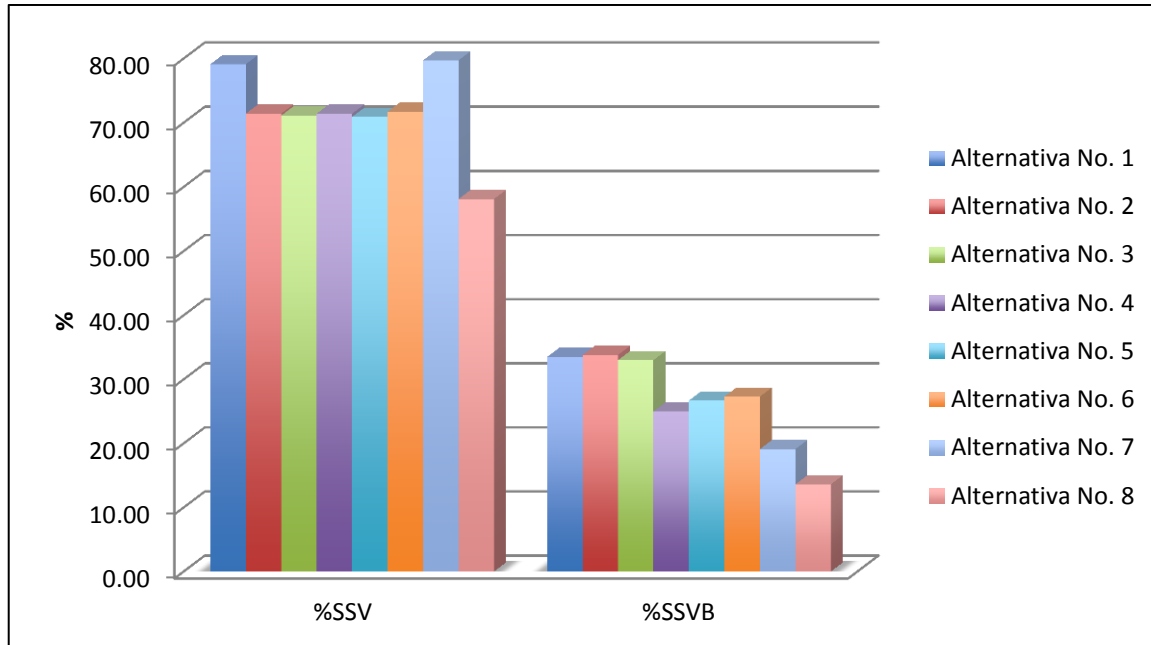


Figura 43. Porcentaje de SSV y SSVB para las distintas alternativas.

En la Figura 43 se observa que el porcentaje de sólidos suspendidos volátiles para la alternativa No. 8 es inferior en comparación a las demás. Esto es debido a que el fósforo que se precipita en el post tratamiento es recirculado a cabecera y esto supone un incremento en los sólidos suspendidos no volátiles (a su vez incremento en los sólidos totales) por lo cual disminuye el porcentaje de SSV. Para evitar este inconveniente se podría plantear la posibilidad de realizar la precipitación química del fósforo en el tratamiento terciario y así disminuiría el volumen del reactor biológico y la cantidad de sólidos que llegan a la membrana.

También se observa que las alternativas No. 1 y 7 tienen un mayor porcentaje de sólidos suspendidos volátiles debido a que en ellas no se realizó la precipitación química del fósforo.

En la Tabla 43 se observa un resumen general de los volúmenes seleccionados para las alternativas de simulación.

Tabla 43. Resumen de volumen para las distintas alternativas

Elemento	Volumen (m3)							
	Alter No. 1	Alter No. 2	Alter No. 3	Alter No. 4	Alter No. 5	Alter No. 6	Alter No. 7	Alter No. 8
Reactor anaerobio	-	-	-	-	-	-	1462,5	1500,0
Reactor biológico	3500,0	3700,0	3000,0	1200,0	1400,0	850,0	-	1000,0
Decantador secundario	747,9	752,6	752,6	754,5	752,6	755,5	-	848,4
Digestor aerobio	-	-	-	647,0	652,7	667,3	-	-
Espesador	17,8	20,0	20,4	22,6	22,8	23,4	6,8	14,4
Total	4265,7	4472,6	3773,0	2624,1	2828,1	2296,1	1469,3	3362,8

El volumen más significativo de acuerdo a la Tabla 43 es el de la alternativa No. 2, debido al tamaño que requiere el reactor biológico para la estabilización del fango, en cambio la No. 7, la cual elimina únicamente materia orgánica con el biorreactor anaerobio de membrana es la que menor volumen ocupa.

7 ANÁLISIS ECONÓMICO DE LAS ALTERNATIVAS

Uno de los factores más importantes para la selección definitiva de la mejor alternativa es el análisis económico, por ello, se ha decidido hacer una comparación de costes constructivos, de operación y mantenimiento.

La valoración económica de las alternativas propuestas se realizará en referencia a los elementos más significativos de cada una, para así determinar la alternativa más factible. En el análisis económico no se ha tenido en cuenta los costes de construcción o instalación de los elementos en común para todas las alternativas como lo son, el pretratamiento, la deshidratación de fangos y la desinfección del agua por medio de radiación ultravioleta.

Dentro de los costes de operación de una planta de tratamiento de agua residual se encuentran los gastos fijos y variables. Los gastos fijos no dependen del caudal a tratar mientras que los variables sí.

Entre los gastos fijos se encuentran:

- ❖ Gastos de mantenimiento y conservación.
- ❖ Gastos de personal.
- ❖ Gastos varios.

Los gastos variables se refieren a:

- ❖ Consumo de energía eléctrica.
- ❖ Consumo de reactivos.
- ❖ Gastos de evacuación de residuos y deshidratación de fangos.

Los gastos fijos no difieren significativamente entre las distintas alternativas, por lo cual su cálculo no se tendrá en cuenta para la valoración económica. Se realizará un análisis de costes asociado a la construcción de los principales elementos, el

consumo de energía eléctrica, el consumo de reactivos y gestión de deshidratación de fangos.

7.1 Costes de ejecución

Para el cálculo de los costes de la construcción civil del sistema de tratamiento biológico se ha determinado un valor de construcción en €/m³, este valor se ha hallado a partir del análisis de precios unitarios de construcción en Colombia. Dentro de este valor se tiene en cuenta el desbroce, excavación, relleno, hormigón, refuerzo, transporte y personal necesarios para la ejecución de la obra civil. Con excepción para el caso en específico de la membrana, para el cual se ha utilizado el precio del mercado que ha suministrado el fabricante.

Para el biorreactor de membrana se ha seleccionado el fabricante KOCH membrane systems y se ha escogido el modelo PSH 1500, el catálogo de este modelo se encuentra en el apartado de anexos 10.2.

Para evaluar el coste de la membrana es necesario calcular el área, para ello se debe fijar el flujo medio, es decir, el caudal que atraviesa la membrana por cada m². Se ha fijado un valor de 12 l /m² h.

$$Superficie = \frac{Q_{entrada} (l/h)}{q (l m^2/h)} = \frac{192708 l/h}{12 l/m^2h} = 16059,03 m^2$$

De acuerdo al catálogo del fabricante cada módulo de membranas tiene una superficie efectiva de filtración de 1500 m², a partir de la superficie efectiva es posible determinar la cantidad de módulos como se indica a continuación:

$$Superficie = 16059,03 m^2$$

$$Superficie efectiva filtración = 1500 m^2$$

$$Cantidad de módulos = 11 módulos$$

Dimensiones $\Rightarrow L = 2244 \text{ mm } W = 1755 \text{ mm } H = 2530 \text{ mm}$

Precio de membrana = 40 € / m² membrana

Coste total de la membrana = 642 361 €

En la Tabla 44 se muestran los principales elementos a construir de cada alternativa con su respectivo precio por unidad de construcción y el total de los costes.

Tabla 44. Volúmenes y costes de construcción civil para las distintas alternativas.

	Elemento	Volumen (m3)	Coste de obra civil (€/m3)	Coste Total (€)
Alternativa No. 1: Eliminación biológica de materia orgánica, nitrógeno y fósforo mediante oxidación total.	Reactor biológico	3500,0	200	700.000
	Decantador secundario	747,9	210	157.056
	Espesador	17,8	210	3.742
	Total	4265,7	-	860.798
Alternativa No. 2: Eliminación biológica de materia orgánica y nitrógeno y precipitación química del fósforo mediante oxidación total.	Reactor biológico	3700,0	200	740.000
	Decantador secundario	752,6	210	158.050
	Espesador	20,0	210	4.190
	Total	4472,6	-	902.240
Alternativa No. 3: Nitrificación y desnitrificación simultánea para la degradación de materia orgánica y nitrógeno y precipitación química del fósforo en oxidación total.	Reactor biológico	3000,0	200	600.000
	Decantador secundario	752,6	210	158.050
	Espesador	20,4	210	4.277
	Total	3773,0	-	762.327
Alternativa No. 4: Nitrificación y desnitrificación simultánea para la degradación de materia orgánica y nitrógeno y precipitación química del fósforo con digestión aerobia del	Reactor biológico	1200,0	200	240.000
	Decantador secundario	754,5	210	158.448
	Digestor aerobio	647,0	200	
	Espesador	22,6	210	4.755
	Total	2624,1	-	403.203

fango.

Alternativa No. 5: Eliminación biológica de materia orgánica y nitrógeno y precipitación química de fósforo con digestión aerobia de fangos.	Reactor biológico	1400,0	200	280.000
	Decantador secundario	752,6	210	158.050
	Digestor aerobio	652,7	200	130.540
	Espesador	22,8	210	4.786
	Total	2828,1	-	573.375
Alternativa No. 6: Precipitación química del fósforo y eliminación biológica del nitrógeno y materia orgánica con digestión aerobia de fangos.	Reactor biológico	850,0	200	170.000
	Decantador secundario	755,5	210	158.647
	Digestor aerobio	667,3	200	133.454
	Espesador	23,4	210	4.910
	Total	2296,1	-	467.011
Alternativa No. 7: Biorreactor anaerobio de membrana para eliminación de materia orgánica.	Reactor anaerobio	1462,5	200	292.500
	Espesador	6,8	210	1.430
	Membrana			642.361
	Total	1469,3	-	936.291
Alternativa No. 8: Biorreactor anaerobio de membrana para eliminación de materia orgánica con post-tratamiento para la eliminación de nutrientes.	Reactor anaerobio	1500,0	200	300.000
	Reactor biológico	1000,0	200	200.000
	Decantador secundario	848,4	210	178.159
	Espesador	14,4	210	3.019
	Membrana			642.361
Total	3362,8	-	1.323.539	

En la Figura 44 se muestra el resumen de costes de ejecución para las distintas alternativas, se observa que la alternativa No. 4 es la más económica en cuanto a costes de construcción y la alternativa No. 8 la más costosa debido al uso de la membrana anaerobia y el post tratamiento para la eliminación de los nutrientes del agua.

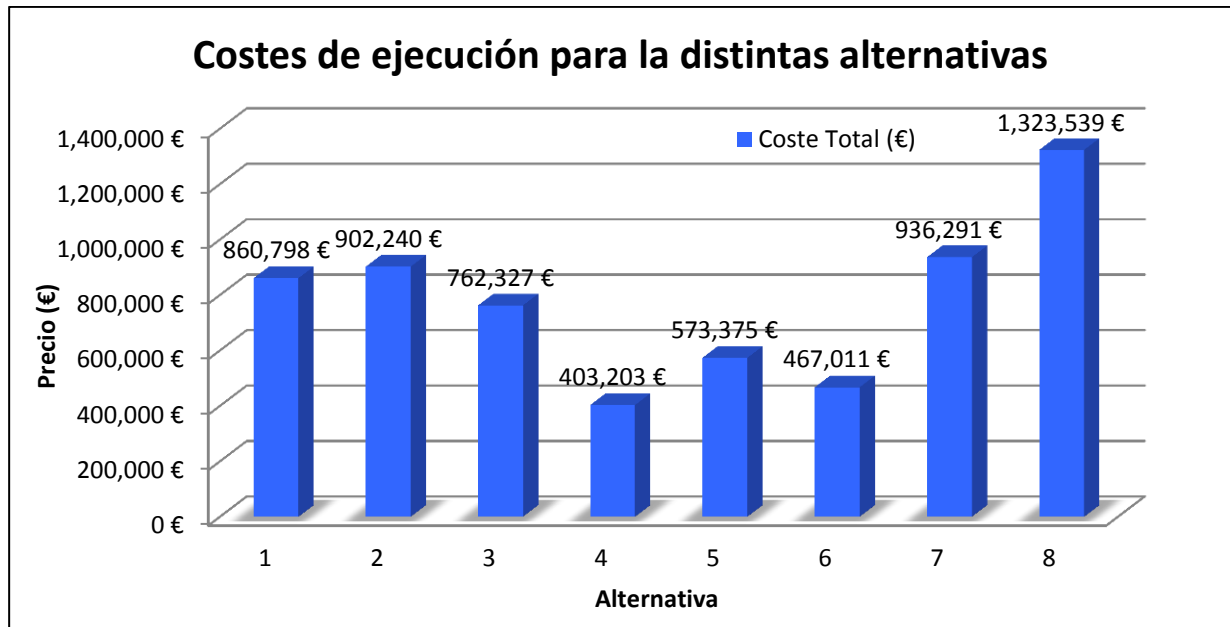


Figura 44. Coste de ejecución.

7.2 Costes de energía eléctrica

El consumo de la energía eléctrica es uno de los gastos más significativos de la EDAR. Para valorar los costes energéticos de las diferentes alternativas se va a tener en cuenta el sistema de aireación de los reactores aerobios y el digestor aerobio, el sistema de agitación de los reactores anóxicos y anaerobios y el conjunto de bombas para la circulación del caudal a lo largo de la EDAR.

En Colombia está establecida una tarifa por la comisión de regulación de energía y gas para el año 2016 en 0.115 €/kWh. Con este precio se realizará el cálculo de la energía para las 8 alternativas propuestas.

La potencia del sistema de aireación y de agitación para todas las alternativas viene dada por el programa de simulación DESASS. Para el conjunto de bombas que circulan el caudal a lo largo de planta es necesario su cálculo, por lo cual se empleará la siguiente fórmula:

$$Potencia = \frac{Q_{total} \cdot H_B \cdot \rho \cdot g}{eficiencia\ de\ bombeo}$$

Donde,

Q_{total} : caudal de circulación (m^3/s)

H_B : altura dinámica (m)

ρ : densidad del agua (kg/m^3)

g : gravedad (m/s^2)

Al no conocer las condiciones y topografía detallada del terreno y las disposición de los diferentes elementos se va a suponer la altura dinámica para los diferentes tramos. En la Tabla 45 se muestran los bombeos necesarios en la EDAR junto con el caudal.

Tabla 45. Caudal de bombeo para el tratamiento biológico

Elemento	Caudal (m^3/s)							
	Alt. No.1	Alt. No.2	Alt. No.3	Alt. No.4	Alt. No.5	Alt. No.6	Alt. No.7	Alt. No.8
Bomba de recirculación externa del fango total	-	-	-	-	-	-	-	0,0009
Bomba Recirculación Ext. Fangos	0,0523	0,0524	0,0523	0,0522	0,0520	0,0521	-	0,0530
Bomba Recirculación Int. Fango	0,1640	0,1650	-	-	0,1651	0,1656	-	0,1641
Bomba de purga	0,0012	0,0013	0,0013	0,0015	0,0015	0,0015	0,0004	0,0004
Bomba recirculación interna del sistema AnMBR	-	-	-	-	-	-	0,5390	0,5477

Con el caudal necesario a bombear se calcula la potencia necesaria para cada bomba y junto con la potencia para el sistema de aireación y de agitación se obtiene la potencia total para cada alternativa, finalmente se obtiene el valor del coste anual del consumo de energía como se observa en la Tabla 46.

Para prevenir la continua acumulación de sólidos en la membrana se debe realizar limpieza de la membrana, para ello en las alternativas No. 7 y 8 es necesario el uso de una soplante que suministre el caudal de aire necesario.

$$Q = 0,2 \frac{m^3 \text{ biogas}}{m^2 \text{ membrana hora}}$$

$$Q = 0,2 \frac{m^3 \text{ biogas}}{m^2 \text{ membrana hora}} \cdot 16059,03 \text{ m}^2 \text{ membrana}$$

$$= 3211,81 \frac{m^3 \text{ biogas}}{\text{hora}} = 53.5 \frac{m^3 \text{ biogas}}{\text{min}}$$

$$\Delta h = h + 1 \text{ mca} = 2,530 + 1 \text{ mca} = \Delta P = 353 \text{ mbar}$$

Con el caudal de biogás, por medio de catálogo de la Figura 45 se escoge la soplante que se ajuste a las condiciones.

Δp mbar	Tamaño de la soplante	GM 60 S / DN 200											
		\dot{V}_1 [m ³ /min]	t_2 [°C]	nG [1/min]	nM [1/min]	P _k [kW]	P _{mot} [kW]	Tamaño del motor	Lp(A)[dB] s.c. / c.c.				
400	\dot{V}_1 [m ³ /min]	19.3	26.4	30.2	35	39.7	45	52.1	55.2	58.8			
	t_2 [°C]	63	61	60	59	58	58	57	57	57			
	nG [1/min]	1150	1475	1650	1870	2090	2330	2660	2800	2970			
	nM [1/min]	2930	2945	2945	2950	2940	2940	2955	2955	2970			
	P _k [kW]	17.5	22.9	25.9	29.8	33.9	38.4	44.9	47.7	51.2			
	P _{mot} [kW]	22	30	30	37	45	45	55	55	75			
	Tamaño del motor	180 M	200 L	200 L	200 L	225 M	225 M	250 M	250 M	280 S			
	Lp(A)[dB] s.c. / c.c.	87/74	90/73	93/73	97/74	97/74	97/75	99/76	99/76	101/76			

Figura 45. Catálogo de soplantes de ARZEN

De acuerdo al catálogo se obtiene una soplante con una potencia absorbida de 47,7 kW, con esta potencia es posible determinar el coste anual de energía.

Tabla 46. Potencia requerida

Potencia (kW)

Elemento	Altura dinámica (m)	Alter No.1	Alter No.2	Alter No.3	Alter No.4	Alter No.5	Alter No.6	Alter No.7	Alter No.8
Bomba de purga (recirculación externa del fango total)	1,00	-	-	-	-	-	-	-	0,01
Bomba Recirculación Ext. Fangos	1,50	1,10	1,10	1,10	1,10	1,09	1,09	-	1,11
Bomba Recirculación Int. Agua	1,00	2,30	2,31	-	-	2,31	2,32	-	2,30
Bomba de purga	2,50	0,04	0,05	0,05	0,05	0,05	0,05	0,01	0,01
Bomba recirculación interna de la membrana al reactor anaerobio	2,00	-	-	-	-	-	-	18,87	19,17
Sistema de bombeo (kW)		3,44	3,46	1,15	1,15	3,46	3,47	18,88	22,61
Sistema de aireación en el reactor biológico y digestor (kW)		50,36	52,20	53,27	45,91	42,48	46,34	-	39,77
Sistema de agitación en el reactor biológico (kW)		70	29,6	-	-	25,2	6,8	-	12
Sistema de limpieza de membranas (kW)		-	-	-	-	-	-	47,7	47,7
Potencia Total requerida (kW)		123,79	85,26	54,41	47,06	71,14	56,61	66,58	122,07
Potencia Total requerida (kW h/d)		2971,07	2046,24	1305,91	1129,44	1707,26	1358,59	1597,92	2929,75
TOTAL ANUAL (€)		125.093	86.154	54.983	47.554	71.882	57.202	67.278	123.353

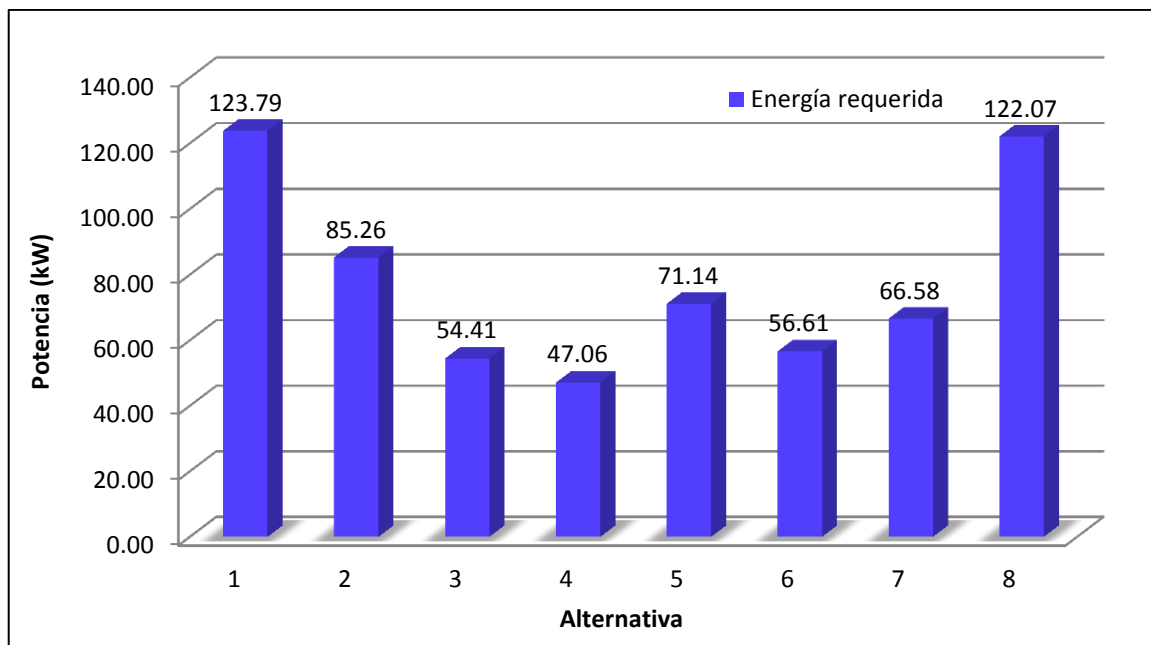


Figura 46. Energía requerida

De acuerdo a la Figura 46 se puede observar que las alternativa 1 en comparación con las demás requiere de más potencia para la agitación de los tanques anaerobio y anóxico. También se observa que la alternativa No. 4 es la que menos energía requiere.

Las alternativas No. 7 y 8 se basan en el uso de un biorreactor anaerobio de membrana, por lo cual, en el proceso de eliminación de materia orgánica genera biogás, éste será aprovechado en forma de energía eléctrica para la EDAR, a continuación se presenta la energía que este sistema proporciona para cada caso.

Para la alternativa No. 7:

$$Q_{CH_4 \text{ Reactor}} = 330,56 \text{ m}^3/d$$

$$Q_{CH_4 \text{ membrana}} = 229,42 \text{ m}^3/d$$

$$Q_{CH_4 \text{ Total}} = 559,98 \text{ m}^3/d$$

Teniendo en cuenta que el poder energético del metano es de 38000 kJ/m³, y asumiendo que la turbina trabaja a un 30% de eficiencia, la potencia obtenida será:

$$559,98 \frac{m^3}{d} \times 38000 \frac{KJ}{m^3} \times \frac{1000 J}{1 KJ} \times \frac{1 kWh}{3,6 \times 10^6 J} \times \frac{1 d}{24 h} = 246,28 kW$$

$$246,28 kW \times 30\% = \mathbf{73,88 kW}$$

Para la alternativa No. 8:

$$Q_{CH_4 \text{ Reactor}} = 289,22 m^3/d$$

$$Q_{CH_4 \text{ membrana}} = 328,01 m^3/d$$

$$Q_{CH_4 \text{ Total}} = 617,23 m^3/d$$

$$617,23 \frac{m^3}{d} \times 38000 \frac{KJ}{m^3} \times \frac{1000 J}{1 KJ} \times \frac{1 kWh}{3,6 \times 10^6 J} \times \frac{1 d}{24 h} = 271,46 kW$$

$$271,46 kW \times 30\% = \mathbf{81,44 kW}$$

De acuerdo a lo anterior el potencial energético generado por ambas alternativas (Alternativa No. 7 y 8) es suficiente para suministrar la energía que requieren los sistemas de bombeo, de aireación y de agitación que se mostraron en la Tabla 46.

De tal forma que la potencia total será la indicada en la Figura 47, teniendo en cuenta que las alternativas No. 7 y 8 se abastecen de energía con el biogás generado.

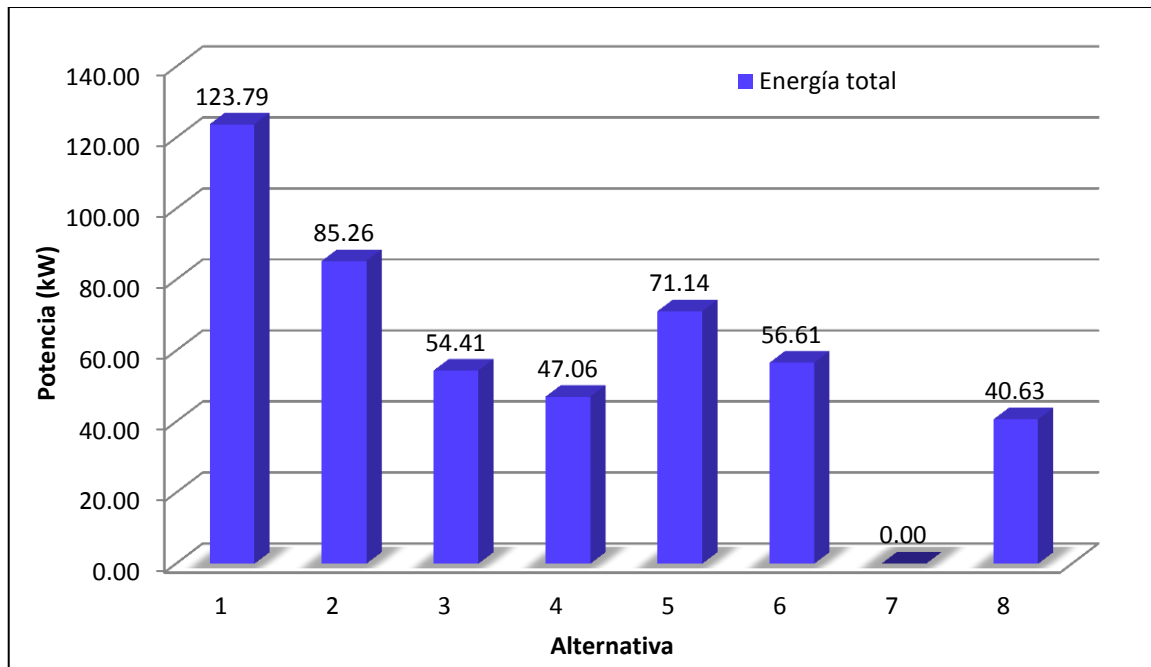


Figura 47. Energía total

7.3 Coste de reactivos

7.3.1 Precipitación química del fósforo

Para la precipitación química del fósforo de las distintas alternativas se ha utilizado como reactivo el cloruro férrico (FeCl_3), el reactivo se introducirá en el reactor biológico y con esto se conseguirá asegurar la mezcla completa del mismo, gracias a la turbulencia que genera el sistema de aireación, además el fósforo precipitado saldrá con el fango en la purga del decantador secundario.

Para el cálculo del coste se ha fijado la concentración del reactivo igual para todas las alternativas, y para todas las propuestas se ha variado el caudal de reactivo y así

cumplir con el límite de vertido. El cálculo de los costes se realizó a partir de un coste de reactivo de 200 €/Ton y es el indicado en la Tabla 47.

Tabla 47. Coste anual de reactivo

	Consumo reactivo (Ton/día)	Coste reactivo (€/año)
Alt. No.1	-	-
Alt. No.2	0,19	14.016
Alt. No.3	0,19	13.578
Alt. No.4	0,16	11.388
Alt. No.5	0,02	1.752
Alt. No.6	0,16	11.388
Alt. No.7	-	-
Alt. No.8	0,28	20.148

Como se ve reflejado en la Tabla 47 en la alternativa No.1 no es necesario el uso de reactivo para la eliminación de fósforo. Para el caso de la alternativa No. 7 se asume que el efluente es rico en nutrientes y se puede utilizar para riego, por lo cual no es necesaria la eliminación del fósforo. La propuesta No. 8 de biorreactor anaerobio de membrana con postratamiento para la eliminación de nutrientes es la que muestra mayores costes anuales de reactivo seguida por la No. 2.

7.3.2 Polielectrolito para la deshidratación del fango

Para poder eliminar el agua libre presente en un fango mediante equipos mecánicos es necesario romper la estabilidad coloidal y aumentar el tamaño de los flóculos. Este acondicionamiento se puede realizar mediante polielectrolito. Los polielectrolitos comúnmente usados para agua residual urbana suelen ser catiónicos (Ferrer y Seco, 2011). A continuación se calculó el coste anual de polielectrolito para las distintas alternativas, teniendo en cuenta un consumo de 5 kg/Ton de fango y a un coste de 2300 €/Ton.

Tabla 48. Coste anual de polielectrolito

	Consumo Poli. (kg/día)	Coste Poli año (€/año)
Alt. No.1	3,00	2.515
Alt. No.2	3,39	2.848
Alt. No.3	3,44	2.884
Alt. No.4	3,26	2.733
Alt. No.5	2,89	2.429
Alt. No.6	3,33	2.794
Alt. No.7	1,57	1.316
Alt. No.8	3,29	2.765

De acuerdo a la Tabla 48 se observa que la alternativa No. 3 es la que mayor genera gastos en polielectrolito, las demás alternativas tienen un coste muy similar entre ellas.

7.3.3 Limpieza de las membranas

En las alternativas No. 7 y 8 se debe tener en cuenta el gasto que genera la limpieza periódica de las membranas, para ello hay que llenar el tanque con ácido cítrico con una concentración de 2000 mg/l y posteriormente con hipoclorito sódico (concentración 500 mg/l). El coste de los reactivos es 760 €/ton para el ácido cítrico y 250 €/ton para el hipoclorito.

Con el volumen del tanque de las membranas, la cantidad de módulos de membrana y suponiendo 2 limpiezas al año se calcula la cantidad de ácido cítrico e hipoclorito sódico necesario.

Para el ácido cítrico:

$$2000 \frac{mg}{l} \times 9,964 \frac{m^3}{módulo} \times \frac{1000 l}{1 m^3} = 0,0199 \frac{Ton}{módulo}$$

$$0,0199 \frac{\text{Ton}}{\text{módulo}} \times 11 \text{ módulos} \times 760 \frac{\text{€}}{\text{Ton}} = 162,14 \text{ €} \times 2 = \mathbf{324,28 \text{ €/año}}$$

Para el hipoclorito sódico:

$$500 \frac{\text{mg}}{\text{l}} \times 9,964 \frac{\text{m}^3}{\text{módulo}} \times \frac{1000 \text{ l}}{1 \text{ m}^3} = 0,00498 \frac{\text{Ton}}{\text{módulo}}$$

$$0,00498 \frac{\text{Ton}}{\text{módulo}} \times 11 \text{ módulos} \times 250 \frac{\text{€}}{\text{Ton}} = 13,33 \text{ €} \times 2 = \mathbf{26,67 \text{ €/año}}$$

$$\mathbf{Coste total = 324,28 + 26,67 = 351 \text{ €/año}}$$

7.3.4 Materia orgánica externa

En la alternativa No. 8, para la eliminación de nitrógeno fue necesario realizar una adición de materia orgánica en forma de metanol, por lo cual se debe calcular el coste que genera. Para que la eliminación de nitrógeno cumpla con los requisitos de vertido se introdujo 300000 mg DQO/l, con un coste aproximado de 210 €/Ton de metanol, se obtiene lo siguiente:

$$300000 \frac{\text{mg DQO}}{\text{l}} \times \frac{5 \text{ m}^3}{\text{d}} = 1,5 \frac{\text{Ton DQO}}{\text{d}}$$

Si se aprovecha el metano generado para la desnitrificación:

$$S_{CH_4} = 48,46 \frac{\text{mg DQO}}{\text{l}} \Rightarrow 48,46 \frac{\text{mg DQO}}{\text{l}} \times 4957,24 \frac{\text{m}^3}{\text{d}} = 0,24 \frac{\text{Ton DQO}}{\text{d}}$$

Obteniendo en total:

$$1,5 \frac{\text{Ton DQO}}{\text{d}} - 0,24 \frac{\text{Ton DQO}}{\text{d}} = 1,26 \frac{\text{Ton}}{\text{d}} \times 210 \frac{\text{€}}{\text{Ton}} = 264,55 \frac{\text{€}}{\text{d}} = \mathbf{96561,5 \frac{\text{€}}{\text{año}}}$$

7.4 Gestión de fangos

Para la gestión de fangos se realizó el cálculo de la producción diaria de fangos al salir del proceso de deshidratación, y así estimar los costes de evacuación del fango

como se observa en la Tabla 49, teniendo en cuenta una concentración de sólidos de 250 kg/día y un coste de gestión de 10 €/Ton.

Tabla 49. Coste anual de la gestión del fango

	Producción de fangos (Ton/día)	Coste gestión año (€/año)
Alt. No.1	0,60	2.172
Alt. No.2	0,67	2.455
Alt. No.3	0,68	2.491
Alt. No.4	0,64	2.345
Alt. No.5	0,57	2.090
Alt. No.6	0,66	2.409
Alt. No.7	0,31	1.141
Alt. No.8	0,66	2.400

Como se observa en la Tabla 49 la evacuación de fangos para todas las alternativas es muy similar con excepción de la No. 7, debido a que es la única que no presenta eliminación de nutrientes.

7.5 Comparación de costes

Para realizar una comparación general de costes, entre los costes de ejecución y los costes de explotación anuales se va a utilizar el sistema de amortización francés. El sistema de amortización francés se caracteriza por ser un sistema de amortización de cuotas constantes. Para el uso del método se va a suponer un periodo de amortización de 20 años y un interés del 4,5%, la cuota de amortización constante viene dada por la siguiente formula:

$$a = \frac{C_0 \times i}{1 - (1 + i)^{-n}}$$

Donde:

a: cuota de amortización en €/año

C_0 : coste total a amortizar en €

n: número de años en los que se amortiza el coste total (año)

i: tipo de interés en porcentaje (%)

Para este proyecto la cuota de amortización vendrá dada por la multiplicación entre el coste total de la unidad de obra (C_0) y el coeficiente 0.0768.

$$a = \frac{C_0 \times i}{1 - (1 + i)^{-n}} = \frac{C_0 \times 0.045}{1 - (1 + 0.045)^{-20}} = 0.0768 \times C_0 \text{ €/año}$$

Con la cuota de amortización calculada se obtienen los costes anuales de ejecución que se presentan en la Tabla 50.

Tabla 50. Costes de ejecución con amortización a 20 años

Alternativa	Coste de ejecución (€)	Coste de ejecución (€/año)
Alternativa No.1	860.798	66.175
Alternativa No.2	902.240	69.361
Alternativa No.3	762.327	58.605
Alternativa No.4	403.203	30.997
Alternativa No.5	573.375	44.079
Alternativa No.6	467.011	35.902
Alternativa No.7	936.291	71.978
Alternativa No.8	1.323.539	101.749

Una vez calculados los costes de ejecución y con los costes de explotación es posible realizar una comparación de costes totales para todas las alternativas, como se observa en la Tabla 51.

Tabla 51. Costes totales para la EDAR de Tibú

Alternativa	Coste de Construcción (€/año)	Energía eléctrica requerida (€/año)	Energía eléctrica generada (€/año)	Reactivo (€/año)	Gestión fango (€/año)	Polielectrolito (€/año)	Materia orgánica (€/año)	Limpieza membrana (€/año)	Total (€/año)
Alternativa No.1	66.175	125.093	-	-	2.172	2.515	-	-	195.954
Alternativa No.2	69.361	86.154	-	14.016	2.455	2.848	-	-	174.834
Alternativa No.3	58.605	54.983	-	13.578	2.491	2.884	-	-	132.542
Alternativa No.4	30.997	47.554	-	11.388	2.345	2.733	-	-	95.016
Alternativa No.5	44.079	71.882	-	1.752	2.090	2.429	-	-	122.231
Alternativa No.6	35.902	57.202	-	11.388	2.409	2.794	-	-	109.695
Alternativa No.7	71.978	67.278	74.663	-	1.141	1.316	-	351	67.401
Alternativa No.8	101.749	123.353	82.294	20.148	2.400	2.765	96.561	351	265.033

En la Tabla 51 se observa que la alternativa más económica es la No. 7 (Biorreactor anaerobio de membrana para eliminación de materia orgánica), la cual se asume que el efluente es rico en nutrientes y se puede utilizar para riego.

La siguiente alternativa más económica es la No. 4 (Nitrificación y desnitrificación simultánea para la degradación de materia orgánica y nitrógeno y precipitación química del fósforo con digestión aerobia del fango.), los costes más representativos entre las alternativas son el coste de construcción y el consumo de energía eléctrica y en comparación con las otras la No. 4 es menor.

Las alternativas No. 1, 2 y 3 que funcionan en oxidación total tienen un coste elevado debido al volumen que requiere el reactor biológico y al sistema de aireación.

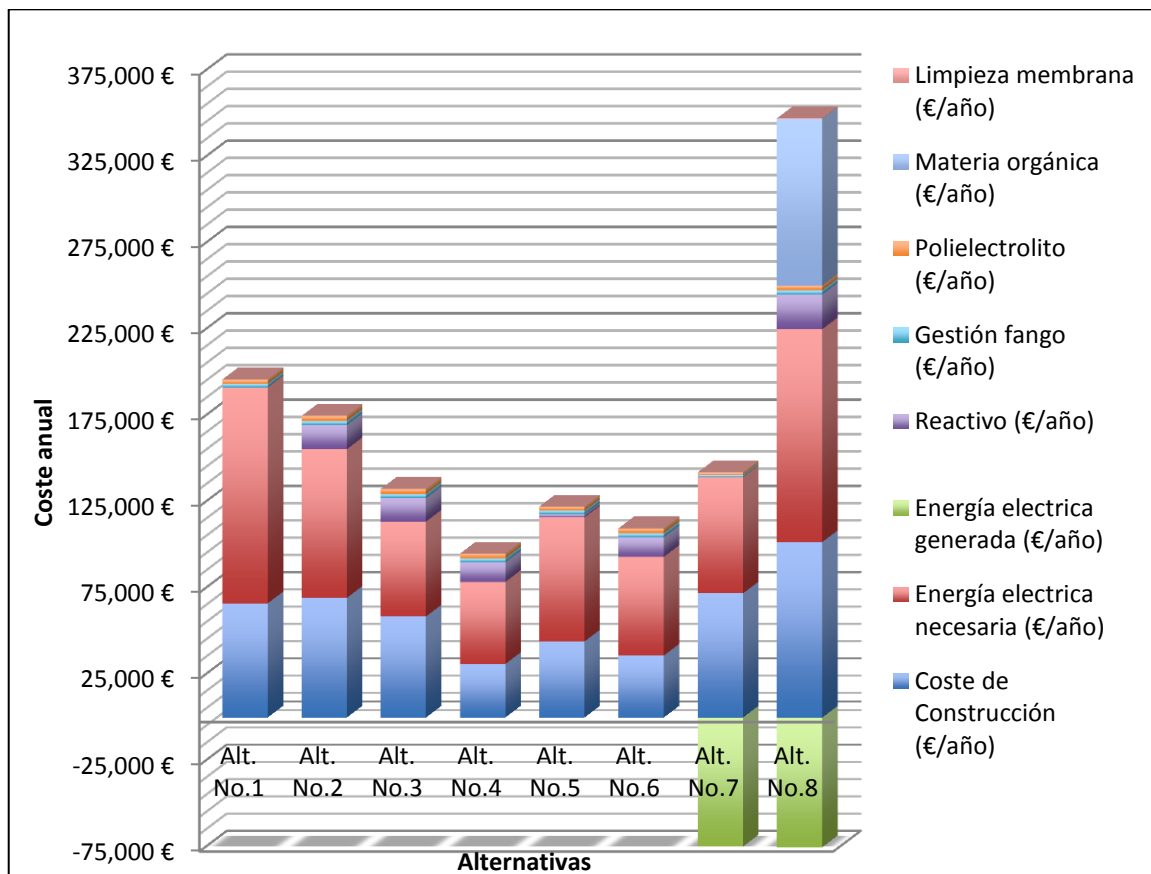


Figura 48. Costes anuales para las diferentes alternativas

En la Figura 48 se diferencian los costes anuales para las diferentes opciones, se observa que la energía eléctrica necesaria es la que más peso representa en la mayoría de las alternativas, seguido por el coste de construcción anual. Para las opciones No. 7 y 8 se encuentra en negativo la energía que produce el biorreactor anaerobio de membrana.

La alternativa No. 4 (Nitrificación y desnitrificación simultánea para la degradación de materia orgánica y nitrógeno y precipitación química del fósforo con digestión aerobia del fango), cumple con la *directiva 91/271/CEE del consejo, de 21 de mayo de 1991, sobre el tratamiento de las aguas residuales urbanas* y se encuentra a unos costes económicos de construcción y operación bajos, por lo cual es la alternativa seleccionada para el sistema de tratamiento de aguas residuales urbanas en Tibú.

Si se asume un efluente rico en nutrientes y que puede ser utilizada para riego, la alternativa No. 7 (Biorreactor anaerobio de membrana para eliminación de materia orgánica) es más económica que la alternativa No. 4, por lo cual se debe tener en consideración.

8 CONCLUSIONES

Para cumplir con la *directiva 91/271/CEE del consejo, de 21 de mayo de 1991, sobre el tratamiento de las aguas residuales urbanas* y la resolución 631 de 2015 por la cual se establecen los parámetros y los valores límites máximos permisibles en los vertimientos puntuales a cuerpos de agua superficiales en Colombia; es necesario la construcción de una planta de tratamiento de aguas residuales para la población de Tibú con el fin de mejorar la calidad ambiental del medio receptor.

Para el análisis y selección de la alternativa óptima, mediante el programa de simulación DESASS se han estudiado 8 esquemas de tratamiento diferentes. Para ello se han modificado las principales condiciones de operación de cada alternativa, como lo son el dimensionamiento de los elementos y las principales variables de operación, entre ellas, el TRC, los caudales de recirculación interna y externa, la concentración de oxígeno disuelto, la adición de reactivos, entre otros.

De acuerdo a las distintas simulaciones todas las alternativas cumplen los requerimientos de vertido establecidos en la normativa, con excepción del biorreactor anaerobio de membrana sin postratamiento para eliminación de nutrientes (alternativa No. 7), por lo cual la selección de la alternativa se realizó bajo el criterio de análisis de costes.

El análisis de costes indicó que los procesos en régimen de oxidación total presentan un coste elevado debido a que el reactor biológico requiere de un volumen alto y por tanto los costes de construcción y de suministro de energía eléctrica son significativos.

Los procesos convencionales de digestión aerobia de fangos resultaron más económicos en comparación al proceso de oxidación total debido a que el volumen del reactor biológico se reduce porque el TRC es menor.

El uso del biorreactor anaerobio de membrana para la población de Tibú se ve favorecido debido a la alta temperatura que se presenta a lo largo del año (32°C en



promedio). El sistema es de un coste inicial elevado y requiere de un postratamiento para la eliminación de nutrientes lo que genera elevados costes de construcción y de suministro de energía, pero la producción de energía hace que el sistema sea beneficioso, especialmente si se puede utilizar el agua directamente para riego sin necesidad de un proceso posterior de eliminación de nutrientes.

9 BIBLIOGRAFÍA

- Barat, R.; Serralta, J.; Ruano, MV.; Jiménez, E.; Ribes, J.; Seco, A.; Ferrer, J. (2013). Biological Nutrient Removal Model No 2 (BNRM2): A general model for Wastewater Treatment Plants. *Water Science and Technology*.
- Batstone, D. J., Keller, J., Angelidaki, I., Kalyuzhnyi, S. V., Pavlostathis, S. G., Rozzi, A., Sanders, W. T., Siegrist, H. & Vavilin, V. A. (2002). Anaerobic digestion model No. 1. IWA Task group for mathematical modelling of anaerobic digestion processes. London: IWA Scientific and Technical Report No. 13.
- Benítez, A. (2012). Estudio en planta piloto de la aplicación de la tecnología de membranas para el tratamiento anaerobio de aguas residuales urbanas. Estudio de las condiciones críticas de filtración. Tesis final de máster. Departamento de Ingeniería hidráulica y medio ambiente. Universidad politècnica de València.
- Costello, D. J., Greenfield, P. F. & Lee, P. L. (1991). Dynamic modelling of a singlestage high rate anaerobic reactor - I. Model derivation. *Water Research*, 25(7), 847-858.
- Chang, I.S., Clech, P.L., Jefferson, B., Judd, S. (2002) Membrane fouling in membrane bioreactors for wastewater treatment. *Journal of Environmental Engineering*. 128; 1018- 1029.
- Directiva 91/271/CEE. Sobre el tratamiento de las aguas residuales urbanas. Recuperado del sitio web Ministerio de Agricultura, Alimentación y Medio Ambiente:
http://www.magrama.gob.es/es/agua/publicaciones/03_Manual_Directiva_91_271_CEE_tcm7-28959.pdf

- Durán, F., (2014) Modelación matemática del tratamiento anaerobio de aguas residuales urbanas incluyendo las bacterias sulfatorreductoras. Aplicación a un biorreactor anaerobio de membranas. Tesis doctoral. Departamento de Ingeniería Hidráulica y Medio Ambiente, Universidad Politécnica de Valencia, Valencia, España.
- Ferrer, J. Y Seco, A. (2003). Tratamientos biológicos de aguas residuales. España: Servicios de publicaciones de la Universidad Universitat politècnica de València.
- Ferrer, J. Y Seco, A. (2011). *Tratamientos físicos y químicos de aguas residuales*. España: Servicios de publicaciones de la Universidad Universitat politècnica de València.
- Guizard, C. (1999). Clasificación de las membranas y de los procesos que las utilizan. Departamento de ingeniería química. Universidad de los Andes.
- Henze, M., C.M, M., Loosdrecht, V., Ekama, G., Brdjanovic, D. (2008). *Biological Wastewater Treatment*. Cambridge University Press. IWA Publishing.
- KOCH MEMBRANE SYSTEMS. Membrane products. Hollow fiber membranes. Ultrafiltración. PURON MBR Series. Recuperado del sitio web Koch membrane: <http://www.kochmembrane.com>
- Metcalf & Eddy. (1995). Ingeniería de aguas residuales. Tratamiento, vertido y reutilización. 3a Ed. Madrid: editorial McGraw Hill.
- Münch, E. v., Keller, J., Lant, P. & Newell, R. (1999). Mathematical modelling of prefermenters - I. Model development and verification. *Water Research*, 33(12), 2757-2768.

- Nebel, B. y Wright, R. (1999). Ciencias ambientales: ecología y desarrollo sostenible. España: Pearson Educación.
- Nueva norma de vertimientos (s.d.). Recuperado del sitio web del ministerio de ambiente de Colombia: <https://www.minambiente.gov.co/index.php/component/content/article?id=1700:minambiente-presenta-nueva-norma-de-vertimientos-que-permitira-mejorar-la-calidad-agua-del-pais>.
- Schink, B. (1995). Diversity, ecology and isolation of acetogenic bacteria. En H. L. Drake (Ed.), Acetogenesis (págs. 197-235). New York: Chapman & Hall.
- SGS Colombia S.A. (2015). Informe de caracterización de agua residual doméstica.
- Siegrist, H., Rengli, D. & Gujer, W. (1993). Mathematical modelling of anaerobic mesophilic sewage sludge treatment. Water Science & Technology, 27(2), 25-36.
- Siegrist, H., Vogt, D., García-Heras, J. & Gujer, W. (2002). Mathematical model for meso- and thermophilic anaerobic sewage sludge digestion. Environmental Science & Technology, 36, 1113-1123.
- Tibú, Norte de Santander. Recuperado del sitio web <http://tibu-nortedesantander.gov.co/index.shtml>
- Tratamiento de fangos. (s.d.). Recuperado del sitio web Miliarium: <http://www.miliarium.com/Proyectos/Depuradoras/Fangos/Tratamientos.asp>
- TROJAN TECHNOLOGIES. Trojan UV water confidence. Recuperado del sitio web Trojanuv: <http://www.trojanuv.com/es/uv-basics>

10 ANEXOS

10.1 Proyección de población

Tabla 52. Proyección de población mediante el método aritmético

METODO ARITMETICO																	
Periodo Intercensal	Rata de crecimiento (hab/año)	1951	1964	1973	1985	1993	2005	2014	2015	2016	2017	2018	2019	2020	2021	2022	2023
2005-1985	121,40				9497	10468	11925	13018	13139	13260	13382	13503	13625	13746	13867	13989	14110
2005-1993	80,33					10961	11925	12648	12728	12809	12889	12969	13050	13130	13210	13291	13371
2005-2009	473,25						11925	16184	16658	17131	17604	18077	18551	19024	19497	19970	20444

METODO ARITMETICO																		
Periodo Intercensal	Rata de crecimiento (hab/año)	2024	2025	2026	2027	2028	2029	2030	2031	2032	2033	2034	2035	2036	2037	2038	2039	2040
2005-1985	121,40	14232	14353	14474	14596	14717	14839	14960	15081	15203	15324	15446	15567	15688	15810	15931	16053	16174
2005-1993	80,33	13451	13532	13612	13692	13773	13853	13933	14014	14094	14174	14255	14335	14415	14496	14576	14656	14737
2005-2009	473,25	20917	21390	21863	22337	22810	23283	23756	24230	24703	25176	25649	26123	26596	27069	27542	28016	28489

Tabla 53. Proyección de población mediante el método geométrico

METODO GEOMETRICO																	
Periodo Intercensal	Rata de crecimiento (%)	1951	1964	1973	1985	1993	2005	2014	2015	2016	2017	2018	2019	2020	2021	2022	2023
2005-1985	1,14%				9497	10402	11925	13211	13363	13516	13670	13827	13985	14145	14307	14471	14637
2005-1993	0,70%					10961	11925	12703	12793	12883	12974	13065	13157	13250	13343	13438	13532
2005-2009	3,75%						11925	16612	17236	17882	18553	19249	19972	20721	21498	22305	23142

METODO GEOMETRICO																		
Periodo Intercensal	Rata de crecimiento (%)	2024	2025	2026	2027	2028	2029	2030	2031	2032	2033	2034	2035	2036	2037	2038	2039	2040
2005-1985	1,14%	14804	14974	15145	15319	15494	15671	15851	16032	16216	16401	16589	16779	16971	17165	17362	17561	17762
2005-1993	0,70%	13628	13724	13820	13918	14016	14115	14214	14314	14415	14517	14619	14722	14826	14931	15036	15142	15249
2005-2009	3,75%	24010	24911	25846	26815	27822	28866	29949	31072	32238	33448	34703	36005	37356	38757	40211	41720	43286

Tabla 54. Proyección de población mediante el método exponencial

METODO EXPONENCIAL

Periodo Intercensal	Rata de crecimiento (%)	1951	1964	1973	1985	1993	2005	2014	2015	2016	2017	2018	2019	2020	2021	2022	2023
1985-1993	1,79%				8333	9618	11925	14012	14266	14523	14786	15053	15326	15603	15885	16172	16465
1993-2005	0,70%					10961	11925	12703	12793	12883	12974	13065	13157	13250	13343	13438	13532
2005-2009	3,68%						11925	16612	17236	17882	18553	19249	19972	20721	21498	22305	23142
2005-2014	1,28%						11925	13378	13550	13724	13901	14079	14260	14444	14629	14818	15008
Promedio	1,26%				9497	10502	11925	13378	13547	13719	13892	14068	14246	14426	14609	14794	14981

METODO EXPONENCIAL

Periodo Intercensal	Rata de crecimiento (%)	2024	2025	2026	2027	2028	2029	2030	2031	2032	2033	2034	2035	2036	2037	2038	2039	2040
1985-1993	1,79%	16762	17065	17374	17688	18008	18334	18665	19003	19346	19696	20052	20415	20784	21160	21543	21932	22329
1993-2005	0,70%	13628	13724	13820	13918	14016	14115	14214	14314	14415	14517	14619	14722	14826	14931	15036	15142	15249
2005-2009	3,68%	24010	24911	25846	26815	27822	28866	29949	31072	32238	33448	34703	36005	37356	38757	40211	41720	43286
2005-2014	1,28%	15201	15396	15594	15795	15998	16204	16412	16623	16837	17053	17272	17494	17719	17947	18178	18412	18648
Promedio	1,26%	15170	15362	15557	15754	15953	16155	16359	16566	16776	16988	17203	17421	17641	17864	18090	18319	18551

Tabla 55. Población flotante

CALCULO POBLACIÓN FLOTANTE					
% población rural que visita el casco urbano mes	20,0%	Población rural al Año que visita el casco urbano	4593	Población rural al mes que visita el casco urbano	383
% población rural que visita el casco urbano y adicionalmente pernocta en el casco urbano	10,0%	población rural al mes que visita el casco urbano y adicionalmente pernocta en el casco urbano	38	población rural al año que visita el casco urbano y adicionalmente pernocta en el casco urbano	460
%Visitantes ocasionales que permocotan en viviendas en ferias	6,0%	Visitantes ocasionales que permocotan en viviendas en ferias	869		
Nº de meses temporada alta	2	Nº de meses temporada baja	10		
% de ocupación temporada alta - mes	60%	% de ocupación temporada baja -mes	30%		
Nº de camas ocupadas temporada alta -mes	306	Nº de camas ocupadas temporada baja -mes	153		
Ocupación temporada alta	612	Ocupación temporada baja	1530		
Población flotante anual total			3471		
% población flotante			24,0		

10.2 Catalogo de la membrana

KOCH
MEMBRANE SYSTEMS

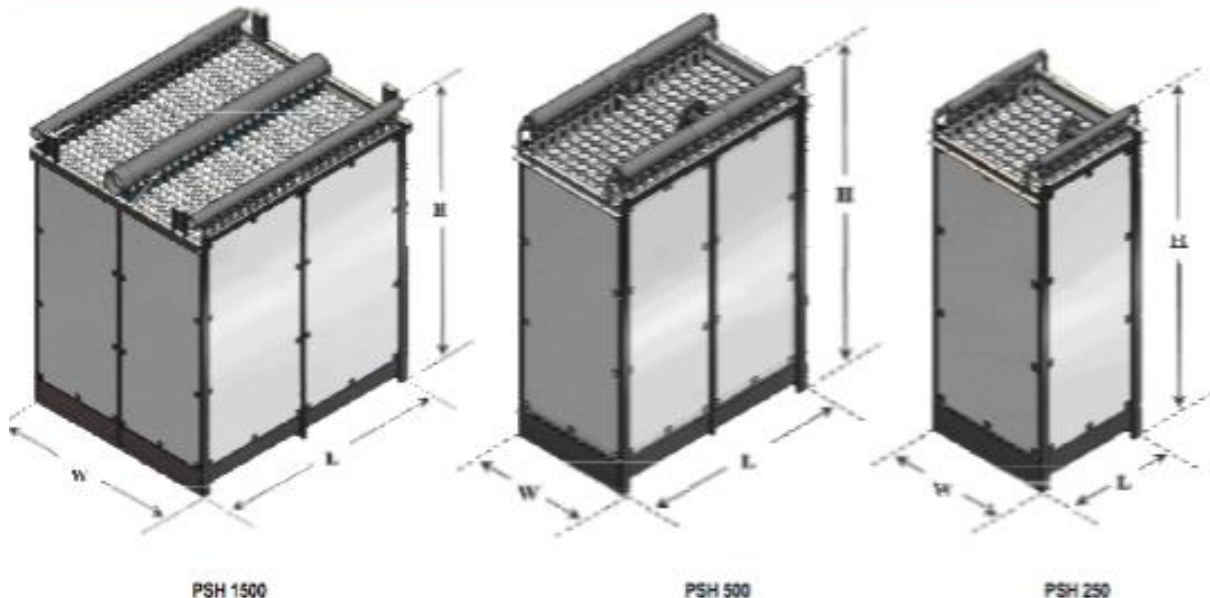


PURON[®] HOLLOW FIBER MODULES

Hollow Fiber Submerged Membrane Modules for MBR Applications

PRODUCT DESCRIPTION	Membrane Chemistry:	Proprietary PVDF							
	Membrane Type:	PVDF-1 braided hollow fiber for outside-in operation							
PRODUCT SPECIFICATIONS	Fiber Support Chemistry:	Polyester							
	Nominal Pore Size:	0.03 µm							
	Outside Fiber Diameter:	0.1 inch (2.6 mm)							
	Potting Material:	Proprietary epoxy compound							
	Module Frame Material:	316 Stainless Steel							
	Permeate Collection Tube Material:	PVC, PN 10 and PE manifolds							
	Storage Solution:	Glycerin							
		Model	Part Number	Membrane Area ft ² (m ²)					
	PSH 250	PUR-PSH31-8	2,690 (250)						
	PSH 500	PUR-PSH31-16	5,380 (500)						
	PSH 1500	PUR-PSH34-44	16,150 (1500)						
OPERATING & DESIGN INFORMATION*	Temperature Range:	41 - 104°F (5 - 40°C)							
	Maximum Filtration Transmembrane Pressure:	9 psi (0.6 bar)							
	Maximum Backflush Transmembrane Pressure:	9 psi (0.6 bar)							
	Allowable pH Range for Cleaning	2.0 - 10.5							
	Maximum Allowed Total Chlorine @ 95°F (35°C) or Lower:	1,000 ppm @ pH 9 or higher during backflush							
	Maximum Allowed Total Chlorine @ 95°F (35°C) or Lower:	2,000 ppm @ pH 9 or higher during recovery cleaning							
	Maximum Allowed Total Chlorine Contact:	500,000 ppm-hrs cumulative							
	* Consult Process Technology Group for specific applications.								
NOMINAL DIMENSIONS & WEIGHT*		L		W		H		Dry Weight	
	Model	Inches (mm)		Inches (mm)		Inches (mm)		Pounds (kg)	
	PSH 250	35.67	(906)	35.16	(893)	93.82	(2,384)	660	(300)
	PSH 500	65.43	(1,662)	35.16	(893)	95.35	(2,422)	1,210	(550)
	PSH 1500	88.35	(2,244)	69.10	(1,755)	99.61	(2,530)	2,860	(1,300)
	* See schematic diagrams next page.								
CONNECTIONS		Permeate			Air				
	Model	Type	Outside Diameter (mm)		Type	Outside Diameter (mm)			
	PSH 250	Flange	DN 50 (2")		Flange	DN 50 (2")			
	PSH 500	Flange	DN 80 (3")		Flange	DN 80 (3")			
	PSH 1500	Pipe	Ø 200		Pipe	Ø 110			

PURON® HOLLOW FIBER MODULES



Module Transport and Storage Conditions:

Storage of PURON Modules

Storage of PURON modules should be carried out at ambient temperature (41 to 77°F / 5 to 25°C). Extended exposure to UV source must be avoided. The PURON modules must not be stored for longer than 3 months on site.

Transport of PURON Modules

Transport of PURON modules should be carried out at ambient temperature (23 to 113°F / -5 to 45°C).

When the PURON modules are being transported by ship, the PURON module should be placed in seaworthy packaging and stored at ambient temperature, provided that such temperature is between 23 and 113°F (-5 and 45°C).

Dry-up Protection

Once the PURON hollow fiber module has been commissioned with an aqueous medium, it should never be stored dry. If the membrane plant is not operated for 7 days or less, the module may be kept wet by keeping it submerged in the biomass, provided the following conditions are met:

- The biomass is healthy and is aerated and the recirculation of biomass over the membrane chamber is functioning properly.
- The module is fully submerged in the biomass.
- The module aeration is switched on every 30 minutes for a period of 1 minute to assure mixing of sludge inside the module.

Storage of Used Modules

If the idle period is longer than 7 days, immersion in a storage solution is required. Proceed as follows:

- Submerge the module fully in potable water. Start the aeration for at least 3 to 4 hours, drain the tank and finally refill with fresh water again.
- Add sodium hypochlorite to form a solution of concentration of 10 mg/l total chlorine at pH between 5.5 and 7.5.
- Check the chlorine concentration daily. If the concentration of total chlorine drops below 5 mg/l additional dosage of sodium hypochlorite is necessary.

Long-term Storage

If a dry-up cannot be avoided due to transport or if the idle period is longer than 21 days, the module has to be conditioned. Please consult KMS for more details.

Proper Handling

Utmost care at any time should be taken when handling the module. Collisions, impact or hitting the ground in a rough manner may damage modules or connections.

Precautions When Working Near the Hollow Fiber Module

Keep the hollow fiber modules free from contact with sharp objects or exposure to heat sources. Actions that may cause sparks (e.g. welding, grinding) should be strictly prohibited.

The information contained in this publication is believed to be accurate and reliable, but is not to be construed as implying any warranty or guarantee of performance. We assume no responsibility, obligation or liability for results obtained or damages incurred through the application of the information contained herein. Refer to Standard Terms and Conditions of Sale and Performance Warranty documentation for additional information.

Koch Membrane Systems, Inc. www.kochmembrane.com

Corporate Headquarters: 850 Main Street, Wilmington, Massachusetts 01887-3388, US, Tel: Toll Free: 1-888-677-6924, Telephone: 1-617-694-7000, Fax: 1-617-657-5208
European Headquarters: Koch Chemical Technology Group Ltd., Units 3-6, Frank Foley Way, Stafford ST16 2ST, GB, Telephone: +44-178-527-2500, Fax: +44-178-522-3149

• San Diego US • Aachen DE • Lyon FR • Madrid ES • Milan IT • Wijnegem BE • Beijing & Shanghai CN • Mumbai & Chennai IN • Melbourne & Sydney AU • Singapore • Sao Paulo BR • Manama BH •

The STYLIZED K and KOCHKLEEN trademarks are registered in the US and other countries; the FLOW LINES DESIGN is registered in the US; and PURON is a registered trademark of Koch Membrane Systems, GmbH in Germany and other countries.

Koch Membrane Systems, Inc. is a Koch Chemical Technology Group, LLC company.

© 2012 Koch Membrane Systems, Inc. All rights reserved worldwide.

05/12 Rev.12-1

10.3 Resultados de las simulaciones

Alternativa No. 4: Nitrificación y desnitrificación simultánea para la degradación de materia orgánica y nitrógeno y precipitación química del fósforo con digestión aerobia del fango.

REACTOR DE FANGOS 3 (AEROBIO)	
1. Características Geométricas	
Unidades:	2
Volumen (m ³):	374,0
Altura (m):	4,5
Calado (m):	4,0
Longitud (m):	6,8
Ancho (m):	6,8
2. Características de Operación	
	Invierno
Tipo de proceso	Convencional
Carga másica (1/día)	0,54
Tiempo de Retención Hidráulico (horas)	1,9
Tiempo de Retención Celular (día)	4,0

4. Sistema de aireación por: DIFUSORES

Número:	182
Marca-Modelo-Long (mm):	FLYGT-MEMBRANA-23
Nº Tramos Tubería Fina:	26
Long. Tramos Tub. Fina (m):	6,8
Diámetro Tubería fina (mm):	100
Nº Tramos Tubería Gruesa:	2
Long. Tramos Tub. Gruesa (m):	6,8
Diámetro Tubería Gruesa (mm):	200

5. Calidad del Agua

	Invierno	
	Entrada	Salida
Caudales (m ³ /día)		
Medio	4625,00	9016,11



Punta	6937,50	11315,61
Rec. Fangos	4378,11	-----
Rec. Interna	-----	-----
Concentraciones (mg/l)		
S _{O2}	0,01	0,50
S _F	232,95	2,02
S _A	30,00	0,38
S _{NH4}	29,24	7,95
S _{NO3}	0,71	0,98
S _{NO2}	0,05	0,02
S _{NH3}	0,00	0,08
S _{HNO2}	0,00	0,00
S _{PO4}	4,57	1,23
S _I	61,95	61,78
S _{ALK}	239,00	153,46
S _{N2}	12,59	13,25
S _{PRO}	0,00	0,00
S _{CO2}	4,00	0,39
S _{H2}	0,0	0,0
S _{CH4}	0,0	0,0
S _{SO4}	50,0	50,1
S _{H2S}	0,0	0,0
X _I	0,0	917,3
X _S	321,4	111,0
X _H	0,0	1765,3
X _{PAO}	0,0	0,0
X _{PP}	0,0	0,0
X _{PHA}	0,0	0,0
X _{AUT}	0,0	37,6
X _{AMM}	0,0	0,0
X _{NIT}	0,0	0,0
X _{MEOH}	0,0	151,1
X _{MEP}	0,0	301,7
X _{NV}	14,0	231,7
X _{ACID}	0,0	0,0
X _{PRO}	0,0	0,0
X _{MAC}	0,0	0,0
X _{MH2}	0,0	0,0
X _{SRB-PRO}	0,0	0,0
X _{SRB-AC}	0,0	0,0
X _{SRB-H2}	0,0	0,0
X _{TSS}	172,0	3131,7
DQO _T	722,0	4148,6
DQO _{Sol.}	324,9	64,2
DQO _{Susp.}	397,1	4084,4
P _T	8,46	120,07
P _{Sol.}	5,08	1,24
P _{Susp.}	3,38	118,83
N _T	50,04	202,22
N _{Sol.}	32,4	9,3
N _{Susp.}	17,6	192,9
Mg _{Sol.}	60,4	60,4
Mg _{Susp.}	0,6	6,1
K _{Sol.}	30,24	30,22
K _{Susp.}	0,32	3,27



Ca _{Sol.}	100,00	99,37
Ca _{Susp.}	0,00	6,31
Fe _{Sol.}	0,00	0,00
Fe _{Susp.}	0,00	0,00
T ^a	30,00	30,00
pH	6,34	7,17

REACTOR DE FANGOS 2 (AEROBIO)

1. Características Geométricas

Unidades:	2
Volumen (m ³):	363,0
Altura (m):	4,5
Calado (m):	4,0
Longitud (m):	6,7
Ancho (m):	6,7

2. Características de Operación

	Invierno
Tipo de proceso	Convencional
Carga másica (1/día)	0,54
Tiempo de Retención Hidráulico (horas)	1,9
Tiempo de Retención Celular (día)	4,0

4. Sistema de aireación por: DIFUSORES

Número:	70
Marca-Modelo-Long (mm):	FLYGT-MEMBRANA-23
Nº Tramos Tubería Fina:	14
Long. Tramos Tub. Fina (m):	6,7
Diámetro Tubería fina (mm):	100
Nº Tramos Tubería Gruesa:	2
Long. Tramos Tub. Gruesa (m):	6,7
Diámetro Tubería Gruesa (mm):	150

5. Calidad del Agua

	Invierno	
	Entrada	Salida
Caudales (m ³ /día)		
Medio	9016,11	9016,11
Punta	11315,61	11315,61
Rec. Fangos	-----	-----
Rec. Interna	-----	-----



Concentraciones (mg/l)		
S _{O2}	0,50	1,00
S _F	2,02	0,48
S _A	0,38	0,02
S _{NH4}	7,95	1,95
S _{NO3}	0,98	6,78
S _{NO2}	0,02	0,02
S _{NH3}	0,08	0,02
S _{HNO2}	0,00	0,00
S _{PO4}	1,23	1,23
S _I	61,78	61,78
S _{ALK}	153,46	112,70
S _{N2}	13,25	12,83
S _{PRO}	0,00	0,00
S _{CO2}	0,39	0,28
S _{H2}	0,0	0,0
S _{CH4}	0,0	0,0
S _{SO4}	50,1	50,1
S _{H2S}	0,0	0,0
X _I	917,3	923,2
X _S	111,0	41,4
X _H	1765,3	1784,2
X _{PAO}	0,0	0,0
X _{PP}	0,0	0,0
X _{PHA}	0,0	0,0
X _{AUT}	37,6	38,8
X _{AMM}	0,0	0,0
X _{NIT}	0,0	0,0
X _{MEOH}	151,1	150,6
X _{MEP}	301,7	302,4
X _{NV}	231,7	231,7
X _{ACID}	0,0	0,0
X _{PRO}	0,0	0,0
X _{MAC}	0,0	0,0
X _{MH2}	0,0	0,0
X _{SRB-PRO}	0,0	0,0
X _{SRB-AC}	0,0	0,0
X _{SRB-H2}	0,0	0,0
X _{TSS}	3131,7	3122,3
DQO _T	4148,6	4102,9
DQO _{Sol.}	64,2	62,3
DQO _{Susp.}	4084,4	4040,6
P _T	120,07	120,07
P _{Sol.}	1,24	1,23
P _{Susp.}	118,83	118,84
N _T	202,22	200,21
N _{Sol.}	9,3	9,1
N _{Susp.}	192,9	191,1
Mg _{Sol.}	60,4	60,5
Mg _{Susp.}	6,1	6,1
K _{Sol.}	30,22	30,25
K _{Susp.}	3,27	3,23
Ca _{Sol.}	99,37	99,30
Ca _{Susp.}	6,31	6,38
Fe _{Sol.}	0,00	0,00



Fe _{Susp.}	0,00	0,00
T ^a	30,00	30,00
pH	7,17	7,19

REACTOR DE FANGOS 1 (AEROBIO)

1. Características Geométricas

Unidades:	2
Volumen (m ³):	363,0
Altura (m):	4,5
Calado (m):	4,0
Longitud (m):	6,7
Ancho (m):	6,7

2. Características de Operación

	Invierno
Tipo de proceso	Convencional
Carga másica (1/día)	0,54
Tiempo de Retención Hidráulico (horas)	1,9
Tiempo de Retención Celular (día)	4,0

4. Sistema de aireación por: DIFUSORES

Número:	48
Marca-Modelo-Long (mm):	FLYGT-MEMBRANA-23
Nº Tramos Tubería Fina:	12
Long. Tramos Tub. Fina (m):	6,7
Diámetro Tubería fina (mm):	100
Nº Tramos Tubería Gruesa:	2
Long. Tramos Tub. Gruesa (m):	6,7
Diámetro Tubería Gruesa (mm):	150

5. Calidad del Agua

	Invierno	
	Entrada	Salida
Caudales (m ³ /día)		
Medio	9016,11	9016,11
Punta	11315,61	11315,61
Rec. Fangos	-----	-----
Rec. Interna	-----	-----
Concentraciones (mg/l)		
S _{O2}	1,00	2,00



S _F	0,48	0,30
S _A	0,02	0,00
S _{NH4}	1,95	0,30
S _{NO3}	6,78	9,44
S _{NO2}	0,02	0,02
S _{NH3}	0,02	0,00
S _{HNO2}	0,00	0,00
S _{PO4}	1,23	1,27
S _I	61,78	61,78
S _{ALK}	112,70	97,74
S _{N2}	12,83	12,71
S _{PRO}	0,00	0,00
S _{CO2}	0,28	0,23
S _{H2}	0,0	0,0
S _{CH4}	0,0	0,0
S _{SO4}	50,1	50,2
S _{H2S}	0,0	0,0
X _I	923,2	929,0
X _S	41,4	19,0
X _H	1784,2	1773,5
X _{PAO}	0,0	0,0
X _{PP}	0,0	0,0
X _{PHA}	0,0	0,0
X _{AUT}	38,8	38,9
X _{AMM}	0,0	0,0
X _{NIT}	0,0	0,0
X _{MEOH}	150,6	149,6
X _{MEP}	302,4	303,9
X _{NV}	231,7	231,7
X _{ACID}	0,0	0,0
X _{PRO}	0,0	0,0
X _{MAC}	0,0	0,0
X _{MH2}	0,0	0,0
X _{SRB-PRO}	0,0	0,0
X _{SRB-AC}	0,0	0,0
X _{SRB-H2}	0,0	0,0
X _{TSS}	3122,3	3110,5
DQO _T	4102,9	4075,5
DQO _{Sol.}	62,3	62,1
DQO _{Susp.}	4040,6	4013,4
P _T	120,07	120,07
P _{Sol.}	1,23	1,27
P _{Susp.}	118,84	118,80
N _T	200,21	199,56
N _{Sol.}	9,1	10,1
N _{Susp.}	191,1	189,5
Mg _{Sol.}	60,5	60,5
Mg _{Susp.}	6,1	6,0
K _{Sol.}	30,25	30,27
K _{Susp.}	3,23	3,21
Ca _{Sol.}	99,30	99,33
Ca _{Susp.}	6,38	6,34
Fe _{Sol.}	0,00	0,00
Fe _{Susp.}	0,00	0,00
T ^a	30,00	30,00

pH	7,19	7,21
----	------	------

DECANTADOR SECUNDARIO

1. Características Geométricas

Unidades: 2

Forma: CIRCULAR

Volumen
(m³): 754,5

Altura (m): 0,0

Calado
(m): 0,0

Diámetro
(m): 15,9

2. Características de Operación

	Invierno	Crit. Diseño
Carga Hidráulica a Qmedio (m/h)	0,50	0,50
Carga Hidráulica a Qpunta (m/h)	0,74	0,90
Carga de sólidos a Qmedio (Kg/m ² /h)	1,56	1,80
Carga de sólidos a Qpunta (Kg/m ² /h)	2,31	3,20
Carga Sobre Vertedero a Qmedio (m ² /h)	6,60	4,00
Carga sobre Vertedero a Qpunta (m ² /h)	4,45	1,00
Tiempo de Retención a Qmedio (h)	1,99	12,00
Tiempo de Retención a Qpunta (h)	2,95	20,00

3. Fangos

	Invierno
Producción (kg/día)	27712,4
Caudal a purgar (m ³ /día)	129,5

4. Calidad del Agua

	Invierno	
	Entrada	Salida
Caudales (m ³ /día)		
Medio	9270,86	4635,43
Punta	11570,36	6934,93
Recirc.	-----	4505,97
Purga	-----	129,46
Concentraciones (mg/l)		
S _{O2}	2,00	0,12
S _F	0,30	0,28
S _A	0,00	0,00
S _{NH4}	0,30	0,32
S _{NO3}	9,56	9,45



S _{NO2}	0,02	0,02
S _{NH3}	0,00	0,00
S _{HNO2}	0,00	0,00
S _{PO4}	1,29	1,30
S _I	61,78	61,78
S _{ALK}	95,65	96,26
S _{N2}	12,70	12,93
S _{PRO}	0,00	0,00
S _{CO2}	0,18	0,23
S _{H2}	0,0	0,0
S _{CH4}	0,0	0,0
S _{SO4}	50,2	50,2
S _{H2S}	0,0	0,0
X _I	942,3	4,3
X _S	19,0	0,1
X _H	1756,7	7,7
X _{PAO}	0,0	0,0
X _{PP}	0,0	0,0
X _{PHA}	0,0	0,0
X _{AUT}	39,2	0,2
X _{AMM}	0,0	0,0
X _{NIT}	0,0	0,0
X _{MEOH}	149,6	0,7
X _{MEP}	308,8	1,4
X _{NV}	233,9	1,1
X _{ACID}	0,0	0,0
X _{PRO}	0,0	0,0
X _{MAC}	0,0	0,0
X _{MH2}	0,0	0,0
X _{SRB-PRO}	0,0	0,0
X _{SRB-AC}	0,0	0,0
X _{SRB-H2}	0,0	0,0
X _{TSS}	3120,5	14,0
DQO _T	4084,4	80,1
DQO _{Sol.}	62,1	62,1
DQO _{Susp.}	4022,3	18,0
P _T	121,00	1,84
P _{Sol.}	1,29	1,30
P _{Susp.}	119,71	0,54
N _T	199,26	10,93
N _{Sol.}	10,2	10,1
N _{Susp.}	189,1	0,8
Mg _{Sol.}	60,6	60,6
Mg _{Susp.}	6,0	0,0
K _{Sol.}	30,31	30,32
K _{Susp.}	3,22	0,01
Ca _{Sol.}	99,56	99,57
Ca _{Susp.}	6,29	0,03
Fe _{Sol.}	0,00	0,00
Fe _{Susp.}	0,00	0,00
T ^a	30,00	30,00
pH	7,30	7,19

DIGESTOR AEROBIO



1. Características Geométricas

Unidades:	2
Volumen (m ³):	649,7
Altura (m):	3,5
Calado (m):	3,0
Longitud (m):	10,4
Ancho (m):	10,4

2. Características de Operación

	Invierno
Tiempo de Retención Hidráulico (días)	5,0

4. Sistema de aireación por: DIFUSORES

Número:	110
Marca-Modelo-Long (mm):	FLYGT-MEMBRANA-23
Nº Tramos Tubería Fina:	22
Long. Tramos Tub. Fina (m):	10,4
Diámetro Tubería fina (mm):	100
Nº Tramos Tubería Gruesa:	2
Long. Tramos Tub. Gruesa (m):	10,4
Diámetro Tubería Gruesa (mm):	100

5. Calidad del Agua

	Invierno	
	Entrada	Salida
Caudales (m ³ /dia)		
Medio	129,95	129,95
Punta	129,95	129,95
Concentraciones (mg/l)		
S _{O2}	0,00	1,00
S _F	38,12	0,53
S _A	0,00	0,00
S _{NH4}	7,78	15,74
S _{NO3}	0,00	51,08
S _{NO2}	0,00	0,00
S _{NH3}	0,11	0,00
S _{HNO2}	0,00	0,00
S _{PO4}	1,40	3,01
S _I	61,78	61,78
S _{ALK}	154,25	0,83
S _{N2}	22,29	12,92
S _{PRO}	0,00	0,00



S _{CO2}	0,29	0,24
S _{H2}	0,0	0,0
S _{CH4}	0,0	0,0
S _{SO4}	50,2	51,6
S _{H2S}	0,0	0,0
X _I	1876,9	2383,3
X _S	147,4	38,8
X _H	3340,7	1245,1
X _{PAO}	0,0	0,0
X _{PP}	0,0	0,0
X _{PHA}	0,0	0,0
X _{AUT}	75,0	33,7
X _{AMM}	0,0	0,0
X _{NIT}	0,0	0,0
X _{MEOH}	289,5	161,7
X _{MEP}	619,2	800,0
X _{NV}	462,4	462,4
X _{ACID}	0,0	0,0
X _{PRO}	0,0	0,0
X _{MAC}	0,0	0,0
X _{MH2}	0,0	0,0
X _{SRB-PRO}	0,0	0,0
X _{SRB-AC}	0,0	0,0
X _{SRB-H2}	0,0	0,0
X _{TSS}	6129,8	4998,1
DQO _T	8040,5	6263,6
DQO _{Sol.}	99,9	62,3
DQO _{Susp.}	7940,6	6201,3
P _T	238,33	238,40
P _{Sol.}	1,49	3,02
P _{Susp.}	236,84	235,38
N _T	378,50	297,54
N _{Sol.}	8,4	67,1
N _{Susp.}	370,1	230,4
Mg _{Sol.}	60,6	63,2
Mg _{Susp.}	11,9	9,3
K _{Sol.}	30,33	31,72
K _{Susp.}	6,35	4,96
Ca _{Sol.}	100,03	107,51
Ca _{Susp.}	11,96	4,48
Fe _{Sol.}	0,00	0,00
Fe _{Susp.}	0,00	0,00
T ^a	30,00	30,00
pH	7,30	5,12

ESPESADOR

1. Características Geométricas

Unidades: 2

Forma: CIRCULAR

Volumen (m³): 22,6

Altura (m): 3,0



Calado (m):	2,5
Diámetro (m):	3,1

2. Características de Operación

	Invierno
Tiempo Retención Hidráulico (h)	7,00
Tiempo Retención Celular (días)	0,06

3. Fangos

	Invierno
Producción (kg/día)	649,1
Concentración (kg/m ³)	10,0
Caudal (m ³ /día)	64,7

4. Calidad del Agua

Invierno		
	Entrada	Salida
Caudales (m ³ /día)		
Medio	129,46	64,73
Punta	129,46	64,73
Purga	-----	64,73
Concentraciones (mg/l)		
S _{O2}	1,00	0,43
S _F	0,53	0,54
S _A	0,00	0,00
S _{NH4}	15,25	15,76
S _{NO3}	52,86	50,38
S _{NO2}	0,00	0,00
S _{NH3}	0,00	0,00
S _{HNO2}	0,00	0,00
S _{PO4}	2,96	3,02
S _I	61,78	61,78
S _{ALK}	0,89	1,11
S _{N2}	12,90	12,93
S _{PRO}	0,00	0,00
S _{CO2}	0,21	0,22
S _{H2}	0,0	0,0
S _{CH4}	0,0	0,0
S _{SO4}	51,7	51,6
S _{H2S}	0,0	0,0
X _I	2407,4	1,5
X _S	37,1	0,0
X _H	1268,9	0,7
X _{PAO}	0,0	0,0
X _{PP}	0,0	0,0
X _{PHA}	0,0	0,0
X _{AUT}	34,6	0,0
X _{AMM}	0,0	0,0
X _{NIT}	0,0	0,0



X _{MEOH}	168,9	0,1
X _{MEP}	811,1	0,5
X _{NV}	466,8	0,3
X _{ACID}	0,0	0,0
X _{PRO}	0,0	0,0
X _{MAC}	0,0	0,0
X _{MH2}	0,0	0,0
X _{SRB-PRO}	0,0	0,0
X _{SRB-AC}	0,0	0,0
X _{SRB-H2}	0,0	0,0
X _{TSS}	5064,0	3,1
DQO _T	6334,6	66,1
DQO _{Sol.}	62,3	62,3
DQO _{Susp.}	6272,3	3,8
P _T	241,56	3,16
P _{Sol.}	2,96	3,02
P _{Susp.}	238,60	0,15
N _T	301,84	66,60
N _{Sol.}	68,4	66,5
N _{Susp.}	233,4	0,1
Mg _{Sol.}	63,4	63,3
Mg _{Susp.}	9,4	0,0
K _{Sol.}	31,83	31,75
K _{Susp.}	5,02	0,00
Ca _{Sol.}	107,17	107,62
Ca _{Susp.}	4,56	0,00
Fe _{Sol.}	0,00	0,00
Fe _{Susp.}	0,00	0,00
T ^a	30,00	30,00
pH	5,19	5,28

DESHIDRATACION

2. Características de Operación

Invierno	
Tiempo de Retención Hidráulico (min.)	12,0

Caudales (m³/día)

Invierno			
	Entrada	Salida Fango	Salida Agua
Medio	64,73	2,57	62,16
Punta	64,73	2,57	62,16

5. Calidad del Agua

Concentraciones (mg/l)		
Invierno		
S _{O2}	0,00	0,00



S _F	0,43	0,43
S _A	0,00	0,00
S _{NH4}	20,66	20,66
S _{NO3}	24,54	24,54
S _{NO2}	0,00	0,00
S _{NH3}	0,21	0,09
S _{HNO2}	0,00	0,00
S _{PO4}	3,07	3,07
S _I	61,78	61,78
S _{ALK}	101,47	96,37
S _{N2}	38,96	14,61
S _{PRO}	0,00	0,00
S _{CO2}	0,30	0,53
S _{H2}	0,0	0,0
S _{CH4}	0,0	0,0
S _{SO4}	51,7	51,7
S _{H2S}	0,0	0,0
X _I	4822,0	120216,3
X _S	44,7	1114,7
X _H	2429,4	60565,2
X _{PAO}	0,0	0,0
X _{PP}	0,0	0,0
X _{PHA}	0,0	0,0
X _{AUT}	66,0	1645,6
X _{AMM}	0,0	0,0
X _{NIT}	0,0	0,0
X _{MEOH}	326,1	8129,0
X _{MEP}	1619,4	40373,3
X _{NV}	933,3	23268,3
X _{ACID}	0,0	0,0
X _{PRO}	0,0	0,0
X _{MAC}	0,0	0,0
X _{MH2}	0,0	0,0
X _{SRB-PRO}	0,0	0,0
X _{SRB-AC}	0,0	0,0
X _{SRB-H2}	0,0	0,0
X _{TSS}	10027,8	250000,0
DQO _T	12471,6	309435,9
DQO _{Sol.}	62,2	62,2
DQO _{Susp.}	12409,4	309373,6
P _T	477,27	11825,22
P _{Sol.}	3,07	3,07
P _{Susp.}	474,20	11822,15
N _T	503,29	11458,05
N _{Sol.}	45,5	45,5
N _{Susp.}	457,8	11412,5
Mg _{Sol.}	63,4	63,4
Mg _{Susp.}	18,6	464,1
K _{Sol.}	31,82	31,82
K _{Susp.}	9,93	247,51
Ca _{Sol.}	107,74	107,74
Ca _{Susp.}	8,74	217,79
Fe _{Sol.}	0,00	0,00
Fe _{Susp.}	0,00	0,00
T ^a	30,00	30,00



pH	7,14	6,84
----	------	------

SOPLANTE

1. Características de Operación

Unidades:	3	
Marca-Modelo:	LIGP 24.20	-
Potencia del motor (kW):	55,00	
Potencia adsorbida (kW):	42,10	
Potencia Instalada (kW):	165,00	
Potencia máx. utilizada (kW):	84,20	
		Invierno
Consumo aproximado (kW·h/día)		1101,76

Alternativa No. 7: Biorreactor anaerobio de membrana para eliminación de materia orgánica.

REACTOR ANAEROBIO

1. Características Geométricas

Unidades:	2
Volumen (m ³):	1125,0
Altura (m):	10,5
Calado (m):	10,0
Longitud (m):	5,0
Ancho (m):	2,0

2. Características de Operación

	Invierno
Tiempo de Retención Celular (días)	40,0

5. Calidad del Agua

	Invierno	
	Entrada	Salida
Caudales (m ³ /día)		
Medio	4657,29	51230,17
Punta	6969,79	53542,67
Concentraciones (mg/l)		
S _{O2}	0,01	0,01



S _F	231,38	8,87
S _A	30,05	39,01
S _{NH4}	29,33	44,60
S _{NO3}	0,00	0,00
S _{NO2}	0,00	0,00
S _{NH3}	0,00	0,10
S _{HNO2}	0,00	0,00
S _{PO4}	4,54	7,23
S _I	62,08	80,95
S _{ALK}	240,26	391,81
S _{N2}	12,50	1,04
S _{PRO}	0,08	11,33
S _{CO2}	4,02	6,42
S _{H2}	0,0	0,2
S _{CH4}	0,0	50,6
S _{SO4}	49,7	0,1
S _{H2S}	0,3	47,2
X _I	0,2	2541,8
X _S	319,3	1787,2
X _H	0,0	0,0
X _{PAO}	0,0	0,0
X _{PP}	0,0	0,0
X _{PHA}	0,0	0,0
X _{AUT}	0,0	0,0
X _{AMM}	0,0	0,0
X _{NIT}	0,0	0,0
X _{MEOH}	0,0	0,0
X _{MEP}	0,0	0,0
X _{NV}	14,0	1747,5
X _{ACID}	0,0	291,6
X _{PRO}	0,0	141,7
X _{MAC}	0,0	215,2
X _{MH2}	0,0	7,3
X _{SRB-PRO}	0,0	0,0
X _{SRB-AC}	0,0	0,0
X _{SRB-H2}	0,0	195,0
X _{TSS}	171,5	8594,9
DQO _T	719,1	14821,1
DQO _{Sol.}	323,6	191,0
DQO _{Susp.}	395,5	14630,2
P _T	8,41	145,20
P _{Sol.}	5,05	7,24
P _{Susp.}	3,36	137,95
N _T	49,27	522,74
N _{Sol.}	31,7	45,1
N _{Susp.}	17,5	477,6
Mg _{Sol.}	60,4	60,9
Mg _{Susp.}	0,6	21,9
K _{Sol.}	30,24	30,45
K _{Susp.}	0,32	11,70
Ca _{Sol.}	100,00	99,98
Ca _{Susp.}	0,00	2,98
Fe _{Sol.}	0,00	0,00
Fe _{Susp.}	0,00	0,00
T ^a	30,03	35,00

pH	6,34	6,33
----	------	------

MBR ANAEROBIO

1. Características Geométricas

Unidades:	2
Volumen (m ³):	337,5
Altura (m):	5,5
Calado (m):	5,0
Longitud (m):	10,0
Ancho (m):	2,0

2. Características de Operación

	Invierno
Tiempo de Retención Celular (días)	40,0

5. Calidad del Agua

	Invierno	
	Entrada	Salida
Caudales (m ³ /día)		
Medio	51230,17	4623,75
Punta	53542,67	6936,25
Concentraciones (mg/l)		
S _{O2}	0,01	0,01
S _F	8,87	6,20
S _A	39,01	37,55
S _{NH4}	44,60	44,97
S _{NO3}	0,00	0,00
S _{NO2}	0,00	0,00
S _{NH3}	0,10	0,10
S _{HNO2}	0,00	0,00
S _{PO4}	7,23	7,29
S _I	80,95	81,38
S _{ALK}	391,81	393,93
S _{N2}	1,04	0,69
S _{PRO}	11,33	12,06
S _{CO2}	6,42	6,46
S _{H2}	0,2	1,0
S _{CH4}	50,6	47,3
S _{SO4}	0,1	0,0
S _{H2S}	47,2	47,2
X _I	2541,8	0,3
X _S	1787,2	0,2
X _H	0,0	0,0
X _{PAO}	0,0	0,0
X _{PP}	0,0	0,0
X _{PHA}	0,0	0,0
X _{AUT}	0,0	0,0
X _{AMM}	0,0	0,0
X _{NIT}	0,0	0,0

X _{MEOH}	0,0	0,0
X _{MEP}	0,0	0,0
X _{NV}	1747,5	0,2
X _{ACID}	291,6	0,0
X _{PRO}	141,7	0,0
X _{MAC}	215,2	0,0
X _{MH2}	7,3	0,0
X _{SRB-PRO}	0,0	0,0
X _{SRB-AC}	0,0	0,0
X _{SRB-H2}	195,0	0,0
X _{TSS}	8594,9	1,0
DQO _T	14821,1	187,2
DQO _{Sol.}	191,0	185,5
DQO _{Susp.}	14630,2	1,7
P _T	145,20	7,32
P _{Sol.}	7,24	7,30
P _{Susp.}	137,95	0,02
N _T	522,74	45,48
N _{Sol.}	45,1	45,4
N _{Susp.}	477,6	0,1
Mg _{Sol.}	60,9	60,9
Mg _{Susp.}	21,9	0,0
K _{Sol.}	30,45	30,46
K _{Susp.}	11,70	0,00
Ca _{Sol.}	99,98	99,98
Ca _{Susp.}	2,98	0,00
Fe _{Sol.}	0,00	0,00
Fe _{Susp.}	0,00	0,00
T ^a	35,00	35,00
pH	6,33	6,33

DESHIDRATACION

2. Características de Operación

		Invierno
Tiempo de Retención Hidráulico (min.)		12,0

Caudales (m³/día)

Invierno			
	Entrada	Salida Fango	Salida Agua
Medio	33,54	1,25	32,29
Punta	33,54	1,25	32,29

5. Calidad del Agua

Concentraciones (mg/l)		
Invierno		
S _{O2}	0,01	0,01
S _F	6,20	6,20
S _A	37,55	37,55



S _{NH4}	44,97	44,97
S _{NO3}	0,00	0,00
S _{NO2}	0,00	0,00
S _{NH3}	0,00	0,10
S _{HNO2}	0,00	0,00
S _{PO4}	7,29	7,29
S _I	81,38	81,38
S _{ALK}	409,74	390,65
S _{N2}	0,69	0,69
S _{PRO}	12,06	12,06
S _{CO2}	6,46	5,99
S _{H2}	1,0	0,0
S _{CH4}	47,3	0,0
S _{SO4}	0,0	0,0
S _{H2S}	47,2	47,2
X _I	2794,4	73969,0
X _S	1956,9	51800,1
X _H	0,0	0,0
X _{PAO}	0,0	0,0
X _{PP}	0,0	0,0
X _{PHA}	0,0	0,0
X _{AUT}	0,0	0,0
X _{AMM}	0,0	0,0
X _{NIT}	0,0	0,0
X _{MEOH}	0,0	0,0
X _{MEP}	0,0	0,0
X _{NV}	1920,9	50845,8
X _{ACID}	320,2	8474,5
X _{PRO}	155,7	4122,7
X _{MAC}	236,6	6263,9
X _{MH2}	8,0	211,7
X _{SRB-PRO}	0,0	0,0
X _{SRB-AC}	0,0	0,0
X _{SRB-H2}	214,3	5673,6
X _{TSS}	9444,6	250000,0
DQO _T	16259,5	425619,3
DQO _{Sol.}	185,5	137,2
DQO _{Susp.}	16074,0	425482,1
P _T	158,88	4019,45
P _{Sol.}	7,30	7,30
P _{Susp.}	151,57	4012,14
N _T	570,08	13933,11
N _{Sol.}	45,4	45,4
N _{Susp.}	524,7	13887,7
Mg _{Sol.}	60,9	60,9
Mg _{Susp.}	24,1	638,2
K _{Sol.}	30,46	30,46
K _{Susp.}	12,86	340,39
Ca _{Sol.}	99,98	99,98
Ca _{Susp.}	3,27	86,61
Fe _{Sol.}	0,00	0,00
Fe _{Susp.}	0,00	0,00
T ^a	35,00	35,00
pH	6,33	6,36