

**COMPARACIÓN DE ALTERNATIVAS TECNOLÓGICAS PARA EL TRATAMIENTO
DE LAS AGUAS RESIDUALES DOMÉSTICAS DE LA CIUDAD DE BOGOTÁ D.C.**

**GERMAN ALEXIS SALAS GOMEZ
CARLOS ALBERTO RUIZ VANEGAS**

**UNIVERSIDAD INDUSTRIAL DE SANTANDER
FACULTAD DE INGENIERÍAS FISCOQUÍMICAS
ESCUELA DE INGENIERÍA QUÍMICA
CENTRO DE ESTUDIOS E INVESTIGACIONES AMBIENTALES
BUCARAMANGA
2007**

**COMPARACIÓN DE ALTERNATIVAS TECNOLÓGICAS PARA EL TRATAMIENTO
DE LAS AGUAS RESIDUALES DOMÉSTICAS DE LA CIUDAD DE BOGOTÁ D.C.**

**GERMAN ALEXIS SALAS GOMEZ
CARLOS ALBERTO RUIZ VANEGAS**

Trabajo presentado como requisito para optar al título de
Ingeniero Químico

Director
EDGAR FERNANDO CASTILLO MONROY
Ingeniero Químico Ph.D.

**UNIVERSIDAD INDUSTRIAL DE SANTANDER
FACULTAD DE INGENIERÍAS FISCOQUÍMICAS
ESCUELA DE INGENIERÍA QUÍMICA
CENTRO DE ESTUDIOS E INVESTIGACIONES AMBIENTALES
BUCARAMANGA
2007**

*A Jesucristo,
Fuente de toda bondad,
Salvación y sabiduría.*

*A mi Mamá Teresa,
A mi tía Flora, a mi abuela Bertha
Y a toda mi familia
Por su apoyo incondicional
Ustedes son una
Muestra del amor de Dios
Hacia mi vida*

Germán

AGRADECIMIENTOS

Los autores expresan sus agradecimientos a:

Edgar Fernando Castillo Monroy, ingeniero químico Ph. D., Director del CEIAM, por su valiosa orientación y colaboración en la elaboración de este proyecto.

Eudes Elias Hernandez Fuentes, Ingeniero químico Msc por su colaboración

Hugo Armando Gutierrez De Piñerez Arismendi Ingeniero Civil Esp. MSc por su orientación en el diseño de las plantas.

Yaneth Orduz, Ingeniera Química del CEIAM, por sus recomendaciones en la elaboración de este proyecto.

CONTENIDO

| | Pág. |
|---|------|
| INTRODUCCIÓN | 1 |
| 1 MARCO TEÓRICO | 2 |
| 1.1 EL AGUA RESIDUAL DOMÉSTICA | 2 |
| 1.2 ALTERNATIVAS DE TRATAMIENTO SELECCIONADAS | 3 |
| 1.2.1 Tratamiento primario convencional | 4 |
| 1.2.2 Reactor UASB | 5 |
| 1.2.3 Sistema de Lodos Activados convencionales | 5 |
| 1.2.4 Sistema de Lodos Activados con eliminación biológica de nitrógeno | 6 |
| 1.2.5 Eficiencias de remoción típicas para los sistemas seleccionados | 8 |
| 2. DISEÑO, CONSTRUCCIÓN Y PUESTA EN MARCHA DE LAS PLANTAS | |

| | |
|--|----|
| PILOTO | 9 |
| 2.1 UBICACIÓN GEOGRÁFICA DE LAS PLANTAS PILOTO | 9 |
| 2.2 CARACTERÍSTICAS FÍSICO-QUÍMICAS DEL AGUA RESIDUAL AFLUENTE | 9 |
| 2.3 DISEÑO DE LA ALTERNATIVA DE TRATAMIENTO No1 | 10 |
| 2.3.1 Sedimentador primario | 11 |
| 2.3.2 Lodos Activados con eliminación biológica de nitrógeno | 11 |
| 2.4 DISEÑO DE LA ALTERNATIVA DE TRATAMIENTO No 2 | 15 |
| 2.4.1 Reactor UASB | 15 |
| 2.4.2 Lodos Activados Convencionales | 16 |
| 2.5 CONSTRUCCIÓN DE LAS PLANTAS PILOTO | 17 |
| 2.6 PUESTA EN MARCHA DE LAS PLANTAS PILOTO | 19 |
| 3. RESULTADOS | 22 |

| | |
|--|----|
| 3.1 DESEMPEÑO OPERACIONAL DE LA PLANTA PILOTO No 1 | 22 |
| 3.1.1 Condiciones ambientales de las planta piloto | 22 |
| 3.1.2 Eficiencias de remoción de sólidos y materia orgánica | 23 |
| 3.1.3 Eficiencia de remoción de nitrógeno | 26 |
| 3.2 DESEMPEÑO OPERACIONAL DE LA PLANTA PILOTO No 2 | 28 |
| 3.2.1 Condiciones ambientales de la planta piloto | 29 |
| 3.2.2 Eficiencia de remoción de Sólidos y materia orgánica para el reactor UASB | 30 |
| 3.2.3 Eficiencia de remoción de Sólidos y materia orgánica para el reactor aerobio | 32 |
| 4. CONCLUSIONES | 36 |
| 5. RECOMENDACIONES | 37 |
| BIBLIOGRAFÍA | 38 |
| ANEXOS | 41 |

LISTA DE TABLAS

| | pág. |
|--|------|
| Tabla 1. Parámetros comúnmente usados en la caracterización de las aguas residuales domésticas | 3 |
| Tabla 2. Alternativas de tratamiento de aguas residuales domésticas seleccionadas | 4 |
| Tabla 3. Eficiencias de remoción típicas reportadas en la literatura para las alternativas seleccionadas | 8 |
| Tabla 4. Constituyentes del agua residual doméstica afluyente a la Estación de Elevación de Gibraltar | 10 |
| Tabla 5. Criterios de diseño y dimensionamiento del sedimentador primarios de la alternativa de tratamiento No 1 | 11 |
| Tabla 6. Relación entre caudales de la planta piloto No 1. | 12 |
| Tabla 7. Criterios de diseño y dimensiones del reactor anóxico para la alternativa de tratamiento No 1. | 13 |
| Tabla 8. Criterios de diseño y dimensiones del reactor aerobio para la alternativa de | |

| | |
|---|----|
| tratamiento No 1 | 13 |
| Tabla 9. Criterios de diseño y dimensiones del sedimentador secundario para la alternativa de tratamiento No 1. | 14 |
| Tabla 10. Resumen de los principales criterios de diseño y dimensiones del reactor UASB | 15 |
| Tabla 11. Criterios de diseño y dimensiones del reactor Aerobio de la alternativa de tratamiento No 2 | 16 |
| Tabla 12. Unidades de proceso de las plantas piloto | 17 |
| Tabla 13. Problemas operacionales de las plantas piloto, causas probables, sus efectos sobre el sistema y la solución propuesta | 21 |
| Tabla 14. Temperatura, Oxígeno Disuelto, y pH registrados en la planta piloto No1 | 22 |
| Tabla 15. Temperatura, Oxígeno disuelto y pH registrados en la planta piloto No 2 | 29 |

LISTA DE FIGURAS

| | pág. |
|--|------|
| Figura 1. Esquema del proceso de lodos activados convencionales | 6 |
| Figura 2. Representación esquemática del proceso de Predesnitrificación Clásica | 7 |
| Figura 3. Esquema hidráulico de la planta piloto de eliminación biológica de nitrógeno | 12 |
| Figura 4. Evolución temporal de las eficiencias de remoción de DQO del esquema de tratamiento de la Planta Piloto No.1. | 24 |
| Figura 5. Evolución temporal de las eficiencias de remoción de DBO ₅ del esquema de tratamiento de la Planta Piloto No.1. | 25 |
| Figura 6. Evolución temporal de las eficiencias de remoción de SST del esquema de tratamiento de la Planta Piloto No.1 | 25 |
| Figura 7. Evolución temporal del nitrógeno total del ARD afluente, del efluente del sedimentador primario y del efluente del reactor biológico de la planta piloto No.1. | 26 |

| | |
|--|----|
| Figura 8. Porcentajes relativos promedios de los componentes químicos del N y eficiencias de remoción global del N en el reactor biológico de la planta piloto No.1. | 28 |
| Figura 9. Evolución en el tiempo de las eficiencias de remoción de DQO y DBO ₅ del reactor UASB. | 31 |
| Figura 10. Evolución temporal de las eficiencias de remoción de SST y SSV del reactor UASB. | 32 |
| Figura 11 Evolución temporal de las eficiencias de remoción de DQO en el reactor aeróbico y en el proceso global en la planta piloto No.2 | 33 |
| Figura 12. Evolución temporal de las eficiencias de remoción de DBO ₅ en el reactor aeróbico y en el proceso global de la planta piloto No.2. | 34 |
| Figura 13. Evolución en el tiempo de las eficiencias de remoción de SST en el reactor aeróbico y proceso global de la planta piloto No.2. | 35 |

LISTA DE ANEXOS

| | pág. |
|---|------|
| Anexo A Parámetros de diseño, consideraciones de operación, parámetros cinéticos y parámetros estequiométricos seleccionados para el diseño de las plantas piloto | 42 |
| Anexo B Procedimiento de cálculo para el dimensionamiento de las plantas piloto | 63 |
| Anexo C Parámetros analizados y frecuencia de análisis en el seguimiento de las plantas piloto | 105 |
| Anexo D Evolución temporal de las concentraciones de los contaminantes en cada una de las zonas de las plantas piloto | 108 |
| Anexo E Planos de las plantas piloto | 116 |
| Anexo F Registro fotográfico de las plantas pilotos | 122 |

GLOSARIO

AEROBIO: proceso o microorganismo que necesita de oxígeno molecular.

AGUA RESIDUAL: residuo líquido recogido mediante la red de alcantarillado y el cual, no sirve para el uso directo.

ANAEROBIO: proceso o microorganismo que se desarrolla en ausencia de oxígeno.

DEMANDA BIOLÓGICA DE OXIGENO: parámetro fisicoquímico que representa la cantidad de materia orgánica, en una muestra líquida, susceptible de ser consumida u oxidada por medios biológicos, normalmente se mide transcurrido 5 días (DBO₅).

DEMANDA QUÍMICA DE OXIGENO: parámetro fisicoquímico que indica la cantidad de materia orgánica, en una muestra líquida, susceptible de oxidación por medios químicos.

NITRÓGENO TOTAL KJELDAHL: cantidad de nitrógeno total en una muestra de agua, suma del nitrógeno orgánico y el ión amonio (NH₄⁺).

OXÍGENO DISUELTO: cantidad de oxígeno que está disuelto en una muestra de agua, y sirve como indicativo de la calidad de la misma.

SEDIMENTACIÓN: proceso que busca retirar la materia sólida fina, orgánica e inorgánica, de las aguas residuales, por precipitación de dichos sólidos.

TÍTULO: COMPARACION DE ALTERNATIVAS TECNOLÓGICAS PARA EL TRATAMIENTO DE LAS AGUAS RESIDUALES DOMESTICAS DE LA CIUDAD DE BOGOTA D.C.*

AUTORES: RUIZ VANEGAS, Carlos Alberto
SALAS GÓMEZ, Germán Alexis**

PALABRAS CLAVES: Aguas residuales domésticas, reactor UASB, DBO, DQO

DESCRIPCIÓN: Las aguas residuales pueden transportar numerosos microorganismos, tales como bacterias, virus y parásitos. Si esta agua son descargadas a fuentes de agua para consumo humano pueden causar graves epidemias, por esa razón, ellas deben ser tratadas.

Mediante la aplicación de una matriz de indicadores unitarios de desempeño, la cual, tenía componentes ambientales, tecnológicos, económicos y socioculturales, se seleccionaron dos sistemas de tratamiento de aguas residuales domésticas para la ciudad de Bogotá. El diseño de los equipos utilizados en cada una de las plantas pilotos, se hizo teniendo en cuenta los parámetros fisicoquímicos de estas y las ecuaciones y recomendaciones reportadas en la literatura. Las plantas fueron alimentadas con las aguas del interceptor Avenida Cundinamarca Sur de la ciudad de Bogotá. Los equipos fueron construidos y el terreno adecuado en una zona de la Estación Gibraltar al sur occidente de Bogotá D.C. Luego, se procedió a la puesta en marcha de las plantas.

Se definieron como variables de análisis de desempeño la Demanda Biológica de Oxígeno (DBO), la Demanda Química de Oxígeno (DQO), los sólidos sedimentables totales (SST) y el contenido de nitrógeno total (NT), este último para una de las plantas, las cuales se monitorearon en los afluentes y efluentes de los equipos.

Los porcentajes de reducción de DBO, DQO fueron superiores al 80%, mínimo exigido por la Norma de Vertimientos de Aguas Residuales Domésticas (Artículo 72 del Decreto 1594/1984), esto indica que cualquiera de los sistemas de tratamiento es viable de implementar.

* Trabajo de Grado

** Facultad de Ingenierías Físico-Químicas. Escuela de Ingeniería Química . Edgar Fernando Castillo

TITLE: COMPARISON OF TECHNOLOGICAL ALTERNATIVES FOR THE TREATMENT OF THE DOMESTIC WASTE WATERS OF THE BOGOTÁ CITY D.C.*

AUTHORS: RUIZ VANEGAS, Carlos Alberto
SALAS GÓMEZ, Germán Alexis**

KEYWORDS: domestic Waste waters, UASB reactor, DBO, DQO

SUMMARY: The waste waters can transport numerous microorganisms, such as bacteria, virus and parasites. If this water is discharged to sources of water for human consumption they can cause serious epidemics, for that reason, they should be treated.

Two systems for treatment of domestic waste waters from Bogota city were selected by means of the application of a matrix of performance unitary indicators, which had environmental, technological, economic and sociocultural components. The design of the equipment used in each one of the pilot plants, was made keeping in mind the physiochemical parameters of the waste waters, the equations and recommendations reported in the literature. The plants were fed with the waters from the South Cundinamarca Avenue interceptor from the Bogota city. The equipments were built and the land was adapted on an area of the Gibraltar Station to the south occident of Bogotá D.C. Then, the plants were started

The variables, Biological Demand of Oxygen (DBO), Chemical Demand of Oxygen (DQO), the total sedimentables solids (SST) and the content of total nitrogen (NT), this last one for one of the plants, were selectionated as performance variables, then, they were monitored in the tributaries and efluentes of the equipments.

The percentages of reduction of DBO, DQO were greater than 80%, it is the minimum value demanded by the Norm about vertimients of Domestic Waste Waters (Article 72 of the Ordinance 1594/1984). It indicates that anyone of the treatment systems is viable of implementing.

* Grade Work

** Physical-chemical Engineerings School. Chemical Engineering School. Edgar Fernando Castillo

INTRODUCCIÓN

La creciente necesidad de conservar el recurso agua, ha generado diferentes iniciativas que buscan el tratamiento integral de las aguas residuales del Distrito Capital. En este sentido, la Empresa de Acueducto y Alcantarillado de Bogotá, a través de la Gerencia Ambiental, ejecutó con la Universidad Industrial de Santander, Centro de Estudios e Investigaciones Ambientales, el Convenio de Cooperación Científica y Técnica No. 9-07-24100-846-2005, cuyo objetivo estuvo orientado en realizar la valoración de alternativas para el tratamiento de las aguas residuales de la ciudad de Bogotá, para la disminución de la carga orgánica, de los sólidos totales y de la carga biológica patógena, mediante la aplicación de una Matriz de indicadores unitarios de desempeño que incluyó componentes tecnológicos, económicos, ambientales y sociales. Los resultados obtenidos de la herramienta de valoración permitieron la selección de dos (2) sistemas de tratamiento.

De acuerdo con lo anterior, este trabajo de grado tuvo como objetivo principal el diseño, construcción, puesta en marcha y evaluación de las dos alternativas tecnológicas seleccionadas, con el fin de disponer de una base de información primaria que lograra establecer sus comportamientos a las condiciones específicas del Distrito Capital, y un conocimiento prospectivo del desempeño de las alternativas, en el caso de su implementación a escala real.. El proyecto se estructuró en tres capítulos, en el capítulo uno se resumen generalidades del agua residual y las características más importantes para el dimensionamiento de las alternativas seleccionadas. En el segundo capítulo se describe el diseño, las etapas para la construcción y puesta en marcha de las plantas a escala piloto, y finalmente, en el tercer capítulo se presenta el desempeño operacional obtenido en el seguimiento de cada planta. En los Anexos se incluye la descripción matemática de las alternativas, los parámetros cinéticos y estequiométricos seleccionados, el procedimiento de dimensionamiento, el registro fotográfico y los planos de las plantas piloto.

1. MARCO TEÓRICO

En este capítulo se presentan conceptos teóricos que se tuvieron en cuenta en el desarrollo del presente trabajo. Su contenido considera, en primer lugar, una descripción general del agua residual doméstica y los principales parámetros para su caracterización; y, posteriormente, presenta el análisis detallado de las alternativas de tratamiento seleccionadas.

1.1 EL AGUA RESIDUAL DOMÉSTICA

Un agua Residual puede definirse como un residuo líquido recogido mediante la red de alcantarillado para su envío a una planta depuradora.

Según su origen, las aguas residuales pueden ser clasificadas en: 1) domésticas o urbanas, 2) industriales, 3) agropecuarias, 4) de origen incontrolado (vertidos ilegales, infiltraciones) y 5) pluviales. Sin embargo, siguiendo los objetivos de este trabajo, al hablar de aguas residuales nos referimos a aguas de origen doméstico o urbano (ARD), con alguna posible aportación de pluviales y/o de procedencia incontrolada.

Las aguas residuales de origen doméstico tienen una composición muy variada debido a la diversidad de factores que la afectan y a la naturaleza de la población residente. En general, el ARD contienen un 99.9% de agua. La materia sólida está constituida en un 70% por sustancias orgánicas como proteínas, grasas y carbohidratos; mientras que el 30% restante en materia mineral insoluble como la arena, la arcilla y las gravas. Las sustancias orgánicas de un ARD están constituidas mayoritariamente por materia fecal, siendo la contribución diaria de DBO_5 , por parte de un adulto, de 39 a 42 g; de los cuales 10.3 g corresponden a orina, entre 24.7 y 30.6 g a materia fecal y de 2.0 a 3.5 g de material de limpieza. Además, contienen hidratos de carbono, grasas y jabones, detergentes sintéticos, proteínas y sus productos de descomposición, así como hidróxido de amonio y

sales amoniacales procedentes de la descomposición de complejos orgánicos nitrogenados.

La gran diversidad que presentan las aguas residuales hace necesario realizar un estudio concreto de caracterización, en especial cuando se desean definir estrategias de tratamiento y de aplicación de tecnologías adecuadas que aseguran la conformidad con la normativa de vertido a cauces receptores. En la tabla 1 se muestran los parámetros empleados generalmente en la caracterización del agua residual doméstica.

Tabla 1 Parámetros comúnmente usados en la caracterización de las aguas residuales domésticas

| Tipo | Nombre | Abreviatura | Unidad |
|-----------|-------------------------------|------------------|-----------|
| Físico | Temperatura | T | °C |
| | Sólidos Suspendidos Totales | SST | mg/l |
| | Sólidos Suspendidos Volátiles | SSV | mg/l |
| | Sólidos Sedimentables | SS | mg/l |
| | Turbiedad | Turb. | UJT |
| Químico | Demanda Química de Oxígeno | DQO | mg/l |
| | Demanda Bioquímica de Oxígeno | DBO ₅ | mg/l |
| | pH | pH | Und |
| | Alcalinidad | Alc | mgCaCo3/l |
| | Fósforo | P | mg/l |
| | Nitrógeno Amoniacal | NH ₃ | mg/l |
| | Nitrógeno Orgánico | N _{org} | mg/l |
| | Nitritos | NO ₂ | mg/l |
| | Nitrato | NO ₃ | mg/l |
| | Nitrógeno Total de Kjeldah | NKT | mg/l |
| Biológico | Coliformes Totales y Fecales | CT y CF | NMP/ml |
| | Virus | | UFC/100ml |

1.2 ALTERNATIVAS DE TRATAMIENTO SELECCIONADAS.

La selección de las alternativas de tratamiento a evaluar es el resultado del desarrollo de un convenio de cooperación científico-técnico adelantado de manera conjunta entre la Empresa de Acueducto y Alcantarillado de Bogotá y la Universidad Industrial de

Santander, y tuvo por objeto realizar una valoración de alternativas para el tratamiento de las aguas residuales en el Distrito Capital, mediante el desarrollo de una matriz de indicadores unitarios de desempeño que comprendió componentes ambientales, tecnológicos, socioculturales y económicos, proponiendo una escala valorativa de conveniencia para la adopción de un esquema de procesos para la disminución de la carga orgánica, los sólidos totales y la carga biológica patógena de los vertimientos asociados al sistema de cuencas y microcuencas en donde opera el Acueducto de Bogotá. Se realizó la revisión y análisis de la información secundaria relacionada con el manejo de las aguas residuales en el Distrito Capital y de la situación ambiental de la cuenca del río Bogotá. Se seleccionó un espectro de tecnologías a nivel secundario factibles para el tratamiento de las aguas residuales considerando criterios como la disponibilidad de la alternativa de tratamiento a escala comercial, la tendencia mundial en los esquemas de tratamiento más empleados y los resultados más favorables obtenidos por los procesos a las condiciones climatológicas similares a las del Distrito Capital, desde el punto de vista ambiental, tecnológico, económico y social. Se diseñó y aplicó la herramienta de valoración y se seleccionaron dos alternativas tecnológicas para el tratamiento de las aguas residuales, las cuales se diseñaron, construyeron y se pusieron en marcha a escala piloto, con el objeto de evaluar sus desempeños tecnológicos, siendo este el alcance del presente trabajo de grado. Las alternativas seleccionadas se muestran en la Tabla 2.

Tabla 2 Alternativas de tratamiento de aguas residuales domésticas seleccionadas.

| PLANTA PILOTO | TRATAMIENTO | |
|---------------|--------------|--|
| | Primario | Secundario |
| 1 | Convencional | Lodos activados con Eliminación Biológica de Nitrógeno + Sedimentación Secundaria. |
| 2 | Reactor UASB | Lodos activados Convencionales + Sedimentación Secundaria |

A continuación se muestra la descripción general de los procesos. Sus parámetros, de diseño y operación son descrito detalladamente en el **Anexo A**

1.2.1 Tratamiento primario Convencional El Tratamiento Primario Convencional hace referencia a la utilización de sedimentadores en el agua residual sin adicción de

compuestos químicos, con el fin de remover todos los sólidos sedimentables presentes en el afluente tratado. , este concepto implica una serie de procesos donde se involucran la remoción de elementos que no se encuentran disueltos y con ellos la eliminación de una parte de la carga de SST, DBO₅, y DQO; también se considera un paso necesario para que se pueda aplicar el tratamiento secundario, donde se desea remover la carga contaminante que se encuentra de manera disuelta en el agua residual. ^[2]

Los parámetros de diseño y las consideraciones de operación para sedimentadores primarios se describen en el **Anexo A**

1.2.2 Reactor UASB en los reactores tipo U.A.S.B. cuya abreviatura “Upflow Anaerobic Sludge Blanket”, o sea Manto de Lodo Anaerobio de Flujo Ascendente, la materia orgánica contenida en las aguas residuales, se degrada por la acción de consorcios microbianos que se adaptan a condiciones favorables de temperatura y disponibilidad de nutrientes, en las cuales pueden sustentar sus necesidades metabólicas a través del rompimiento enzimático de las moléculas orgánicas mediante cuatro reacciones de degradación: la hidrólisis, la acidogénesis, la acetogénesis y la metanogénesis. A medida que el proceso transcurre, la comunidad bacteriana crece y se agrupa formando “flocs” que se depositan en la parte inferior del reactor, dando lugar al llamado “manto de lodos”, responsable del proceso de biodegradación.

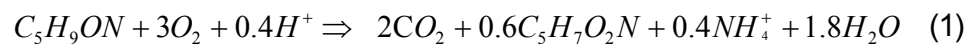
Los parámetros de diseño y las consideraciones de operación para Reactores UASB se describen en el **Anexo A**

1.2.3 Sistema de Lodos Activados Convencionales El lodo activado consiste en una masa floculenta de microorganismos, materia orgánica muerta y materiales inorgánicos; tiene la propiedad de poseer una superficie altamente activa para la adsorción de materiales coloidales. El resultado final es una porción de materia orgánica, susceptible de descomposición biológica, convertida en compuestos inorgánicos y el resto, transformada en lodo activo adicional. La figura 1 muestra el esquema básico del procesos

Figura 1 Esquema del proceso de lodos activados convencionales



La remoción de DBO_5 carbonacea en el tanque aeróbico es lograda por las bacterias heterótrofas facultativas. La reacción global ocurre como se muestra en la ecuación (1)^[16]:



Las fórmulas químicas, $\text{C}_5\text{H}_9\text{ON}$ y $\text{C}_5\text{H}_7\text{O}_2\text{N}$ se utilizan para representar la materia orgánica biológicamente degradable y las células bacterianas sintetizadas, respectivamente.

Los parámetros de diseño y las consideraciones de operación para sistema de lodos activados convencionales se describen en el **Anexo A**

1.2.4 Sistema de Lodos Activados con eliminación biológica de nitrógeno En esta sección se presentan los conceptos básicos para el diseño de un sistema piloto de Lodos Activados con Eliminación Biológica de Nitrógeno que sigue el concepto del proceso modificado de Ludzack-Ettinger (MLE)^[12] ó Proceso de Pre-desnitrificación Clásica^[17] mostrado en la Figura 2.

La eliminación biológica del nitrógeno se consigue por dos procesos sucesivos, la nitrificación y la desnitrificación. La nitrificación es la oxidación biológica de nitrógeno amoniacal (N-NH_4^+) a nitrato (NO_3^-) en dos pasos. La oxidación es realizada por las

bacterias autótrofas aeróbicas frecuentemente llamadas nitrificantes. Las especies predominantes responsables son nitrobacter y nitrosomonas. Estas bacterias nitrificantes utilizan CO_2 como fuente de carbono durante el proceso de síntesis celular. Las ecuaciones que describen la oxidación de nitrógeno amoniacal a nitrito (NO_2^-) y la oxidación de nitrito a nitrato son presentadas en las ecuaciones (2) y (3), respectivamente.

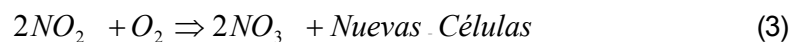
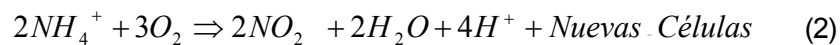


Figura 2 Representación esquemática del proceso de Predesnitrificación Clásica



Modificado de: Activated Sludge Operational Strategies for Nitrogen Removal^[11]

Durante la desnitrificación, el nitrato introducido por recirculación del líquido de mezcla de la zona aerobia se transforma inicialmente en nitrito y éste en óxido nítrico, óxido nitroso y finalmente en nitrógeno gas que se libera a la atmósfera. El proceso es realizado bajo condiciones anóxicas por las bacterias heterótrofas facultativas, que pueden adaptarse a las condiciones del medio en que se encuentran. En condiciones anóxicas estas bacterias son capaces de utilizar los nitratos y los nitritos como aceptores de electrones en lugar de oxígeno disuelto. La fórmula que representa la reacción corresponde a la ecuación (4).^[16]



El resultado final de todo ello es la producción de nitrógeno molecular que se escapa a la atmósfera y el consumo de carbono orgánico biodegradable (C_5H_9ON) que se da por oxidación en la zona aerobia y por utilización como fuente de carbono para la desnitrificación en la zona anóxica. [3], [13], [17]

Los parámetros de diseño y las consideraciones de operación para sistema de lodos activados con eliminación biológica de nitrógeno se describen en el **Anexo A**

1.2.5 Eficiencias de remoción típicas para los sistemas seleccionados.

Las eficiencias de remoción típicas reportadas en la literatura consultada se muestran en la tabla 3

Tabla 3 Eficiencias de remoción típicas reportadas en la literatura para las alternativas seleccionadas

| Sistema | Parámetro (%) | | | | | |
|---|---------------|------------------|-------|-----------|-----------|---------|
| | SST | DBO ₅ | DQO | Nitrógeno | | Fósforo |
| | | | | Orgánico | Amoniacal | |
| Primario Convencional ^[18] | 30 | 40 | 30-40 | 10-20 | 0 | 10-20 |
| Reactor UASB ^{[18],[20]} | 60-70 | 65-80 | 60-80 | 10-25* | | 10-20 |
| Lodos Activados Convencionales ^[18] | 80-90 | 80-95 | 80-95 | 15-20 | 8-15 | 10-25 |
| Lodos Activados con Eliminación biológica de Nitrógeno ^{[17],[18]} | 85-95 | 85-95 | 85-95 | 80-84* | | 20-30 |

* Reportado como NKT.

2. DISEÑO, CONSTRUCCIÓN Y PUESTA EN MARCHA DE LAS PLANTAS PILOTO

En este capítulo se presenta el procedimiento de diseño, construcción y puesta en marcha para las plantas a escala piloto de las dos alternativas de tratamiento seleccionadas.

2.1 UBICACIÓN GEOGRÁFICA DE LAS PLANTAS PILOTO

Los dos (2) sistemas de tratamiento piloto se instalaron en la Estación Elevadora Gibraltar ubicada en la zona Sur Occidental de Bogotá en la cuenca el Tintal. Dicha estación transporta aguas residuales domésticas del interceptor Avenida Cundinamarca Sur, el cual drena una vasta zona residencial y comercial. La importancia de ubicar los sistemas en esta zona radica en la necesidad de utilizar aguas residuales domésticas que permitan obtener una operatividad fidedigna para los sistemas de tratamiento a implementar.

2.2 CARACTERÍSTICAS FÍSICO-QUÍMICAS DEL AGUA RESIDUAL AFLUENTE

El agua residual doméstica que empleada en este estudio proviene de la red de alcantarillado de la Cuenca el Tintal, específicamente del canal interceptor Avenida Cundinamarca Sur. La composición básica de estas aguas residuales, se resumen en la Tabla 4. Esta información fue suministrada por la Empresa de Acueducto y Alcantarillado de Bogotá

Como se puede observar, en el agua residual afluyente la relación de $DBO_5/DQO = 0.51$, concluyéndose que según la calidad del agua es apropiada la aplicación de sistemas de tratamiento biológico, dado que más del 50% del carbono total se puede degradar biológicamente. Así mismo, la relación DBO_5/NTK es de 6.7, valor apropiado para una alta eliminación biológica de nitrógeno, debido a que hay presente una cantidad importante de materia orgánica para una adecuada desnitrificación de nitratos.

Tabla 4 Constituyentes del agua residual doméstica afluyente a la Estación de Elevación de Gibraltar

| Contaminante | Unidad | Valor medio |
|---|--------|-------------|
| DQO | mg/l | 549 |
| DBO ₅ | mg/l | 280 |
| Nitrógeno Total Kjeldhal, NTK | mg/l | 42 |
| Nitrógeno amoniacal, NH ₄ ⁺ | mg/l | 28 |
| Sólidos suspendidos totales | mg/l | 233 |
| Sólidos suspendidos volátiles | mg/l | 160 |
| Fósforo | mg/l | 5.6 |
| Alcalinidad, como CaCO ₃ | mg/l | 200 |
| pH | | 7.3 |

Fuente: Empresa de acueducto y alcantarillado de Bogotá

Sistema de bombeo y transporte En el interior del canal Cundinamarca sur se instaló una tubería de succión, que estaba conectada a una bomba autocebante con capacidad para impulsar un caudal máximo de 50 l/min a una altura de 12 m de columna de agua. La bomba se operó desde un mecanismo eléctrico instalado en un tablero de control. El agua residual bombeada se transportó por una tubería de impulsión hasta un tanque de distribución de caudales, ubicado a una distancia de 62 m desde la descarga.

2.3 DISEÑO DE LA ALTERNATIVA DE TRATAMIENTO No 1

La alternativa de tratamiento No 1 tiene como tratamiento primario un sistema convencional y como tratamiento secundario un sistema de lodos activados con eliminación biológica de nitrógeno.

Los **parámetros cinéticos y estequiométricos** utilizados en el dimensionamiento de la alternativa de tratamiento No1 se muestran en el **Anexo A**.

A continuación se describen cada uno de las unidades de proceso de tratamiento de aguas residuales domésticas, en la que se muestran los principales criterios de su diseño.

En el **Anexo B** se definen con más detalles los diferentes cálculos que hacen parte del proceso de dimensionamiento del reactor biológico de la planta piloto descrita.

2.3.1 Sedimentador primario. A este sistema llegan las aguas residuales provenientes de un tanque de distribución de caudales. Los valores para los criterios de diseño y sus dimensiones se muestran en la Tabla 5. En el **Anexo E** se indica las dimensiones del tanque de sedimentación primaria y de la estructura metálica que lo soporta.

Tabla 5 Criterios de diseño y dimensiones del sedimentador primario de la alternativa de tratamiento No1.

| Criterio | Unidad | Valor |
|---|-------------------|-------|
| Caudal de operación | m ³ /d | 6 |
| Tiempo de retención Hidráulico (TRH) | h | 2.4 |
| Número de entregas del afluente | – | 1 |
| Dimensiones | Unidad | Valor |
| Diámetro Superior | m | 0.98 |
| Diámetro Inferior | m | 0.78 |
| Altura útil | m | 0.92 |
| Volumen útil | m ³ | 0.5 |
| Altura de instalación sobre nivel del suelo | m | 1.50 |

2.3.4 Lodos Activados con eliminación biológica de nitrógeno los criterios de diseño y operación seleccionados para el dimensionamiento de cada uno de los componentes del sistema de lodos activados con eliminación biológica de nitrógeno se muestran en el **Anexo A**.

Diseño hidráulico del reactor biológico Las exigencias de diseño se pueden formular así:

1. Crear dos zonas con diferentes condiciones en concentración de OD (anóxica y aerobia).
2. Proteger la zona anóxica de la presencia de elevadas concentraciones de oxígeno.
3. Evitar zonas muertas (flujo ≈0).
4. Conseguir mezcla completa del líquido en los tanques.
5. Evitar sedimentación en los tanques y en las tuberías.

6. Utilizar aireación de gran superficie y burbuja fina.
7. Facilitar el mantenimiento y la limpieza.

El sistema de tratamiento biológico se diseñó basándose en los datos del **Anexo A** el resultado fue un reactor biológico con un volumen total de 3.0 m^3 , dividido en un reactor anóxico con un volumen de 1.0 m^3 , que corresponde al 33% del volumen total, y un reactor aeróbico con un volumen de 2.0 m^3 , que corresponde 67% del volumen total.

En la Figura 3 se muestra la representación **esquemática** de la planta piloto con eliminación biológica de nitrógeno que fue dimensionada, Adicionalmente, de la aplicación de balances este esquema se deducen las relaciones entre caudales presentadas en la Tabla 6.

Figura 3 Esquema hidráulico de la planta piloto de eliminación biológica de nitrógeno

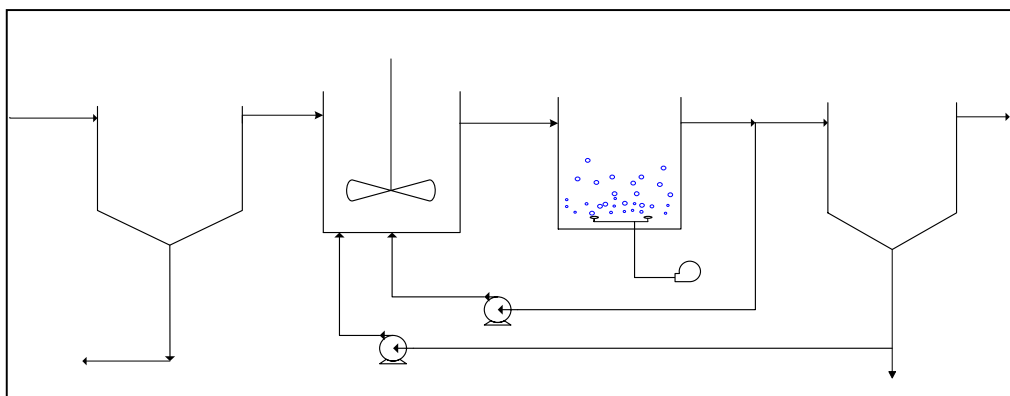


Tabla 6 Relación entre caudales de la planta piloto No 1.

| CAUDAL | SIMBOLO | VALOR |
|------------------------------------|------------|-----------------------------|
| Salida del reactor anóxico | $Q_{A,AE}$ | $Q_A + Q_{R,LM} + Q_{R,LA}$ |
| Salida del reactor aeróbico | $Q_{E,AE}$ | $Q_A + Q_{R,LM} + Q_{R,LA}$ |
| Entrada al sedimentador secundario | $Q_{A,SS}$ | $Q_A + Q_{R,LA}$ |
| Efluente de la planta piloto | $Q_{E,SS}$ | $Q_A - Q_P$ |

Reactor Anóxico El reactor anóxico mantiene una fracción del volumen total del proceso privada de oxígeno disuelto (OD). Los valores para los criterios de diseño y sus

dimensiones se muestran en la Tabla 7. El **Anexo E** muestra la geometría del reactor anóxico y de todos los componentes estructurales asociados a éste

Tabla 7 Criterios de diseño y dimensiones del reactor anóxico para la alternativa de tratamiento No1.

| Criterio | Unidad | Valor |
|---|-------------------|-------|
| Caudal de operación | m ³ /d | 6 |
| Tiempo de retención Hidráulico (TRH) | h | 4 |
| Número de entregas del afluente | – | 3 |
| Dimensiones | Unidad | Valor |
| Diámetro Superior | m | 1.19 |
| Diámetro Inferior | m | 0.91 |
| Altura útil | m | 1.31 |
| Volumen útil | m ³ | 1 |
| Altura de instalación sobre nivel del suelo | m | 0.80 |

Reactor Aerobio En este reactor ocurre la oxidación biológica de materia orgánica y las reacciones de nitrificación para la producción de nitrato a partir de nitrógeno amoniacal. Los valores para los criterios de diseño y sus dimensiones se muestran en la Tabla 8

Tabla 8 Criterios de diseño y dimensiones del reactor aerobio para la alternativa de tratamiento No1.

| Criterio | Unidad | Valor |
|---|-------------------|-------|
| Caudal de operación | m ³ /d | 6 |
| Tiempo de retención Hidráulico (TRH) | h | 8 |
| Número de entregas del afluente | – | 1 |
| Dimensiones | Unidad | Valor |
| Diámetro Superior | m | 1.43 |
| Diámetro Inferior | m | 1.11 |
| Altura útil | m | 1.69 |
| Volumen útil | m ³ | 2 |
| Altura de instalación sobre nivel del suelo | m | 0 |

El reactor aerobio contó con un sistema de aeración, por difusores de aire de burbuja fina. La aireación del líquido mezcla en el tanque aerobio se realizó introduciendo aire a presión (91- 92 KPa) a través de cinco (5) membranas de polietileno de media densidad (EDPM), de 22,86 cm. de diámetro provista de poros finos, de donde salen burbujas ($\varnothing \leq 3$ mm) que, en su ascenso, facilita la disolución del oxígeno. Las membranas se colocaron sobre

una ramificación de tubería galvanizada. El caudal de aire fue hasta de 15 m³/h inyectado mediante un soplador. Las dimensiones del reactor, la vista superior del sistema de aireación y su perfil hidráulico se muestran en el **Anexo E**.

Sedimentador secundario. El efluente del reactor aeróbico se condujo hacia el sistema de sedimentación secundaria; cuya función es la decantación de los sólidos suspendidos totales producidos en los reactores anóxico y aerobio. Los valores para los criterios de diseño y sus dimensiones se muestran en la Tabla 9. En el **Anexo E** se indica las dimensiones y la geometría del tanque de sedimentación secundaria.

Tabla 9 Criterios de diseño y dimensiones del sedimentador secundario para la alternativa de tratamiento No1.

| Criterio | Unidad | Valor |
|--------------------------------------|-------------------|-------|
| Caudal de operación | m ³ /d | 6 |
| Tiempo de retención Hidráulico (TRH) | h | 0.8 |
| Número de entregas del afluente | – | 1 |
| Dimensiones | Unidad | Valor |
| Zona cilíndrica | | |
| • Diámetro | m | 0.57 |
| • Altura | m | 0.96 |
| Zona cónica | | |
| • Altura | m | 0.80 |
| • Volumen útil | m ³ | 0.2 |

Sistema de bombeo La planta piloto N° 1 dispone de dos (2) unidades mecánicas para el bombeo de cada una de las corrientes de recirculación. La Bomba para recirculación de líquido mezcla que tiene por objetivo recircular líquido mezcla desde el reactor aeróbico hacia el reactor anóxico; y la Bomba para recirculación de lodo activo: que cumple con la función de recircular parte del lodo activo decantado en el sedimentador secundario hacia el reactor anóxico.

En el **Anexo E** se encuentran el plano vista en planta y perfil hidráulico de la Planta Piloto N° 1.

2.4 DISEÑO DE LA ALTERNATIVA DE TRATAMIENTO No 2

La alternativa de tratamiento No 2 tiene como tratamiento primario un reactor UASB y como tratamiento secundario un sistema de lodos activados convencionales.

2.4.1 Reactor UASB Los criterios de diseño y operación seleccionados para el dimensionamiento de cada uno de los componentes del Reactor UASB se muestran en el Anexo A En la Tabla 10 se presenta un resumen de los principales criterios de diseño y dimensiones del sistema anaerobio UASB. El Anexo E muestra la geometría del reactor UASB y de todos los componentes estructurales asociados a éste.

Tabla 10 Resumen de los principales Criterios de diseño y dimensiones del Reactor UASB de la alternativa de tratamiento No 2.

| Criterio | Unidad | Valor |
|--|-------------------|-------|
| Caudal de operación | m ³ /d | 5 |
| Tiempo de retención Hidráulico (TRH) | h | 9 |
| Número de entregas del afluente | – | 1 |
| Angulo del sedimentador | ° | 54 |
| Traslapo entre separador GSL y el sedimentador | m | 0.195 |
| Velocidad ascensional del liquido dentro del reactor | m/h | 0.14 |
| Dimensiones | Unidad | Valor |
| Diámetro interno | m | 1.36 |
| Altura útil | m | 1.25 |
| Volumen útil | m ³ | 1.81 |
| Altura de instalación sobre nivel del suelo | m | 0.65 |

Diseño del deflector de gases El deflector de gases tiene como función la retención de los sólidos del manto de lodos arrastrados por la masa de agua afluente al sistema. Las especificaciones de su dimensionamiento se detallan en el **Anexo A**. En el **Anexo E** se presenta la geometría del mismo.

Diseño del separador Gas-Sólido-Líquido (GSL) A partir de los parámetros y recomendaciones vistos en el **Anexo A** y con el diámetro interno del reactor (1,36 m) se puede calcular las dimensiones del separador. El **Anexo E** muestra las dimensiones del separador GSL. Teniendo en cuenta esto se adoptó el criterio de un volumen de

sedimentación de 20% del volumen útil del reactor UASB (correspondiente a 1,88 m³), el separador GSL debe instalarse a 0,30 m por debajo del nivel de agua, tal como se puede observar en el **Anexo E**, considerando un valor máximo (caso crítico) en la abertura entre la pared interior del reactor y el separador.

2.4.2 Lodos Activados convencionales Los criterios de diseño y operación seleccionados para el dimensionamiento de cada uno de los componentes del sistema de lodos activados convencionales se muestran en el **Anexo A**.

A continuación se describen cada uno de las unidades de proceso de tratamiento secundario de aguas residuales domésticas. En el **Anexo B** se presenta el procedimiento de cálculo para el dimensionamiento de las unidades de proceso de la planta piloto N° 2.

Reactor aerobio En el caso en que no se requiera la eliminación biológica de nitrógeno, se debe dimensionar el sistema con un tiempo de residencia de sólidos entre 5 y 10 días, y solo se debe suministrar el oxígeno necesario para la oxidación biológica de la materia orgánica.

En la Tabla 11 se presenta un resumen de los principales criterios de diseño y las dimensiones calculadas del Reactor Aerobio.

Tabla 11 Criterios de diseño y dimensiones del Reactor Aerobio de la alternativa de tratamiento No 2.

| Criterio | Unidad | Valor |
|---|-------------------|-------|
| Caudal de operación | m ³ /d | 5 |
| Tiempo de retención Hidráulico (TRH) | h | 9.6 |
| Número de entregas del afluente | – | 1 |
| Dimensiones | Unidad | Valor |
| Diámetro superior | m | 1.43 |
| Diámetro Inferior | m | 1.11 |
| Altura útil | m | 1.69 |
| Volumen útil | m ³ | 2 |
| Altura de instalación sobre nivel del suelo | m | 0 |

Al igual como ocurre en el reactor aeróbico de la planta piloto N° 1, este reactor contó con un sistema de aeración, por difusores de aire de burbuja fina. En este caso, la aireación del líquido mezcla en el tanque se realizó a través de cuatro (4) membranas de polietileno de media densidad (EDPM). El caudal de aire fue de hasta de 10 m³/h inyectado mediante un soplador.

Sedimentador secundario. Este sistema tiene la misma función y dimensiones a la unidad de sedimentación secundaria descrita para la planta piloto N° 1.

Sistema de bombeo La planta piloto N° 2 dispone de una (1) unidad mecánica de bombeo para la recirculación de lodo activo decantado en el sedimentador secundario hacia el reactor aeróbico, dado que se debe mantener la concentración de sólidos suspendidos volátiles de diseño, en todo el proceso.

En el **Anexo E** se encuentran el plano vista en planta y perfil hidráulico de la planta piloto N° 2.

2.5 CONSTRUCCIÓN DE LAS PLANTAS PILOTO

La construcción de las dos alternativas de tratamiento involucró obras de tipo civil, mecánico y eléctrico realizadas en un tiempo de 30 días aproximadamente y fue llevada a cabo por personal del Centro de Estudios e Investigaciones Ambientales. La Tabla 12 presenta las unidades principales de procesos y las unidades auxiliares que conformaron las plantas piloto.

Tabla 12 Unidades de proceso de las plantas piloto

| Unidades de Procesos de la plantas piloto |
|--|
| Bomba de impulsión ó de alimentación |
| Tanque de distribución y control de caudales |
| Sedimentador primario |
| Reactor UASB |
| Reactor biológico anóxico |
| Reactor biológico aeróbico Planta No1 |

| Unidades de Procesos de la plantas piloto |
|---|
| Reactor biológico aeróbico Planta No2 |
| Sedimentador secundario Planta No1 |
| Sedimentador Secundario Planta No2 |
| Bomba de recirculación de líquido mezcla |
| Bomba de recirculación de lodo activo Planta No1 |
| Bomba de recirculación de lodo activo Planta No2 |
| Sistema de aireación y de difusión de aire Planta No1 y No2 |
| Tanque de inspección |
| Tanque de purga de lodos |

La etapa de construcción e instalación de las plantas y de los componentes auxiliares, puede presentarse en la siguiente secuencia de etapas:

- ◆ Localización y replanteo del área seleccionada para la construcción.
- ◆ Desmonte y descapote.
- ◆ Excavación a mano del terreno para el emplazamiento de las diferentes unidades.
- ◆ Construcción de las bases en concreto para las unidades de proceso: reactores biológicos de aireación y tanque de inspección.
- ◆ Construcción de la base en mampostería para soportar e instalar el reactor UASB.
- ◆ Construcción del reactor UASB.
- ◆ Construcción de las casetas para la protección de los diferentes equipos eléctricos.
- ◆ Construcción e instalación de los soportes metálicos para las unidades del tanque de distribución de caudales, del sedimentador primario y del reactor biológico anóxico.
- ◆ Instalación del sistema de alimentación y de la línea de conducción del efluente para el control de nivel dentro del tanque de distribución de caudales.
- ◆ Construcción de los sedimentadores secundarios.
- ◆ Instalación de las unidades de proceso.
- ◆ Instalación de las tuberías y accesorios hidrosanitarios para la conexión entre las diferentes unidades de procesos.
- ◆ Construcción e Instalación del sistema de agitación del reactor biológico anóxico.
- ◆ Instalación del sistema de bombeo para la recirculación del líquido mezcla y del lodo activo secundario.

- ◆ Construcción de la base del sistema de aireación y de la estructura para su protección de la intemperie.
- ◆ Instalación del sistema de aireación y de la tubería de conexión entre el sistema de aireación y los reactores biológicos aeróbicos, así como de las unidades de difusión de aire de burbuja fina.
- ◆ Instalación del sistema de conexión eléctrica.
- ◆ Instalación del tablero de control eléctrico.

2.6 PUESTA EN MARCHA DE LAS PLANTAS PILOTO

A continuación se muestran las etapas ejecutadas durante la puesta en marcha de las plantas piloto:

- ◆ Encendido de la bomba de alimentación, lo cual permitió el llenado del tanque de distribución y control de caudales.
- ◆ Llenado del sedimentador primario, y de los reactores biológicos (anóxico, aeróbicos y UASB), los cuales se llenaron hasta el 50% de su volumen útil.
- ◆ Se conectó la aireación y agitación de los sistemas de forma continua, y después de 24 horas de iniciado este proceso, se procedió a la inoculación.
- ◆ Los Reactores anóxico y aeróbicos
 - Se inocularon con lodos de recirculación provenientes del sistema de zanja de oxidación de la Planta de Tratamiento de Aguas Residuales Domésticas del Municipio de Nemocón Cundinamarca. Se adicionaron 150 lts de lodo activo a cada reactor aeróbico y 50 lts al reactor anóxico.
 - El líquido mezcla dentro del reactor aerobio fue aireado continuamente. Se alimentó el sistema en forma continua con agua residual hasta el llenado de cada uno de los reactores biológicos.
- ◆ El reactor UASB:
 - Se preparó el inóculo anaerobio (aprox. 20% Volumen útil del reactor = 200 lts). Como inóculo se empleó una mezcla de 70 litros de lodo anaerobio de la Planta de Tratamiento Anaerobia de Aguas Residuales de Río Frío, Floridablanca,

Santander, 70 litros de lodo anaerobio de porcícola y 70 litros de líquido ruminal vacuno fresco, a dicha mezcla se le retiraron los sólidos flotantes antes de ser introducida al reactor.

- El reactor se alimentó con bajas cargas las cuales se incrementaron paulatinamente hasta alcanzar la carga de diseño. Éste procedimiento se realizó operando el reactor, en una primera etapa de tres ciclos batch (alimentación por lotes). Cada ciclo batch se realizó de acuerdo al siguiente método: como primer paso se llenó el reactor con agua residual fresca por un tiempo de dos días, al cabo del lapso de tiempo se iniciaba el siguiente ciclo alimentando nueva agua residual hasta desplazar toda agua residual inicial con un volumen igual y el mismo lapso de tiempo.
- La segunda fase de la puesta en marcha consistió en operar de manera continua el reactor, alimentando agua residual fresca proveniente del tanque de distribución y control de caudales, teniendo en cuenta un incremento paulatino de caudal afluente.
- ◆ Se encendieron las bombas de recirculación de líquido de mezcla y la de recirculación de lodo activo

Problemas Operacionales Durante la puesta en marcha y el seguimiento de las Plantas piloto se presentaron problemas operacionales propios de los procesos industriales. En la Tabla 13 se muestran los distintos problemas en la operación de las plantas, las posibles causas encontradas en la literatura, sus efectos sobre el sistema y las soluciones que se tomaron.

Tabla 13 Problemas operacionales de las plantas piloto, causas probables, sus efectos sobre el sistema y la solución propuesta.

| PROBLEMA | CAUSAS PROBALES | EFFECTOS | SOLUCIÓN |
|-------------------|--|---|--|
| Sólidos Flotantes | - Alto contenido de desechos sólidos de gran tamaño en la alimentación | - Taponamiento del cheque en la línea de succión. - Alimentación no Continúa | Instalación de una rejilla en la succión del sistema |
| Espumas | - Lodos activados no retornados al | | |

| PROBLEMA | CAUSAS PROBALES | EFFECTOS | SOLUCIÓN |
|----------|---|--|---|
| | <p>tanque de aireación.</p> <ul style="list-style-type: none"> - Bajo SSVLM resultantes del proceso de puesta en marcha - Bajo SSVLM para el residuo orgánico actual, causado tanto por el excesivo desecho de lodos o alta carga orgánica del afluente. - La presencia de sustancias tóxicas o inhibidoras, condiciones anormales de pH, insuficiencia de OD, deficiencia de nutrientes, o cambios estacionales de temperatura. | <ul style="list-style-type: none"> - Contaminación del área de trabajo | <ul style="list-style-type: none"> - Siembra de lodos activados maduros y de buena calidad (Planta de Tratamiento de Aguas Residuales de Nemocón) con el tiempo la concentración de SSVLM aumentó, |
| Bulking | <p>Si hay microorganismos filamentosos presentes:</p> <ul style="list-style-type: none"> - Bajo OD en el tanque de aireación - Insuficiencia de nutrientes - pH inapropiado - Temperatura muy elevada del líquido residual - cargas orgánicas muy variables - Residuos industriales con alto DBO y pocos nutrientes - Relación F/M muy baja - Cantidades masivas de filamentosas presentes en el afluente - Insuficiente gradiente de DBO soluble <p>Si no hay microorganismos filamentosos, o hay muy pocos:</p> <ul style="list-style-type: none"> - Carga orgánica inadecuada, (muy alta o muy baja) - Sobre aireación - Tóxicos | <ul style="list-style-type: none"> - Efluente con alto contenido de sólidos y del aspecto - Pérdida de biomasa del sistema | <ul style="list-style-type: none"> - Medir la concentración de OD en varios puntos del tanque de aireación. Si es menor a 0,5 mg/L incrementar la aireación para llegar a niveles de 1,5 a 4 mg/L. Si la concentración de OD es casi 0 en algunas partes y más alta en otras debe balancearse la distribución de aire del sistema de aireación |

Los parámetros analizados y la frecuencia de análisis en el seguimiento de las plantas piloto se muestran en el **Anexo C**

3 RESULTADOS

En primer lugar se presentan las condiciones ambientales de las plantas piloto, tales como temperatura, Oxígeno Disuelto (OD) y pH; en segundo lugar se discuten las eficiencias de remoción de materia orgánica y sólidos del proceso de tratamiento y finalmente se analizan los resultados en cuanto a la eliminación biológica de nitrógeno.

3.1 DESEMPEÑO OPERACIONAL DE LA PLANTA PILOTO No1

3.1.1 Condiciones ambientales de la planta piloto La Tabla 14 resume los valores promedios, la desviación típica y los intervalos de variación de la temperatura, Oxígeno Disuelto y pH registrados en las diferentes zonas de la planta piloto No.1 para el periodo de evaluación y seguimiento.

Tabla 14 Temperatura, Oxígeno disuelto y pH registrados en la planta piloto No1

| Zona | Temperatura | | | Oxígeno Disuelto | | | pH | | |
|----------|----------------|---------------|------------------------|----------------------------------|---------------|--|-----------------|---------------|-------------------------|
| | Prom** (°C) | D.E.** *** | I.V.** **** (°C) | Prom** (mg O ₂ /L) | D.E.** *** | I.V.** **** (mg O ₂ /L) | Prom** (Und) | D.E.** *** | I.V.** **** (Und) |
| ARD | 16.5 | 1.0 | 13 -21 | 0.49 | 0.39 | 0.10 – 1.45 | 7.1 | 0.23 | 6.8 – 7.8 |
| AAER | 16.5 | 1.0 | 13 -21 | – | – | – | 7.1 | 0.18 | 6.7 – 7.4 |
| LM* ANOX | 16.5 | 1.0 | 13 -21 | 0.11 | 0.10 | 0.03 -0.40 | 7.2 | 0.18 | 6.9 – 7.5 |
| LM* AER | 16.5 | 1.0 | 13 -21 | 3.0 | 0.61 | 1.90 -4.30 | 7.3 | 0.21 | 6.9 – 7.6 |
| ESS | 16.5 | 1.0 | 13 -21 | 2.1 | 0.73 | 1.0 - 3.20 | 7.2 | 0.13 | 7.0 – 7.6 |

* Líquido Mezcla, **Valor promedio. *** Desviación Estándar, ****Intervalo de variación

El intervalo de temperaturas registrado en los períodos de monitoreo se encuentra dentro de los valores recomendados para el desarrollo de la actividad biológica (4 – 35 °C)^[15].

Los valores muestran que la concentración de OD en la zona anóxica se mantuvo alrededor de 0.11 mg O₂/L a lo largo del periodo de evaluación y seguimiento, presentándose concentraciones tan alta de hasta 0.40 mg O₂/L en los primeros días de funcionamiento de la planta. Sin embargo, una vez el sistema estabilizado

aproximadamente en la jornada de monitoreo II (02/11/2006) los niveles de concentración de OD alcanzaron valores de hasta 0.03 mg O₂/L, momento en que la concentración y las características de la biomasa ya habían alcanzado un régimen estable

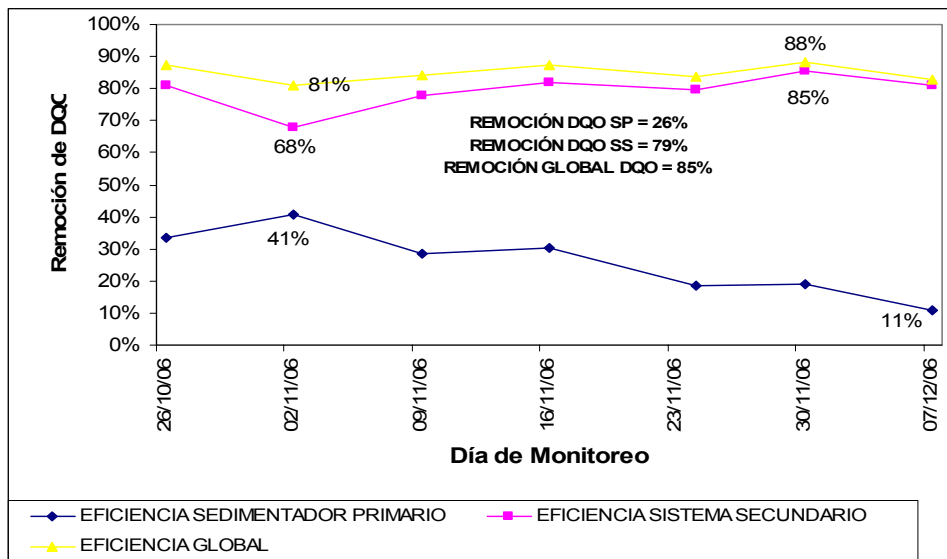
La concentración de OD en el tanque de aireación se trató de mantener en el intervalo de 2 a 4 mg O₂/L, controlando manualmente el flujo de aire de entrada, mediante la apertura y cierre de la válvula de aire. La Tabla 13 muestra que la concentración de OD se mantuvo en un rango de 1.90 a 4.30 mg O₂/L en todo momento, con una concentración promedio aproximada de 3.0 mg O₂/L.

Así mismo, se puede observar que el pH del agua residual doméstica en las diferentes zonas de la planta piloto No.1 no presentó grandes cambios; tal como se presenta en la tabla, el pH en la zona anóxica siempre se mantuvo dentro del rango óptimo de crecimiento para los microorganismos desnitrificantes (7.0 – 9.0); el pH en esta zona se mantuvo en promedio en un valor de 7.2, con valores que oscilaron entre 6.9 y 7.5. Mientras la zona aeróbica, registró valores de pH que oscilaron entre 6.9 y 7.6, con un valor promedio de 7.3.

3.1.2 Eficiencias de remoción de sólidos y materia orgánica Los cuatro parámetros analizados en primer lugar son: la DQO, la DBO₅, los SST y los SSV.

Eliminación biológica de la materia orgánica La Figura 4 muestra las eficiencias de eliminación de DQO en el ARD afluente, efluente del sedimentador primario y efluente final del proceso, para el periodo de evaluación y seguimiento de la planta piloto No.1. En el **Anexo D** se presenta la evolución temporal de las concentraciones de dichos parámetros.

Figura 4 Evolución temporal de las eficiencias de remoción de DQO del esquema de tratamiento de la Planta Piloto No.1.

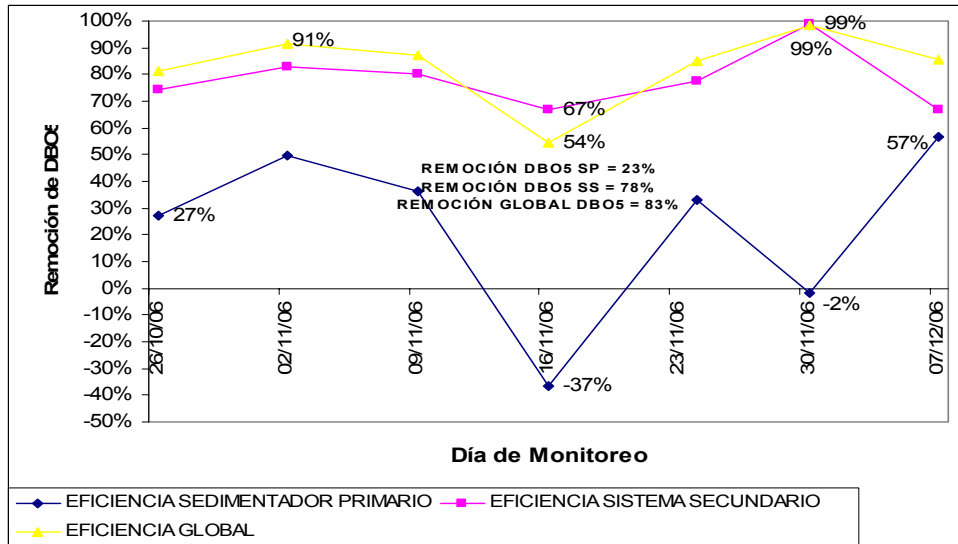


Las eficiencias de remoción de DQO en la secuencia de tratamiento estudiada oscilaron entre 11 y 41%, con un valor promedio del 26%, para el tratamiento primario; La eficiencia de remoción para el esquema secundario osciló entre 68% y 85%, con un promedio del 79%. La eficiencia de remoción global de DQO osciló entre el 81 y 88% con un promedio de 85%.

El comportamiento de las eficiencias para la DBO₅ se presenta en la Figura 5 y en el **Anexo D** se presentan los valores en concentración para este parámetro

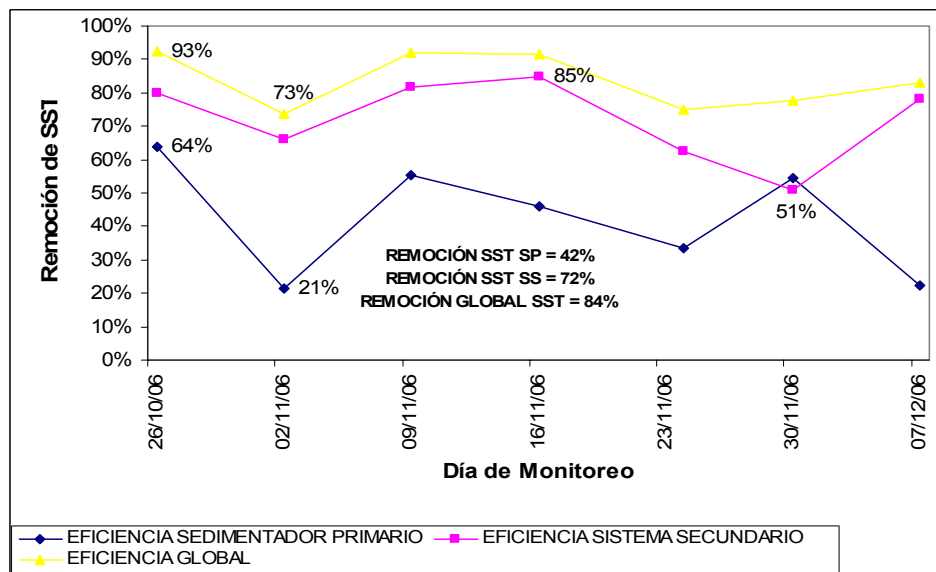
El reactor biológico secundario registró una eficiencia de remoción en el que osciló entre 67 al 99%, con un promedio de 78%, para este sistema. En un análisis global de todo el proceso, se presentaron eficiencias de remoción total entre 54 y 99%, con un valor promedio de 83%. Este resultado cumple con los requisitos de la Norma de Vertimientos de Aguas Residuales Domésticas (Artículo 72 del Decreto 1594/1984), puesto que la eficiencia de remoción promedio de DBO₅ del proceso global es superior al porcentaje mínimo de reducción (80%) exigido en dicha Norma.

Figura 5. Evolución temporal de las eficiencias de remoción de DBO₅ del esquema de tratamiento de la Planta Piloto No.1.



Eliminación de los SST La figura 6 muestra el comportamiento de las eficiencias de remoción en SST para la planta piloto No1. En el **Anexo D** se muestra el comportamiento en concentración para dicho parámetro.

Figura 6 Evolución temporal de las eficiencias de remoción de SST del esquema de tratamiento de la Planta Piloto No.1

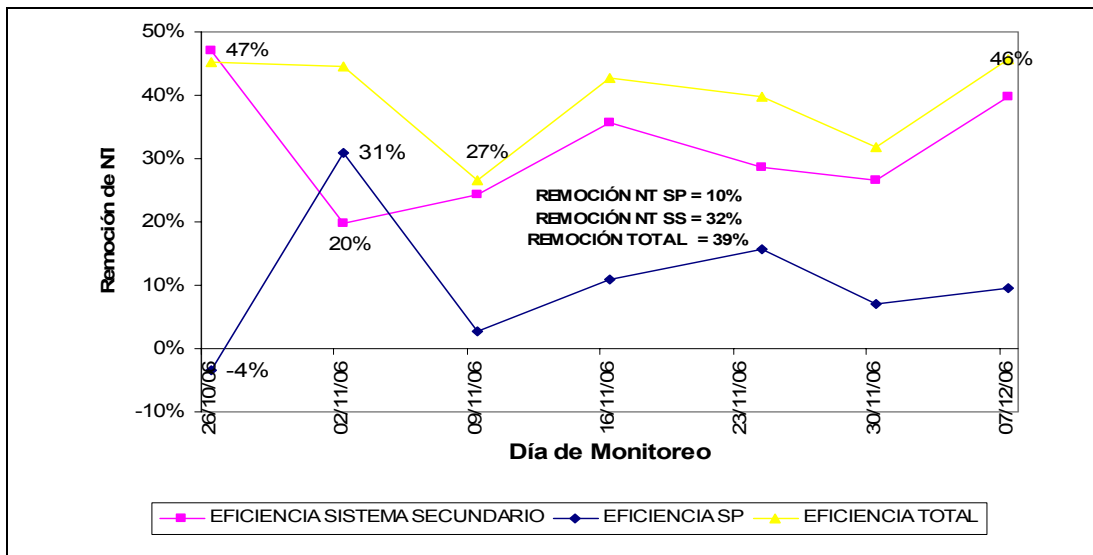


De acuerdo con la Figura 6, las eficiencias de remoción de los SST durante el periodo de evaluación y seguimiento de la planta oscilaron entre el 73% y el 93%, con un promedio de 84%. Sin embargo, dado que en el sedimentador primario eliminaba previamente el 42 % de los sólidos del ARD cruda, las eficiencias globales de eliminación serán superiores a los conseguidos únicamente por el reactor biológico secundario. Teniendo en cuenta esto, las eficiencias de remoción de SST conseguidos en el esquema secundario respecto al efluente del sedimentador primario oscilaron entre 51 y 85%, con un promedio del 72%.

3.1.3 Eficiencias de remoción de nitrógeno A continuación se presenta La evolución temporal en las eficiencias de remoción de nitrógeno. En el **Anexo D** se muestra la evolución temporal de la concentración de estos parámetros.

Eliminación biológica de Nitrógeno Total NT La Figura 7 muestra la evolución temporal de las eficiencias de remoción de cada una de las unidades de proceso.

Figura 7 Evolución temporal del nitrógeno total del ARD afluente, del efluente del sedimentador primario y del efluente del reactor biológico de la planta piloto No.1.



De acuerdo con la figura las eficiencias de remoción del NT para el sedimentador primario durante el periodo evaluado de la planta piloto No.1 presentaron una fluctuación entre -4 y 31%, con un valor promedio de 10%. En la jornada de monitoreo I (26/10/2006) el valor de la concentración de NT en el efluente del sedimentador primario registró un valor mayor comparado con el valor del NT en el ARD afluente, esto explica la eficiencia negativa que se presentó para este día.

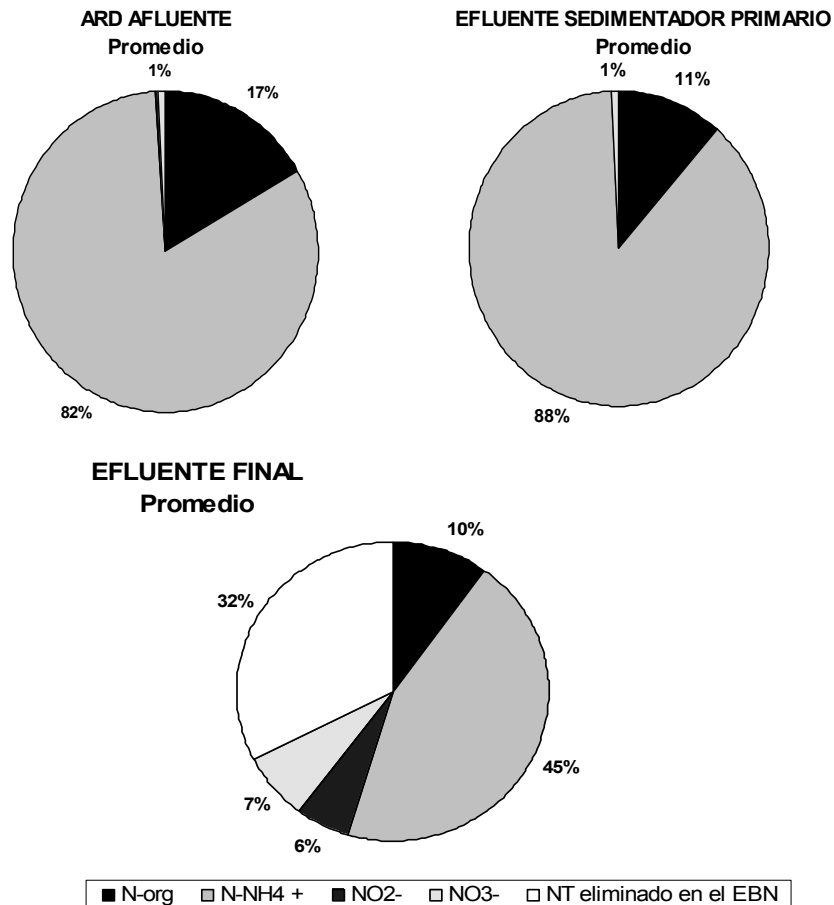
Las eficiencias de remoción de nitrógeno en el esquema secundario fluctuaron entre 20 y 47%, con un valor promedio de 32%. Mientras, la eliminación de nitrógeno en todo el proceso global fluctuó entre 27 y 46%, con un valor medio del 39%.

Comportamiento de los componentes químicos del nitrógeno. La Figura 8 indica la composición porcentual promedio de las especies químicas del N en el ARD afluente, efluente del sedimentador primario y en el efluente del reactor biológico para todo el periodo evaluación y seguimiento de la planta piloto No.1.

Se puede apreciar en la figura que todo el N del afluente del ARD y del efluente del sedimentador primario (ESP) se encontró en forma de nitrógeno amoniacal (82%, ARD) y (88%, ESP) y de nitrógeno orgánico (17%, ARD) y (11%, ESP), presentándose una composición porcentual muy similar en ambas corrientes, mientras que las principales formas de N en el efluente del reactor biológico son el nitrógeno amoniacal (45%) y el N oxidado (13%), con una concentración moderada de nitrógeno orgánico (10%), indicando de esta manera la cinética de conversión nitrógeno amoniacal a N oxidado.

Las eficiencias de conversión del N amoniacal, oxidado durante el proceso de nitrificación en el reactor biológico aeróbico para la formación de nitratos, fluctuaron entre 28 y 70%, con un valor promedio del 48%. Por otro lado, las formas oxidadas del nitrógeno (nitritos y nitratos) presentaron un considerable incremento en el reactor biológico, la contribución del Nox en el efluente final del reactor durante el periodo evaluado fue de un 13% respecto del nitrógeno total alimentado al reactor.

Figura 8. Porcentajes relativos promedios de los componentes químicos del N y eficiencias de remoción global del N en el reactor biológico de la planta piloto No.1.



De acuerdo con los datos anteriores, se puede decir que el proceso de nitrificación y desnitrificación no alcanzaron excelentes conversiones del nitrógeno durante el periodo de evaluación y seguimiento.

3.2 DESEMPEÑO OPERACIONAL DE LA PLANTA PILOTO No.2

Esta sección tiene como objetivos principales evaluar la efectividad de la secuencia de tratamiento propuesta y valorar los efectos de la digestión anaerobia del ARD en el proceso de Lodos Activados Convencional.

3.2.1 Condiciones ambientales de la planta piloto La Tabla 14 resume los valores promedios, la desviación típica y los intervalos de variación de la temperatura, Oxígeno Disuelto y pH registrados en las diferentes zonas de la planta piloto No 2 para el periodo de evaluación y seguimiento.

Tabla 15 Temperatura, Oxígeno disuelto y pH registrados en la planta piloto No2

| Zona | Temperatura | | | Oxígeno Disuelto | | | pH | | |
|---------|----------------|---------|------------------|----------------------------------|---------|------------------------------------|-----------------|---------|-------------------|
| | Prom** (°C) | D.E.*** | I.V.**** (°C) | Prom** (mg O ₂ /L) | D.E.*** | I.V.**** (mg O ₂ /L) | Prom** (Und) | D.E.*** | I.V.**** (Und) |
| ARD | 16.5 | 1.0 | 13-21 | 0.49 | 0.39 | 0.10 – 1.45 | 7.1 | 0.23 | 6.8 – 7.8 |
| UASB | 16.5 | 1.0 | 13-21 | 0.19 | 0.07 | 0.10- 0.30 | 6.9 | 0.10 | 6.6-7.3 |
| LM* AER | 16.5 | 1.0 | 13 -21 | 3.4 | 1.7 | 1.0 - 6.10 | 7.2 | 0.34 | 6.3 – 7.7 |
| ESS | 16.5 | 1.0 | 13-21 | 2.2 | 0.79 | 0.81 – 2.9 | 7.0 | 0.41 | 6.2 – 7.7 |

* Líquido Mezcla, * Valor promedio. *** Desviación Estándar, ****Intervalo de variación

Las temperaturas del efluente del reactor UASB, del Líquido Mezcla del reactor biológico aeróbico y del efluente final de la planta piloto se tomaron la misma que la temperatura del ARD afluente.

La concentración de OD fue controlada manualmente en el reactor aeróbico, dado a la importancia de este parámetro en el proceso de lodos activados. La concentración de OD en el reactor UASB debe ser nula o tan baja como sea posible en todo momento. La concentración de OD en el UASB se mantuvo alrededor de un valor medio de 0.19 mg O₂/L, presentándose oscilaciones durante el periodo evaluado entre 0.10 y 0.30 mg O₂/L. Al igual que para el reactor aeróbico de la planta piloto No.1, la concentración de OD en el tanque de aireación de la planta piloto No.2 se trató de mantener en el intervalo de 2 a 4 mg O₂/L, controlando manualmente el flujo de aire de entrada al tanque. La concentración de OD osciló en un rango de 1.0 a 6.1 mg O₂/L, con una concentración promedio aproximada de 3.4 mg O₂/L.

De acuerdo con la tabla se puede observar que el pH en el reactor UASB siempre se mantuvo dentro del rango óptimo de crecimiento de las bacterias metanogénicas y

fermentativas; el pH en esta zona se mantuvo en promedio en un valor de 6.9 con valores que oscilaron entre 6.6 y 7.3.

Los procesos de lodos activados convencional, también son afectados por el pH. Los valores de pH medidos en el LM del reactor aeróbico durante el periodo de evaluación y seguimiento, fluctuaron entre 6.3 y 7.7, con un promedio de 7.2.

3.2.2 Eficiencias de remoción de sólidos y materia orgánica para el reactor UASB

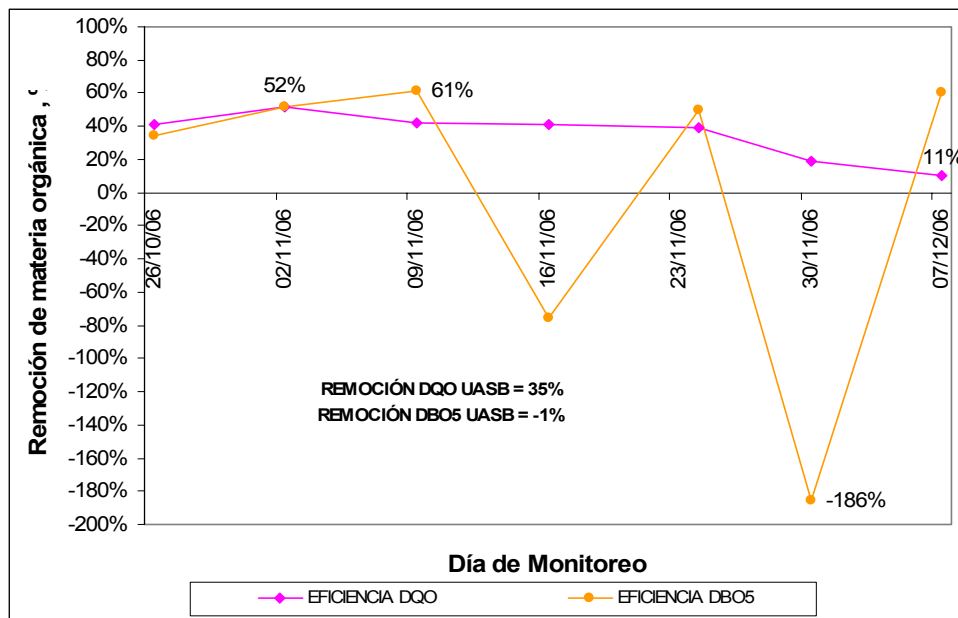
Los cuatro parámetros analizados son: la DQO, la DBO₅, los SST y los SSV.

Eliminación anaerobia de la materia orgánica En la Figura 9 se puede apreciar la evolución temporal de la eficiencia de remoción de DQO y DBO₅ en el reactor UASB durante todo el periodo evaluado

De acuerdo con estos datos, las eficiencias de remoción de la DQO obtenidos en el periodo evaluado oscilaron entre 11 y 52 %, con un valor promedio del 35%.

En cuanto a las eficiencias de remoción de la DBO₅, se observa en la Figura 9 el reactor presentó eficiencias de remoción entre -186 y 61%, con un promedio de -1%; sin embargo, considerando solo las jornadas de monitoreo donde las eficiencias de remoción de DBO₅ registraron valores positivos, el promedio fue de 51%. Se piensa que las jornadas en donde se registró valores negativos de eficiencias (jornadas IV y VI), son debido a diluciones del ARD afluente por causa de las fuertes precipitaciones que para esa época se presentaron en el área tributaria al Interceptor Avenida Cundinamarca Sur.

Figura 9 Evolución en el tiempo de las eficiencias de remoción de DQO y DBO₅ del reactor UASB.

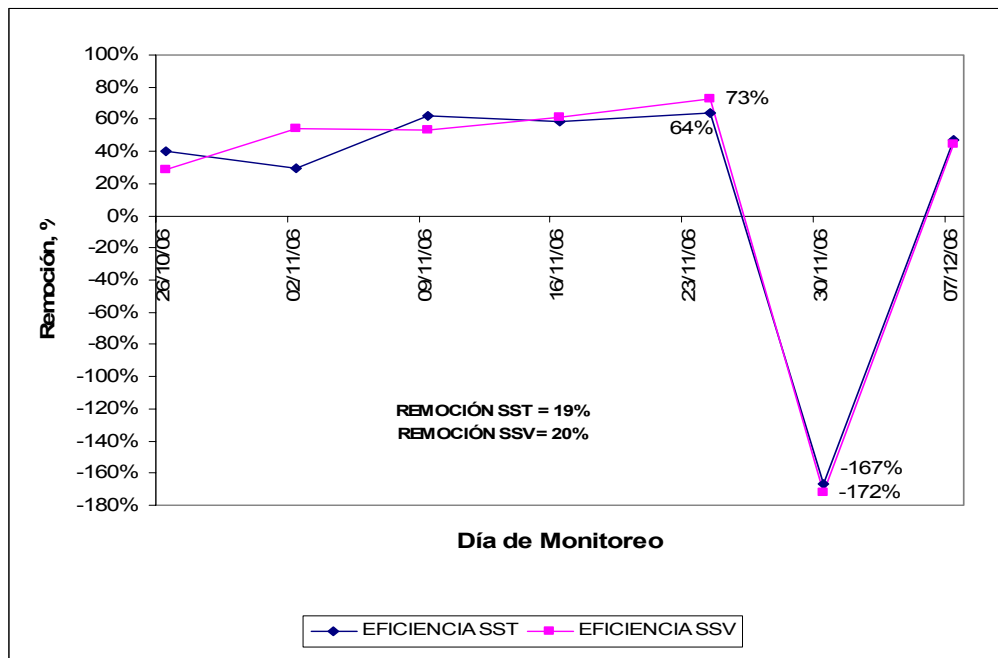


Eliminación de los SST y SSV La figura 10 muestra el comportamiento de las eficiencias de remoción en SST para la planta piloto No 2. En el **Anexo D** se muestra el comportamiento en concentración para dicho parámetros

Los SSV representaron un promedio del 61% de los SST en el caso del ARD afluente y del 60% en el efluente del reactor, indicando una vez más que la mitad de los SST se encontraba en forma de materia orgánica (SSV), tanto antes como después del reactor. Las eficiencias de remoción de SST obtenidos en este periodo fluctuaron entre -167 y 62%, con un valor promedio del 19%, y para los SSV oscilaron entre -172 y 64%, con un promedio del 20%; sino se consideran los valores de eficiencias negativas que se registraron tanto para los SST como para los SSV, en la jornada de monitoreo VI (30/11/2006) por motivo de las fuertes precipitaciones en el área tributaria, entonces los valores promedios obtenidos son 50% para los SST y 52% para los SSV. Estos resultados

muestran una buena remoción de sólidos a pesar del corto periodo de evaluación y seguimiento del reactor (dos meses).

Figura 10 Evolución temporal de las eficiencias de remoción de SST y SSV del reactor UASB.



3.2.3 Eficiencias de remoción de sólidos y materia orgánica en el reactor aerobio.

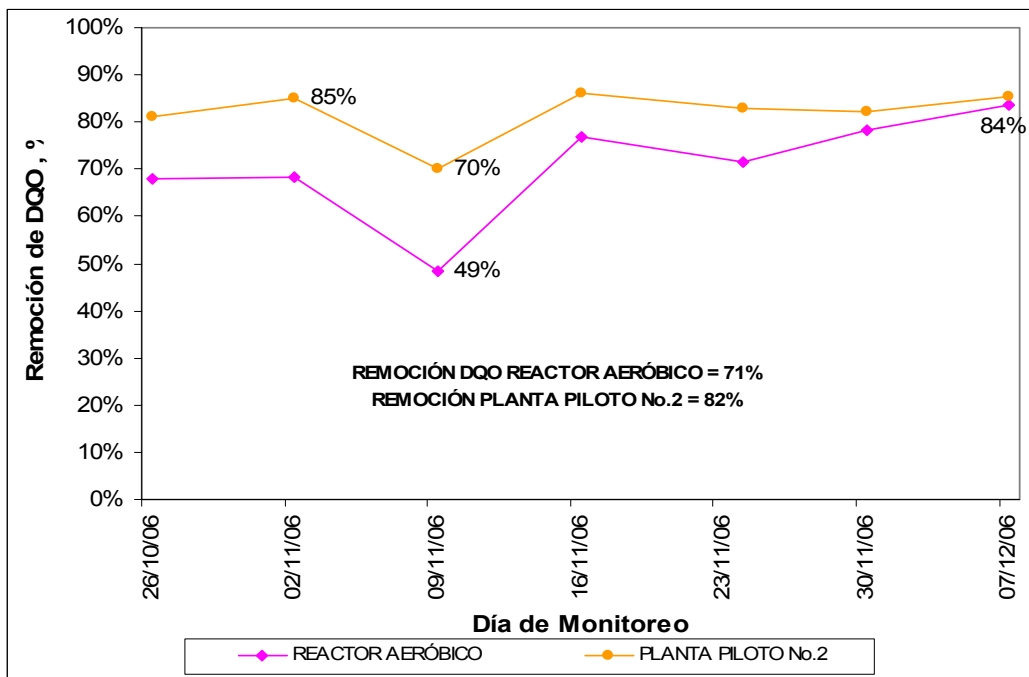
Los cuatro parámetros analizados son: la DQO, la DBO₅, los SST y los SSV.

Eliminación anaerobia de la materia orgánica En las Figuras 11 y 12 se pueden apreciar la evolución temporal de la eficiencia de remoción de DQO y DBO₅ respectivamente, en el reactor aerobio y en el proceso global de la planta piloto No 2 durante todo el periodo evaluado

La eficiencia de remoción de DQO alcanzada en el tratamiento secundario aerobio estudiado fluctuó entre 49 y 84% para los días monitoreados, con un valor promedio de

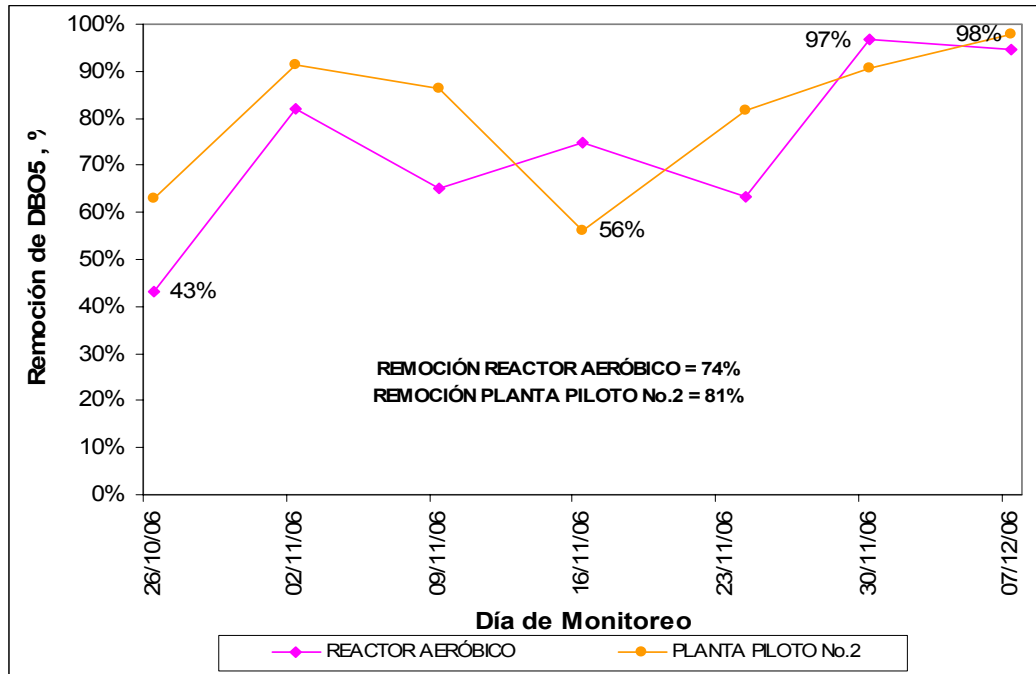
71%; por otro lado, el proceso global que incluye el tratamiento primario con tecnología anaerobia, logró una eficiencia de remoción global de DQO que varió entre 70 y 85%, con un promedio de 82%.

Figura 11 Evolución temporal de las eficiencias de remoción de DQO en el reactor aeróbico y en el proceso global en la planta piloto No.2.



Los valores presentados para la DBO_5 en la Figura 12, indican que la eficiencia de remoción de DBO_5 osciló entre 43 y 97%, con un promedio de 74%. En un análisis global de todo el proceso, se presentaron eficiencias de remoción total entre 56 y 98%, con un valor promedio de 81%. Al igual que para la Planta No.1, esta planta también cumple con los requisitos de la Norma de Vertimientos de Aguas Residuales Domésticas (Artículo 72 del Decreto 1594/1984), puesto que la eficiencia de remoción promedio de DBO_5 del proceso global está un punto por encima del porcentaje mínimo de reducción (80%) exigido en dicha Norma.

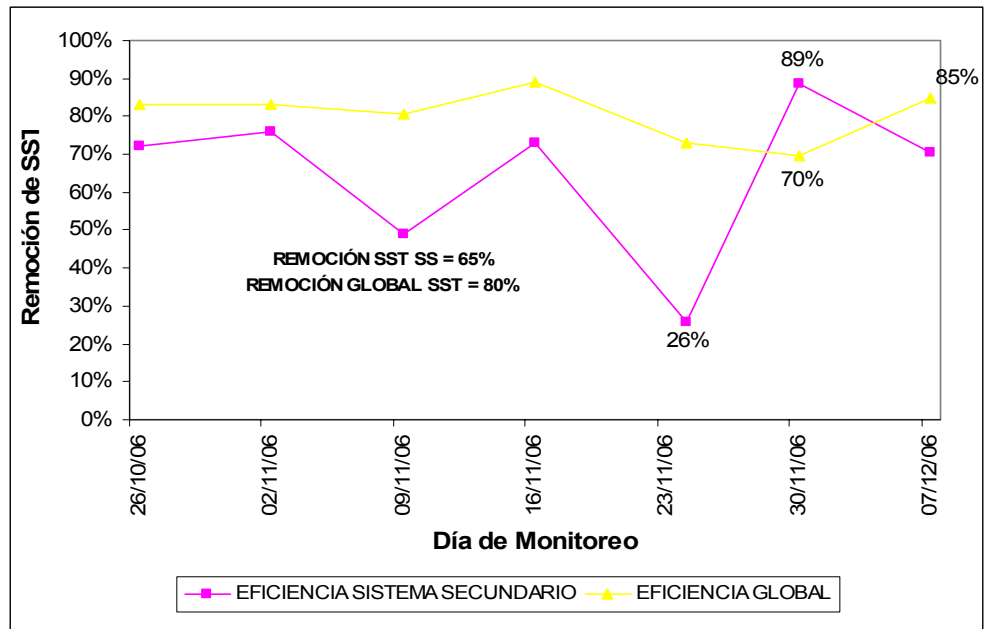
Figura 12 Evolución temporal de las eficiencias de remoción de DBO₅ en el reactor aeróbico y en el proceso global de la planta piloto No.2.



Eliminación de los SST La Figura 13 presenta las eficiencias de remoción de los SST tanto para el reactor aeróbico como para el proceso global.

De acuerdo con la Figura 13, las eficiencias de remoción de los SST oscilaron entre el 26% y 89%, con un promedio de 65% para el reactor aeróbico. Sin embargo, dado que en el reactor UASB eliminaba previamente del 30 al 62% de los sólidos del ARD cruda, las eficiencias globales de eliminación fueron superiores a los conseguidos únicamente por el reactor biológico secundario. Teniendo en cuenta esto, la eficiencia de remoción de SST conseguidos en toda la planta piloto No.2 fluctuaron entre 70 y 85%, con un valor promedio del 80%. Al igual que para la eliminación de la DBO₅, la remoción de SST también cumple con los requisitos de la Norma de Vertimientos de Aguas Residuales Domésticas (Artículo 72 del Decreto 1594/1984), puesto que la eficiencia de remoción.

Figura 13 Evolución en el tiempo de las eficiencias de remoción de SST en el reactor aeróbico y proceso global de la planta piloto No.2.



4. CONCLUSIONES

1. Los resultados obtenidos experimentalmente en cada una de las plantas pilotos permiten inferir que es posible establecer, desde el punto de vista técnico y ambiental, la implementación de los sistemas de tratamiento de aguas residuales domésticas construidos y operados a escala piloto para las condiciones de Bogotá
2. Las eficiencias de remoción del contenido de materia orgánica, durante todo el período de estudio, con promedios del 85% y del 82% para la DQO para la planta piloto No1 y para la planta piloto No2, respectivamente; y para la DBO₅ con valores del 83% para la planta piloto No.1 y del 81% para la planta piloto No.2, fueron superiores al porcentaje mínimo de reducción (80%) exigidos en la Norma de Vertimientos de Aguas Residuales Domésticas (Artículo 72 del Decreto 1594/1984).
3. Las eficiencias de remoción de nitrógeno de la planta piloto No.1 pueden considerarse regulares (Nitrificación = 48%, Remoción de Nitrogeno Total = 32%) probablemente debido, en primer lugar, a que para el periodo evaluado (2 meses) el reactor aerobio no logró una población suficiente de bacterias nitrificantes, asimismo, la baja concentración de materia orgánica oxidable en el reactor anóxico limitó el proceso de desnitrificación; en segundo lugar, a una mala oxigenación del tanque de aireación (no implementación de un sistema de control automático de oxígeno disuelto), podría conllevar a niveles ineficientes de OD en el reactor; y en tercer lugar, al apagado de la bomba de lodos activados en la jornada nocturna, lo que posiblemente limitó el crecimiento de la población de bacterias nitrificantes y desnitrificantes en el periodo de operación.

5. RECOMENDACIONES

1. Es recomendable realizar el seguimiento de la evolución de cada una de las plantas pilotos por un tiempo mayor al empleado en este estudio (> 6 meses), con el fin de lograr suficiente poblaciones de los diferentes microorganismos involucrados en cada una de las etapas de los procesos.
2. Realizar el fraccionamiento de la DBO_5 a lo largo de todo el estudio, con el fin de determinar con mayor claridad la contribución de la carga orgánica fácilmente biodegradable en el proceso de desnitrificación.
3. Es recomendable realizar un estudio más detallado de la relación existente entre la fracción DBO_5/NT y la eficiencia de remoción de nitrógeno, verificando cual de los parámetros es realmente el limitante del proceso para este tipo de ARD
4. Es aconsejable operar las bombas de recirculación de lodos activos en forma continua (24 horas del día), con el fin de mantener la concentración de biomasa a niveles adecuado y por lo tanto de bacterias nitrificantes y desnitrificantes, en los reactores aerobio y anóxico, respectivamente, y así poder lograr una buena remoción de nitrógeno.
5. Asegurar la suficiencia de materia orgánica a la entrada del reactor anóxico, fuente de energía de los microorganismos desnitrificantes, por lo que sería conveniente operar el reactor biológico de la planta piloto No.1 sin tener en cuenta el sedimentador primario, el cual esta eliminando más del 30% de la DBO_5 .
6. Aplicar instrumentación a las plantas pilotos con equipos de medición de las principales variables (Caudal afluente, flujo de aire al reactor, OD, pH), con el propósito de tener un control de las condiciones operacionales.

BIBLIOGRAFIA

1. BARBOSA, R.A., And Sant'anna G.L. (1989). Treatment of Raw Domestic Sewage in a UASB Reactor. *Wat. Res.* 23. pp. 1483-1490.
2. BECCARI, M.; DI PINTO, A.C.; RAMADORI, R. and TOMEI, M.C. Effects of dissolved oxygen and diffusion resistances on nitrification kinetics. *Wat. Res.* (1992), 26, 1099-1104
3. COLLIVIGNARELLI, D. & BERTANZA, G. (1999). Simultaneous Nitrification – Denitrification processes in activated sludge plants: performance and applicability. *Water Science Technology*, Vol. 40, No. 4, p. 187 – 194
4. CRITES, Ron y TCHOBANOGLIOUS, George. Sistemas de manejo de aguas residuales para núcleos pequeños y descentralizados. Bogotá: Mc Graw Hill, 2000, Tomo II, Pág. 505 – 512
5. KNOLBELSDORF, María. Eliminación biológica de nutrientes en un ARU de baja carga orgánica mediante el proceso VIP; Barcelona, Universitat Politècnica De Catalunya; Abril 2005. Cáp. 3. Pág. 8.
6. LEMA, J.M.; MENDEZ, R. Y SOTO, M. (1992). Bases cinéticas y microbiológicas en el diseño de digestores anaerobios. *Ingeniería Química*, Enero, 191-201.
7. LETTINGA, G., Roersma, R., And Grin, P. (1983). Anaerobic Treatment of Raw Domestic Sewage at Ambient Temperature Using a Granular Bed UASB Reactor. *Biotechnol. Bioeng.* 25, 1701-1723, 1701-1723
8. _____, De Man, A., Van Der Last, A., Kato, M., Wang, K. (1993). Possible Role of Anaerobic Digestion in Sewage Treatment Under Moderate Climatic Conditions. Paper

presented at the second Japan/ Dutch Workshop on Water Quality Management. Ube, Japan

9. _____ And Hulshoff, L.. UASB Process Design for Various Types of Wastewaters. Water Science Technology. (1991) Vol. 24, No. 8.

10. _____. Anaerobic digestion and wastewater treatment systems. Antonie van Leeuwenhoek, (1995), Vol. 67, No. 1, pág. 3 -28.

11. Long Island Sound Nitrogen Removal Training Program. "Module 2: Activated Sludge Operational Strategies for Nitrogen Removal. Sitio web: www.dec.state.ny.us/website/dow/bwcp/module2.pdf

12. LUDZACK, F.L. and Ettinger, M.B. (1962). Controlling operation to minimize activated sludge effluent nitrogen. J.Wat. Con.Fed., 34, 920.Pol.

13. Marshall Spector. (1998). Cocurrent biological nitrification and denitrification in wastewater treatment. Water Environment Research, Vol. 70, No. 7, Nov/Dec, pp. 1242-1247

14. METCALF & EDDY. Ingeniería de Aguas Residuales. Volumen 2: Tratamiento, vertido y reutilización. Ed. McGraw-Hill, 1995: 538-539, 544

15. PÖPEL, H.J. and Fischer, A. 1998. Combined influence of temperature and process loading on the effluent concentration of biological treatment. Wat. Sci. Tech., 38, 129 – 136

16. RITTMAN, B and W.E. Langeland (1985), Simultaneous denitrification with nitrification in single-channel oxidation ditches, J. WPCF 57(4). p:2, 300-308.

17. _____ y PERRY L. Mccarty, *Biotecnología del Medio Ambiente: Principios y Aplicaciones*. Ed. McGraw-Hill, 2001. pág. 461-463, 498-500, 504 – 510
18. ROMERO R Jairo Alberto. *Tratamiento de Aguas Residuales: Teoría y Definiciones de Diseño*. Ed. Escuela Colombiana de Ingeniería, 1999. Pág. 697 – 703, 1085
19. SASTRE, Herminio; FERNÁNDEZ, Santiago; MARTÍN, Santiago. “Aprovechamiento Energético del Biogás, el caso de COGERSA”. *Revista DYNA. Ingeniería e Industria* No. 2. marzo1997. España
20. SPERLING, von M. (1996). Comparison among the most frequently used systems for wastewater treatment in developing countries. *Wat. Sci. Tech.*, **33** (3), 59-62.
21. VAN HAANDEL, A. C. & LETTINGA. *Anaerobic sewage treatment – a practical guide for regions with a hot climate*. Jhon Wiley & sons, London, England, 1994.
22. WILDSCHUT, L. (1989). Aspectos Específicos del Diseño de un Digestor para Tratamiento Anaeróbico de Aguas Residuales. En: *Curso Criterios de Diseño para Sistemas de Tratamiento Anaerobio UASB, Ejemplos Prácticos a Nivel Regional y Nacional*. Santiago de Cali, Colombia. p 92-102
23. DECRETO 1594 DE 1984. Artículo 38. Uso del agua y residuos líquidos,. Pág. 10, Ministerio de Salud.

ANEXOS

ANEXO A

**Parámetros de diseño, consideraciones de operación, parámetros cinéticos y
Parámetros Estequimétricos seleccionados para el diseño de las plantas piloto**

ALTERNATIVA DE TRATAMIENTO No 1

SEDIMENTADOR PRIMARIO

A continuación se presentan algunos parámetros de diseño para sedimentadores descritos por Crites R. y Tchobanoglous G (2000)^[4].

- *Tiempo de retención Hidráulica* Se determina mediante la ecuación (A1) Los tanques que proporcionan TRH menores (0.5 a 1 h), con menor eliminación de sólidos suspendidos, se usan en ocasiones como tratamiento primario previo a las unidades de tratamiento biológico.

$$TRH = \frac{V}{Q} \quad (A1)$$

donde:

TRH = Tiempo de retención Hidráulica, h

V = Volumen del sedimentador, m³

Q = Caudal, m³/h

- *Tasas de carga superficial y profundidad* En un tanque de sedimentación primaria los sólidos sedimentables llegaran al suelo si su velocidad de sedimentación excede la razón del caudal afluyente y el área del tanque. Esta relación es denominada carga hidráulica superficial. Se calcula mediante la ecuación (A2)

$$Cs = \frac{Q}{A} \quad (A2)$$

Donde:

Cs = Carga superficial, m³/m²*h

Q = Caudal, m³/h

A = Area del sedimentador, m²

En la Tabla A1 se muestra Información para diseño de sedimentadores primarios seguidos por tratamiento secundario.

Tabla A1 Información para diseño de sedimentadores primarios seguidos por tratamiento secundario.

| Parámetro | Unidad | Valor | |
|-----------------------|---------------|-------------|--------|
| | | Intervalo | Típico |
| Tiempo de retención | H | 1.5 – 2.5 | 2.0 |
| Carga superficial | $m^3 / m^2.h$ | | |
| Para caudal promedio | | 1.35 – 2.03 | |
| Para caudal punta | | 3.4 – 5.09 | 4.24 |
| Carga sobre vertedero | $m^3 / m.h$ | 5.16 – 20.6 | 10.32 |

Fuente: METCALF & EDDY Ingeniería de Aguas Residuales. Volumen 2: Tratamiento, vertido y reutilización. Ed. McGraw-Hill, 1995. p. 544^[14]

LODOS ACTIVADOS CON ELIMINACIÓN BIOLÓGICA DE NITRÓGENO

En el caso de procesos combinados de oxidación de carbono, nitrificación y desnitrificación, los parámetros clave de diseño son:

- *Tiempo medio de residencia de sólidos (TRS)*: Para sistemas de oxidación biológica de carbono, nitrificación y desnitrificación, el TRS normalmente se encuentra entre 8 y 20 días. La concentración total de sólidos biológicos totales del líquido mezcla mantenida en el sistema varía normalmente entre 1500 a 3500 mgSSLM/L .
- *Relación entre la materia orgánica y el nitrógeno del afluente (DBO_5/NTK)*: la nitrificación está fuertemente influenciada por la competencia que se establece entre las poblaciones heterótrofa y autótrofa. Esta competencia depende de la relación DBO_5/NTK del afluente tratado. Cuanto mayor es la relación DBO_5/NTK , menor es la capacidad nitrificante del sistema. Por otro lado, la desnitrificación está también influenciada por la relación DBO_5/NO_3^{-2} del afluente. Una parte importante de la materia orgánica del afluente es consumida por oxidación con el oxígeno aportado por la recirculación interna por lo que puede que no se complete la reducción del nitrato a nitrógeno gas por falta de materia orgánica.

- *Efecto de la temperatura*: La eliminación biológica de nitrógeno está muy influenciada por la temperatura, especialmente el proceso de nitrificación. El efecto de la temperatura sobre las velocidades de nitrificación y desnitrificación se describe habitualmente con una función de tipo Arrhenius:

$$\gamma_{T1} = \gamma_{T2} \cdot \theta^{(T1-T2)} \quad (15)$$

Donde,

γ_{Ti} : velocidad de nitrificación o desnitrificación a la temperatura T_i , kg N. Kg SSV⁻¹. d⁻¹

θ : factor de temperatura.

Es difícil cuantificar el efecto de la temperatura sobre la velocidad de nitrificación porque el factor de temperatura depende de: la velocidad en los cambios de temperatura, parámetros de operación de la planta de tratamiento y concentración de biomasa. Por esta razón, a la hora de diseñar un sistema de tratamiento es aconsejable determinar experimentalmente el factor de temperatura para la nitrificación en condiciones similares a las de la planta de tratamiento a gran escala. Si se utiliza un factor de temperatura bibliográfico se debe escoger uno que se haya determinado en las condiciones más parecidas a las de la planta de tratamiento que se quiere diseñar. El factor de temperatura en la desnitrificación no está tan influenciado por las condiciones de operación como el de nitrificación, por lo que pueden utilizarse con mayor seguridad los valores bibliográficos.

- *Oxígeno disuelto (O.D.)*: Los microorganismos nitrificantes son aerobios obligados que usan oxígeno para respirar y como reactante directo de la monooxigenación inicial de nitrógeno amoniacal (NH_4^+) a hidroxilamina (NH_2OH). Este uso puede ser la razón de que los nitrificantes sean relativamente intolerantes a concentraciones bajas de oxígeno disuelto; el catabolismo nitrificador se retrasa por limitación de oxígeno a concentraciones que no tienen efecto en muchos heterótrofos. Los valores relativamente altos de K_O (constante de media velocidad de oxígeno disuelto) cuantifican que los nitrificantes no toleran concentraciones bajas de oxígeno disuelto. El funcionamiento con una concentración de oxígeno disuelto inferior a K_O hará aumentar el tiempo de residencia de

sólidos mínimo de los nitrificantes llegando a producir fugas, además de una elevada concentración de NH_4^+ en el efluente.^[17]

Beccari, et al., (1992)^[2] concluyeron que la concentración de OD puede convertirse en un factor limitante en el proceso de nitrificación si su valor es inferior a 2 mg O_2/l . Para evitar esta situación, se debe mantener una concentración de oxígeno disuelto de 2 mg O_2/l o superior, como condición necesaria para lograr una nitrificación óptima. Por otra parte concentraciones muy bajas de donante de electrones o concentraciones muy altas de O.D. pueden conducir a la acumulación de intermedios de desnitrificación: NO_2^- , NO_2 y N_2O . El último es un gas de efecto invernadero, cuyo desprendimiento debe evitarse.

- *La oxidación de amonio a nitrito:* Por cada mol de amonio que se oxida a nitrito se consumen, aproximadamente, dos moles de bicarbonato como se describió en el proceso de nitrificación

Cuando las aguas residuales carecen de suficiente alcalinidad para que se pueda realizar una completa nitrificación, se producen dos efectos: en primer lugar, las *bacterias nitrificantes carecen del carbono inorgánico para lograr una completa nitrificación*; y en segundo lugar, el Ph de los reactores aerobios desciende hasta valores inferiores a 6. Para evitar estos dos efectos es necesaria la adición de una fuente externa de alcalinidad.

A continuación se presenta un extenso procedimiento de diseño para predesnitrificación clásica. Dicho procedimiento es presentado por Rittmann y McCarty (2001).^[17]

Este análisis no calcula los volúmenes requeridos para el reactor anóxico, el reactor aerobio y el tanque de sedimentación, sólo calcula el volumen total del sistema. La distribución de volumen entre el reactor anóxico y el reactor aerobio puede evaluarse mediante la práctica acertada, en la que Volumen del Reactor Aerobio (V_{aer}) = 1.5 Volumen del reactor Anóxico (V_{anox}); el volumen del tanque de sedimentación deberá basarse en el flujo de sólidos y en la tasa de reboso.

- *Tasas de producción de Sólidos Suspendidos Volátiles (SSV)* Para todos los tipos de biomasa (nitrificantes, heterótrofos aerobios, heterótrofos desnitrificantes), las concentraciones NO_3^- que sale del reactor aerobio y DBO_5 que sale del reactor anóxico, se pueden calcular mediante el siguiente análisis:

a) Oxidantes de Amonio (O.A.) (Nitrificantes): Los nitrificantes en el tanque aerobio consumen todo el NTK recibido que pasa por el reactor anóxico, menos el NTK de salida en el efluente y el N sintetizado por heterótrofos:

$$(\Delta X_v/\Delta t)_{\text{nit}} = Y_{\text{n(nit)}} * \{ Q * (1 + R^2 + R^1) * (\text{NTK}^1 - \text{NTK}^2) - [(\Delta X_v/\Delta t)_{\text{aer}} + (\Delta X_v/\Delta t)_{\text{des}}] * 0.124 \text{ Gn/Gssv} \} \quad (16)$$

En donde,

$(\Delta X_v/\Delta t)_{\text{nit}}$: Tasa de producción de SSV por los microorganismos nitrificantes kg SSV/d

$Y_{\text{n(nit)}}$: Rendimiento neto de los microorganismos nitrificantes, Gssv/Gnh4⁺

$$Y_{\text{n(nit)}} = 8.07 * f_s / (2.5 + f_s), \text{ Gssv/Gnh4}^+ \quad (17)$$

f_s : Porción de electrones utilizada para síntesis celular

$$f_s = f_s^0 * (1 + (1 - f_d) * K_d * Q_c) / (1 + K_d * Q_c) \quad (18)$$

θ_c = Tiempo de retención de sólidos o tiempo medio de retención celular. D

R^1 : Tasa de reciclado de lodo

R^2 : Tasa de reciclado de solución mezcla

NTK^1 : Concentración de NTK que sale del reactor anóxico y entra al reactor aerobio, mg/l

NTK^2 : Concentración de NTK que sale del reactor aerobio, mg/l

0.124: Contenido de Nitrógeno de los Sólidos Suspendidos Volátiles, Gn/Gssv

$$\text{NTK}^1 = (\text{NTK}^0 + R^2 * \text{NTK}^2) / (1 + R^2 + R^1), \text{ mg/l} \quad (19)$$

en donde:

NTK^0 : Concentración de NTK en el afluente del sistema, mg/l

b) Heterótrofos Aerobios (H.A.): Los heterótrofos aerobios crecen consumiendo la diferencia de DBO_5 entre la entrada y salida del reactor aerobio:

$$(\Delta X_V/\Delta t)_{aer} = Q * (1 + R^1 + R^2) * (DBO_L^1 - DBO_L^2) * Y_{n(aer)} \quad (20)$$

en donde:

$\Delta X_V/\Delta t)_{aer}$ = Tasa de producción de SSV por los microorganismos heterótrofos aerobios kg SSV/d

$Y_{n(aer)}$: Rendimiento neto de los microorganismos heterótrofos aerobios

$$Y_{n(aer)} = 0.706 * f_s, \quad G_{ssv} / G_{dbo_L} \quad (21)$$

$$f_s = f_s^0 * (1 + (1 - f_d) * K_d * Q_c) / (1 + K_d * Q_c), \quad (22)$$

DBO_L^1 : Concentración de DBO_L (demanda biológica de oxígeno última) que sale del reactor anóxico mg/l

DBO_L^2 : Concentración de DBO_L que sale del reactor aerobio mg/l

- c) Heterótrofos desnitrificantes (H.D.): Los heterótrofos desnitrificantes crecen consumiendo la DBO_5 afluente hasta el grado permitido por la disponibilidad de nitrato:

$$(\Delta X_V/\Delta t)_{des} = Y_{n(des)} * Q * [DBO_L^0 + R^2 * DBO_L^2 - (1 + R^2 + R_1) * DBO_L^1] \quad (23)$$

en donde:

$(\Delta X_V/\Delta t)_{des}$: Tasa de producción de SSV por los microorganismos heterótrofos desnitrificantes kg SSV/d

$Y_{n(des)}$: Rendimiento neto de los microorganismos heterótrofos desnitrificantes G_{ssv}/G_{dbo_L}

$$Y_{n(des)} = 0.706 * f_s \quad G_{ssv}/G_{dbo_L}$$

$$f_s = f_s^0 * (1 + (1 - f_d) * K_d * Q_c) / (1 + K_d * Q_c)$$

k_d = coeficiente de desaparición de los microorganismos, d^{-1}

DBO_L^0 : Concentración de la DBO_L que entra en el afluente mg/l

- d) Cantidad de nitratos (NO_3^-) que sale del reactor aerobio: La cantidad de nitrato (NO_3^-) que sale del reactor aerobio es la diferencia entre el NTK que entra y sale de él (materia/tiempo) y la cantidad de NH_4^+ sintetizada en biomasa. Así, la concentración

de NO_3^- que sale del reactor aerobio se calcula mediante un balance de masa de N en el reactor.

$$(\text{NO}_3^-)^2 = 1/(Q+R^2*Q+R^1*Q)*[Q*(\text{NTK}^0+\text{NTK}^2)-[(\Delta X_V/\Delta t)_{\text{aer}}+(\Delta X_V/\Delta t)_{\text{nit}}+(\Delta X_V/\Delta t)_{\text{des}}]^*0.124\text{Gn/Gssv}] \quad (24)$$

en donde:

$(\text{NO}_3^-)^2$: Concentración de NO_3^- que sale del reactor aerobio, mg/l

NTK^0 : Concentración de NTK que entra en el afluente mg/l

La ecuación (24) muestra que la concentración de NO_3^- en el efluente se controla por la relación de solución de mezcla reciclada, R^2 . Para conseguir un NO_3^- más bajo, debe aumentar R^2 .

e) Concentración de DBO_5 que sale del reactor anóxico: El nitrato que vuelve a reciclarse al reactor anóxico controla cuanta DBO_5 se elimina por desnitrificación:

$$\text{DBO}_L^1 = \left[\text{DBO}_L^0 + R^2 * \text{DBO}_L^2 - (R^2 + R^1) * (\text{NO}_3^-)^2 * (g\text{DBO}_L / g\text{NO}_3^-) \right] / (1 + R^2 + R^1) \quad (25)$$

en donde:

$\text{GdbO}_L/\text{Gno}_3^-$: Relación de GdbO_L eliminada por gNO_3^- consumida teórico

Si la DBO_L es negativa, la DBO del afluente es insuficiente para conseguir la desnitrificación total. Para conseguirla, hay que añadir más DBO , aumentando DBO_L^0 para que la DBO_L^1 sea igual o mayor de 0.

Las ecuaciones (16) a (25) deben resolverse simultáneamente para la calidad del afluente, DBO_L^0 , caudal afluente, TRS seleccionado (θ_c) y tasas de reciclado seleccionado ($R^2 + R^1$).

- La tasa de pérdida del lodo en kg SSV/d total se calcula mediante:

$$\Delta X_V/\Delta t_{\text{total}} = \Delta X_V/\Delta t_{\text{H.A.}} + \Delta X_V/\Delta t_{\text{O.A.}} + \Delta X_V/\Delta t_{\text{O.N.}} + \Delta X_V/\Delta t_{\text{inertes}} \quad (26)$$

- El volumen total del sistema y el tiempo de retención hidráulico (TRH), se calcula entonces por:

$$\text{Volumen Total del sistema} = (Q_c / X) * (\Delta X_v / \Delta t_{\text{total}}) = V_{\text{ANOXICA}} + V_{\text{AEROBIA}} + V_{\text{SEDIMENTADOR}} \quad (27)$$

$$Q_{\text{global del sistema}} = (\text{TRH}) = \text{Volumen Total del Sistema} / Q \quad (28)$$

- Requerimientos de oxígeno: el caudal de suministro de oxígeno para satisfacer la oxidación aerobia de DBO y la nitrificación:

$$\frac{\text{kg O}_2}{\text{día}} = Q * (1 + R^1 + R^2) * DBO_L^1 + Q * X_i^o * 1.98 \frac{\text{gOD}}{\text{gSSV}} + 4.57 \frac{\text{gOD}}{\text{gNH}_4^+} * \left\{ Q * NTK^o - \left[\left(\frac{\Delta X_v}{\Delta t} \right)_{\text{aer}} + \left(\frac{\Delta X_v}{\Delta t} \right)_{\text{nit}} + \left(\frac{\Delta X_v}{\Delta t} \right)_{\text{des}} \right] * 0.124 \frac{\text{gN}}{\text{gSSV}} \right\} - 1.98 \frac{\text{gOD}}{\text{gSSV}} * \left(\frac{\Delta X_v}{\Delta t} \right)_{\text{tot}} \quad (29)$$

Para calcular la cantidad real de oxígeno se debe aplicar el mismo procedimiento descrito para el sistema de lodos activados convencionales.

Parámetros Cinéticos y Estequiométricos seleccionados En la Tabla A2 se presentan los parámetros estequiométricos y cinéticos a la temperatura promedio de las aguas residuales domésticas de la ciudad de Bogotá (18 °C) para oxidantes de amonio (nitrificación), oxidantes de DBO₅ y de heterótrofos desnitrificantes de nitrato que utilizan materia orgánica como donante de electrón.

Tabla A2 Parámetros estequiométricos para el sistema de pre-desnitrificación Clásica

| Parámetro | Nomenclatura (unidad) | Nitrificantes | Oxidantes de DBO | Desnitrificantes |
|--|---|---------------|------------------|------------------|
| | | 18 °C | 18 °C | 18 °C |
| Porción máxima de electrones utilizada para síntesis celular | f _s ^o | 0.14 | 0.60 | 0.52 |
| Coefficiente de crecimiento de microorganismos | Y (g SSV/g sustrato) | 0.184 | 0.60 | 0.26 |
| Constante de respiración endógena | K _d (d ⁻¹) | 0.1005 | 0.05 | 0.05 |
| Velocidad máxima de crecimiento específico | μ _{max} (d ⁻¹) | 0.63 | — | — |
| Velocidad global de crecimiento | q (g sustrato/g SSVLM.d ⁻¹) | 0.33 | — | 0.1008 |

| Parámetro | Nomenclatura (unidad) | Nitrificantes | Oxidantes de DBO | Desnitrificantes |
|---------------------------------------|--------------------------|---------------|------------------|------------------|
| | | 18 °C | 18 °C | 18 °C |
| Constante de afinidad | K_s (mg/l) | 0.58 | 10 | 0.5 |
| Tiempo de retención de sólidos mínimo | TRS_{min} (d) | 1.5 | — | 0.33 |

Fuente: La información contenida en esta tabla es una recopilación de antecedentes indicados en las fuentes citadas en las referencias bibliográficas.

La porción máxima de electrones utilizada para síntesis celular (f_s^o); el rendimiento celular (Y), que indica la fracción de sustrato destinada al crecimiento celular; la velocidad máxima específica de crecimiento (μ_{max}), que informa sobre la velocidad de crecimiento en condiciones favorables donde no hay limitación por sustrato; la constante de afinidad (K_s) o saturación, que indica la avidez de un grupo por un determinado sustrato; la constante de respiración endógena (k_d), que establece la pérdida de biomasa activa; y la velocidad global de crecimiento (q), que indica la cantidad de sustrato utilizada, por unidad de biomasa, en la unidad de tiempo. Estos parámetros resumen las características clave de las bacterias nitrificantes, los heterótrofos aerobios y heterótrofos desnitrificantes que deben tenerse en cuenta en el diseño y funcionamiento de procesos combinados de nitrificación/desnitrificación. Estos parámetros afectan las concentraciones de materia orgánica y nitrógeno en el reactor y en el efluente; la velocidad máxima específica de crecimiento heterotrófica ($\mu_{max,H}$) y la constante de afinidad (K_s) pueden afectar la concentración del líquido mezcla, la velocidad de oxidación de carbono, y la velocidad de desnitrificación.

Los valores de la tabla anterior llevan a las siguientes observaciones sobre nitrificantes, heterótrofos aerobios y desnitrificantes, y la forma en que deberían llevarse a cabo los procesos que incluyen la nitrificación y desnitrificación combinada.

1. La f_s^o es muy baja para las bacterias nitrificantes, comparada con el valor típico de 0.60 para heterótrofos aerobios, los nitrificantes conservan muy pocos electrones en la biomasa. Los bajos valores de f_s^o se traducen directamente en bajos valores de Y .

2. Por otra parte, las características cinéticas de los desnitrificantes heterotróficos y los nitrificantes autotróficos son muy diferentes. Los nitrificantes tienen valores de f_s^0 más bajos, tienen un crecimiento mucho más lento y requieren de tiempos de retención de sólidos sustancialmente más largos.
3. Además de lo anterior, las velocidades de nitrificación máxima requieren una elevada concentración de demanda de oxígeno, mientras que una concentración de demanda de oxígeno alta hace disminuir o interrumpe la desnitrificación.

Parámetros de Diseño y Operación Seleccionados La tabla A3 muestra los parámetros de diseño y operación empleados inicialmente para calcular el volumen útil total del reactor biológico y los volúmenes específicos de cada zona del mismo, es decir del reactor anóxico y del reactor aeróbico.

Tabla A3 Parámetros de diseño y operación seleccionados para el dimensionamiento de la planta piloto N° 1

| PARÁMETRO | UNIDAD | VALOR (ES) |
|--|---------------------|--------------------------------|
| Procedencia del agua residual doméstica | | Efluente sedimentador primario |
| DBO ₅ en el afluente al sistema de Pre-desnitrificación Clásica | mg/l | 238 |
| NTK en el afluente al sistema de Pre-desnitrificación Clásica | mg/l | 41.6 |
| Concentración de sólidos inertes en el afluente | mg/l | 15 |
| DBO ₅ en el efluente del sedimentador secundario | mg/l | 4.8 |
| SST en el efluente del sedimentador secundario | mg/l | 3.3 |
| NTK en el efluente del sedimentador secundario | mg/l | 1 |
| Eficiencia de eliminación de DBO ₅ | % | 98 |
| Eficiencia de eliminación de NTK | % | 98 |
| Temperatura promedio del agua | °C | 18 |
| Altura sobre el nivel del mar | msnm | 2600 |
| Caudal de operación | m ³ /día | 5 |
| Tiempo de Residencia de Sólidos (TRS) | día | 15 |
| Tiempo de retención hidráulico del reactor | h | 5 – 10 |
| • Tanque anóxico | h | 1 – 2 |
| • Tanque aeróbico | h | 4 - 8 |

| PARÁMETRO | UNIDAD | VALOR (ES) |
|--|--------|------------|
| Concentración de sólidos volátiles en el reactor, SSVLM | mg/l | 2500 |
| Fracción de los sólidos suspendidos totales que son volátiles en el reactor, SSV/SST | | 0.8 |
| Concentración de sólido del lodo purgado | mg/l | 10000 |
| Relaciones de reciclo | | |
| líquido mezcla | R^2 | 4 |
| lodo activo | R^1 | 0.25 |
| Concentración oxígeno en el líquido mezcla, zona aeróbica | mg/l | 2.0 |
| Concentración oxígeno en el líquido mezcla, zona anóxica | mg/l | 0.1 |

ALTERNATIVA DE TRATAMIENTO No 2

REACTOR UASB

Según Crites Y Tchobanoglous (2000)^[4] y Romero (1999)^[18]: Para el dimensionamiento del reactor UASB se debe tener en cuenta los siguientes parámetros

- *Efecto de la temperatura*: según Van Haandel y Lettinga (1994)^[22] la temperatura es el factor ambiental de mayor importancia en el tratamiento anaerobio de aguas residuales; la eficacia del proceso decrece por debajo de 15 °C.

Algunas investigaciones (Barbosa et al, 1989^[1]; Lettinga et al, 1983^[7], 1993^[8], 1995^[10]) han señalado que los reactores anaerobios de alta tasa pueden ser empleados para el tratamiento de aguas residuales domésticas con temperatura entre 10 y 20°C.

- *Tiempo de retención hidráulico*: para aguas residuales domésticas crudas, es decir, aguas residuales de baja concentración de DQO, el factor de control de diseño es el tiempo de retención hidráulica, en vez de la carga orgánica volumétrica. En este caso el tiempo de retención hidráulica (θ) depende principalmente de la temperatura. La tabla A4 presenta los valores recomendados de tiempo de retención hidráulica en función de la temperatura.

Tabla A4 Valores de tiempo de retención hidráulica para diferentes rangos de temperatura de operación para reactores UASB

| Temperatura del agua residual | Tiempo de retención hidráulica |
|-------------------------------|--------------------------------|
| 16 a 19 °C | 10 – 14 horas |
| 22 a 26 °C | 7 – 9 horas |
| > 26 °C | 6 horas |

Fuente: Lettinga et. al. (1991)^[9]

- *Tiempo de retención de la biomasa*: en el tratamiento de aguas residuales de baja concentración (DQO < 2000 mg/l), se debe buscar en el diseño del reactor un tiempo de

retención de biomasa alto y un contacto eficiente de la biomasa con el agua residual, los cuales depende la de la velocidad ascensional de flujo.

- *Tasa de carga orgánica volumétrica (COV)* La selección del factor adecuado de carga orgánica se basa comúnmente en los estudios realizados en plantas pilotos. La tasa de carga orgánica para reactores UASB varía entre valores de 2 a 10 Kg DQO/m³.d.^[7] Debe tenerse en cuenta que el valor de la carga orgánica no es un parámetro para dimensionar el reactor.

- *Tamaño del reactor* El tamaño del reactor se puede determinar usando cualquiera de los parámetros descritos anteriormente:

- Volumen del reactor basado en el tiempo de retención hidráulica (θ):

$$V = Q * \theta \quad (1)$$

- Volumen del reactor basado en la carga orgánica volumétrica (COV):

$$V = \frac{S^o * Q}{COV} \quad (2)$$

Donde,

S^o = concentración de carga orgánica del afluente en Kg DQO/m³.

Q = Caudal medio de diseño en m³/d.

COV = carga orgánica volumétrica en Kg DQO/m³.d.

- *Velocidad ascensional* La velocidad media del líquido o velocidad ascensional es el parámetro que limita la altura del reactor. Según Van Haandel^[21], normalmente esta velocidad no debe exceder el valor de 1 m/h, para lograr una mayor eficiencia global en el proceso de tratamiento.

La relación entre la velocidad ascensional del líquido y el área del reactor UASB permiten calcular la altura del reactor a partir de la siguiente ecuación:

$$v_{asc} = \frac{Q}{A} = \frac{V}{\theta * A} = \frac{H}{\theta} \quad (3)$$

Donde,

v_{asc} = velocidad ascensional, m/h

Q = caudal medio de diseño, m³/d

A = área de la sección transversal, m²

V = volumen del reactor, m³

A = área de la sección transversal, m²

θ = tiempo de retención hidráulica, h

H = altura del reactor, m

- *Producción de Biogás* El potencial real del tratamiento de aguas residuales domésticas con sistemas UASB, es la producción de biogás (conformado principalmente por metano), el cual constituye una valiosa fuente de energía renovable fácilmente disponible, que puede emplearse para calefacción o generación de energía eléctrica. El valor energético de un biogás con 70% de metano es 26377 KJ/m³ biogás.^[19]

La tasa de generación de metano (CH₄) en reactores UASB bien diseñado y operado, es de aproximadamente 0.15 L CH₄/g DQO_{removida}.

- *Diseño del separador Gas-Sólido-Líquido (GSL)* El separador GSL ha sido diseñado de acuerdo a las guías tentativas presentadas por Lettinga y Hulshoff (1991)^[9].

Uno de los objetivos principales del separador es producir una zona de sedimentación, que depende directamente del ángulo de inclinación de la campana, por tanto se escoge el ángulo cercano a 60°. Otro criterio importante es la velocidad de flujo máxima permitida en

la abertura entre el reactor y el separador, que según Wildschut (1989)^[22], no debe ser mayor a 6 m/h como máximo y preferiblemente 4 m/h como promedio.

La altura a la que se instala el separador depende del volumen de zona de sedimentación que se quiere tener, para lo que algunos autores (van Haandel^[21] y Lettinga 1994^[1]) sugieren un volumen de sedimentación de 15 a 20 % del volumen útil del reactor.

2.4.1 Parámetros cinéticos y estequiométricos seleccionados Los parámetros cinéticos y estequiométricos utilizados en el diseño del Reactor UASB se muestran en la Tabla A5

Tabla A5 Parámetros cinéticos y estequiométricos característicos en la digestión anaerobia

| Especie y grupos tróficos | μ_{max} (d ⁻¹) | Y_{xs} (g SSV/ g DQO) | K_s (g DQO/l) | r_s (g DQO/ g SSV.d) |
|------------------------------|--------------------------------|-------------------------|-----------------|------------------------|
| Acidogénicos (APOH) | 2.0 | 0.15 | 0.2 | 13 |
| Metanogénicos (Acetoclastos) | | | | |
| Methanotrix sp. | 0.16 | 0.05 | 0.037 | 2 |
| Methanosarcina sp. | 0.45 | 0.05 | 0.350 | 9 |
| Sulfato-reductoras (BSR) | 4-6 | 0.10 | 0.007 | 50 |
| Biomasa digestor anaerobio* | 0.1-0.45 | 0.18 | 0.1-1.4 | 0.5-2.5 |

Fuente: Lema et al., 1992^[6]

Se observa que las velocidades de crecimiento son pequeñas y que, dado el bajo rendimiento celular, la conversión de sustrato en masa celular es también pequeña, por lo que la velocidad de generación microbiana es lenta. Esto representa una de las ventajas del proceso porque de esta manera la producción de lodo es baja, pero por otra parte supone tiempos de puesta en marcha más largos para conseguir la suficiente cantidad de biomasa, cuando no se inocula el reactor. Además es necesario mantener una elevada concentración de biomasa debido a la relativamente baja actividad específica máxima que presenta una población anaerobia, 0,5-2,5 g DQO/g SSV.d, sobre todo si se quiere operar a elevadas velocidades de carga orgánica.

Parámetros de diseño y operación seleccionados En la Tabla A6 se resumen los parámetros de diseño y operación utilizados inicialmente para calcular el volumen útil total del reactor UASB.

Tabla A6 Parámetros de diseño y operación seleccionados para el dimensionamiento del reactor UASB

| PARÁMETRO | UNIDAD | VALOR (ES) | |
|--|---------------------|--------------------------------------|-------|
| Procedencia del agua residual doméstica | | Interceptor Avenida Cundinamarca Sur | |
| DBO ₅ en el afluente al sistema de Pre-desnitrificación Clásica | mg/l | 280 | |
| NTK en el afluente al sistema de Pre-desnitrificación Clásica | mg/l | 42 | |
| Concentración de sólidos inertes en el afluente | mg/l | 30 | |
| Eficiencia de remoción de DBO ₅ | % | 40 | |
| Eficiencia de remoción de SST | % | 40 | |
| Eficiencia de remoción de DQO | % | 40 | |
| Temperatura promedio del agua | °C | 18 | |
| Altura sobre el nivel del mar | msnm | 2600 | |
| Caudal de operación | m ³ /día | 5 | |
| Tiempo de retención hidráulico del reactor | h | 9 | |
| Máxima tasa de flujo recomendada en el fondo del reactor | | | |
| | Lodo dispersado | m/h | 0.25 |
| | Lodo flocúento | m/h | 1 - 2 |
| | Lodo granular | m/h | 5 |
| Número recomendado de puntos de alimentación para lodo flocúento de espesor medio, entre 1 y 2 puntos de alimentación por m ² . | | | |
| Mínimo traslape entre el separador GLS y campana de gas | m | 0.15 | |

LODOS ACTIVADOS CONVENCIONALES.

En esta sección se presenta un enfoque práctico que se usa para diseñar procesos de lodos activados convencionales.

Dentro de los parámetros que hay que tener en cuenta se tienen:^[4].

- *Criterios de carga del proceso*: los criterios para la carga del proceso que se utilizan comúnmente para los procesos de lodos activados se describen a continuación:

- *Relación alimento microorganismos*: la relación A/M, es una forma de expresar la carga de DBO por unidad de masa microbial en el sistema, como se indica en la siguiente ecuación:

$$\frac{A}{M} = \frac{Q * S^o}{V * X} \quad (5)$$

Donde,

A/M: relación alimento / microorganismos, g DBO / gSSV.d

Q: caudal de aguas residuales crudas, m³/d

S^o: DBO del agua residual afluyente, mg/l

V: volumen del líquido en el reactor de aireación, m³

X: sólidos suspendidos volátiles del líquido mezcla en mg/mg.

- *Tiempo medio de residencia de sólidos*: el TRS, expresado en días, es una medida de la cantidad promedio del tiempo que los sólidos biológicos permanecen en el tanque de aireación. Para sistemas de lodos activados convencionales el TRS normalmente se encuentra entre 5 y 15 días. La concentración de sólidos biológicos mantenida en el tanque de aireación varía normalmente entre 800 y 6000 mg/l. En general, 40 a 85% de los sólidos suspendidos totales se asumen como volátiles.
- *Carga orgánica volumétrica (COV)*: se expresa usualmente en gramos de DBO aplicada por metro cúbico de volumen de licor en el tanque de aireación, como se indica en la siguiente ecuación:

$$COV = \frac{Q * S^o}{V} \quad (6)$$

Donde,

COV: carga orgánica volumétrica, g DBO / m³.d

Q = caudal de agua residual, en m³/d

S^o = concentración de DBO₅ afluente, en g/m³

V = Volumen en m³

- *Tamaño del reactor*: el tamaño del reactor se puede determinar usando cualquiera de los tres parámetros de carga que se analizaron antes.

- Volumen del reactor basado en la relación A/M:

$$V = \frac{Q * S^o}{X * A / M} \quad (7)$$

- Volumen del reactor basado en el tiempo medio de residencia de sólidos:

$$V = TRS * Q * Y \frac{(S^o - S)}{X * (1 + K_d * TRS)} \quad (8)$$

Donde,

Y = coeficiente de producción o crecimiento, en masa de microorganismos / masa de sustrato utilizado.

k_d = coeficiente de desaparición de los microorganismos en tiempo⁻¹

- *Tiempo de aireación*: el tiempo de aireación es función de la concentración de DBO del agua residual afluente y del volumen del tanque de aireación. Se calcula de la misma manera que el tiempo de retención hidráulica.

$$\theta = \frac{V}{Q} \quad (9)$$

Donde,

θ: tiempo de aireación, d u h

- *Necesidad y Transferencia de Oxígeno*: la necesidad teórica de oxígeno se determina a partir de la DBO del agua residual y de la cantidad de organismos diarios del sistema. Si toda la DBO se convirtiera en productos finales, la demanda de oxígeno se podría calcular convirtiendo la DBO₅ en DBO_(última), utilizando un factor de conversión adecuado. Por otro

lado se sabe que parte del residuo se convierte en tejido celular nuevo que, posteriormente se purga del sistema, de modo que, si la $DBO_{(última)}$ del tejido celular se resta del total, la cantidad remanente corresponde a la cantidad de oxígeno que es necesario suministrar al sistema. Teniendo en cuenta que la $DBO_{(última)}$ de un mol de células, es igual a 1,42 veces la concentración de células, la demanda teórica de oxígeno para la eliminación de la materia orgánica carbonosa presente en el agua residual de un sistema de lodos activados se puede calcular mediante la siguiente expresión:

$$\text{Kg de O}_2/\text{d} = Q * (S_o - S) * f - 1.42 P_x \quad (10)$$

En donde

$$Q * (S_o - S) * f = \text{Masa de DBO total utilizada kg/d}$$

$$1,42 P_x = \text{Masa de organismos purgados kg/d}$$

La cantidad real de oxígeno requerido debe obtenerse convirtiendo el valor calculado a un requerimiento estándar de oxígeno, el cual refleja los efectos de salinidad y la tensión superficial (factor beta), la temperatura, la elevación, la profundidad del difusor, la densidad, la colocación y el flujo de aire (para los sistemas de aireación por difusión), el nivel deseado de operación de oxígeno y los efectos de la intensidad del mezclado y la geometría del tanque. Las interrelaciones de estos factores se muestran en la ecuación (11)

$$TRTO = TETO \left(\frac{\beta * C_{STH} - C_L}{C_{S20}} \right) * (1.024^{T-20}) * \alpha * F \quad (11)$$

Donde,

TRTO = tasa real de transferencia de oxígeno requerido, bajo condiciones de campo, para el tratamiento de agua residual, kg/h

TETO = tasa estándar de transferencia de oxígeno en el agua a 20 °C y con una concentración de oxígeno disuelto igual a cero, kg/h

β = factor de corrección por tensión superficial y salinidad, valor usual de 0.95 a 0.98

C_{sTH} = concentración de saturación de oxígeno disuelto en agua limpia de un tanque de aireación a la temperatura T y una altitud H, mg/l

C_L = concentración de oxígeno disuelto a las condiciones de operación, 2 mg/l

C_{s20} = concentración de saturación de oxígeno disuelto en agua limpia a 20°C y a 1 atm, mg/l

Parámetros cinéticos y estequiométricos seleccionados Los parámetros cinéticos y Estequiométricos seleccionados para el diseño y funcionamiento del sistema piloto de lodos activados convencional, ya han sido descritos en la tabla

Parámetros de diseño y operación seleccionados En la Tabla A7 se resumen los parámetros de diseño y operación utilizados inicialmente para calcular el volumen útil del tanque de aireación.

Tabla A7 Parámetros de diseño y operación seleccionados para el dimensionamiento del tanque de aireación

| PARÁMETRO | UNIDAD | VALOR (ES) |
|--|---------------------|-----------------------|
| Procedencia del agua residual doméstica | | Efluente reactor UASB |
| DBO ₅ en el efluente del reactor UASB | mg/l | 169 |
| Concentración de sólidos inertes en el efluente | mg/l | 15 |
| DQO en el efluente del reactor UASB | mg/l | 330 |
| SST en el efluente del reactor UASB | mg/l | 198 |
| Eficiencia de eliminación de DBO ₅ | % | 98 |
| Eficiencia de eliminación de SST | % | 98 |
| Temperatura promedio del agua | °C | 18 |
| Altura sobre el nivel del mar | msnm | 2600 |
| Caudal de operación | m ³ /día | 5 |
| Tiempo de Residencia de Sólidos (TRS) | día | 10 |
| Tiempo de retención hidráulico del reactor | h | 4 – 8 |
| Concentración de sólidos volátiles en el reactor, SSVLM | mg/l | 2200 |
| Fracción de los sólidos suspendidos totales que son volátiles en el reactor, SSV/SST | | 0.8 |
| Concentración de sólido del lodo purgado | mg/l | 10000 |
| Relación de reciclo de lodo activo | R ^{LA} | 0.5 |
| Concentración oxígeno en el tanque de aireación | mg/l | 2.0 |

ANEXO B
PROCEDIMIENTO DE CÁLCULO PARA EL DIMENSIONAMIENTO DE LAS PLANTAS
PILOTO

INFORMACIÓN PARA EL DIMENSIONAMIENTO DE LA PLANTA PILOTO N° 1

| Parámetros Básicos de Diseño para el Sistema Piloto de Lodo Activado con Eliminación Biológica de Nitrógeno | | | | | | |
|---|---------------------|--------------------|--|-------------------|----------------------------|-----------------------------------|
| Parámetro | Unidad | Rango de Operación | Sistema Nitrificación + Desnitrificación (N/D) | Agua Cruda | Agua proveniente del SPC * | |
| Composición Promedia Afluente/Efluente | | | | | | |
| | | | Afluente | Efluente** | Composición | Composición |
| DBO ₅ PROMEDIA | mg/l | | 238,0 | 4,8 | 280 | 238,0 |
| DBO ₅ MÁXIMA | mg/l | | 341,7 | 6,8 | 402 | 341,7 |
| DQO PROMEDIA | mg/l | | 466,7 | 9,3 | 549,0 | 466,7 |
| DQO MÁXIMA | mg/l | | 588,2 | 11,8 | 692 | 588,2 |
| SST | mg/l | | 163,1 | 3,3 | 233 | 163,1 |
| SSV | mg/l | | 89,0 | 2,1 | 160 | 89 |
| SSV _{inertes} | mg/l | | 15,0 | 15,0 | 15,0 | 15,0 |
| Nitrogeno Total Kjeldahl | mg/l | | 41,6 | 0,8 | 42 | 41,58 |
| Nitrogeno Amoniacal | mg/l | | 28,0 | 6,0 | 28 | 28 |
| Alcalinidad, HCO ₃ ⁻ | mg/l | | 186,0 | | 200 | 186 |
| Turbiedad | NTU | | 77 | | 175 | 77 |
| Fósforo | mg/l | | 4,8 | | 5,6 | 4,8 |
| pH | unidad | | 7,2 | | 7,3 | 7,2 |
| * Con Sistema Primario Convencional (SPC) | | | si | | | |
| Eficiencia del SPC en términos de DBO ₅ | | | | | | 15,0% |
| Eficiencia del SPC en términos de SST | | | | | | 30,0% |
| Eficiencia del SPC en términos de DQO | | | | | | 15,0% |
| Eficiencia del SPC en términos de NTK | | | | | | 1,0% |
| Eficiencia del SPC en términos de NH ₄ ⁺ | | | | | | 0,0% |
| ** Efluente proveniente del Sistema N/D | | | | | | |
| Eficiencia del Sistema N/D en términos de DBO ₅ | | | | | | 98,0% |
| Eficiencia del Sistema N/D en términos de SST | | | | | | 98,0% |
| Eficiencia del Sistema N/D en términos de DQO | | | | | | 98,0% |
| Eficiencia del Sistema N/D en términos de NTK | | | | | | 98,0% |
| Eficiencia del Sistema N/D en términos de NH ₄ ⁺ | | | | | | 98,0% |
| Principales Criterios de Diseño | | | Valor | | Agua Cruda | Agua proveniente del SPC * |
| Caudal de Operación, Q | m ³ /día | | 5 | | | |
| Caudal de Operación, Q | lps | | 0,058 | 0,00 | | 0,06 |

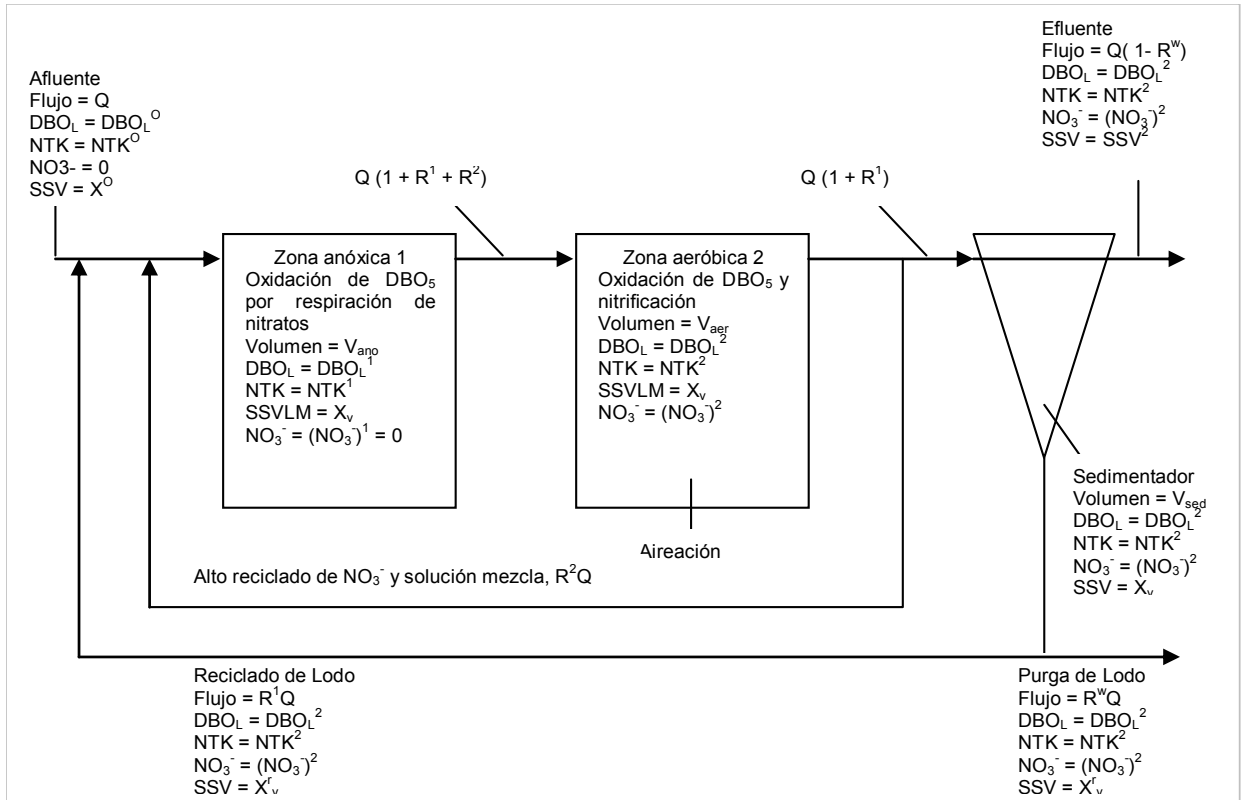
| | | |
|---|---------|-----|
| Tasa de reciclado de la Solución Mezcla | 4Q - 6Q | 4,0 |
|---|---------|-----|

| | | | |
|---|--|--------------|----------|
| Tasa de reciclado de Lodo Activo | | 0.5Q - 1.0Q | 0,25 |
| Altura sobre el nivel del mar | Msnm | | 2600 |
| Temperatura Ambiente | ° C | | 15,0 |
| Temperatura del Agua | ° C | | 18,0 |
| Tiempo de Retención de Sólidos (TRS) | Día | 10 - 30 | 15 |
| Concentración de SSVLM | mg/l | 2000 - 3000 | 2500 |
| Concentración de SSV del Lodo Purgado | mg/l | 8000 - 12000 | 10000 |
| Relación alimento / Microorganismos F/M | kgDBO / kgSSVLM.d | 0.05 - 0.30 | estimado |
| Carga volumétrica | kgDBO/m ³ -día | 0.16 - 0.80 | estimado |
| Concentración Oxígeno en el Licor de Mezcla | mg/l | | 2,0 |
| Coeficientes de Oxígeno: | | | |
| | kg O ₂ /kg DBO ₅ | | 1,30 |
| | kg O ₂ /kg NH ₄ ⁺ | | 4,57 |
| Factor de Transferencias: | | | |
| | α (típico para difusor de burbuja) | | 0,85 |
| | β (típico para aguas residuales) | | 0,95 |

DIMENSIONAMIENTO DEL REACTOR BIOLÓGICO APLICANDO EL MODELO DE PRE-DESNITRIFICACIÓN CLÁSICA

En la Pre-desnitrificación Clásica, la desnitrificación se produce en la primera zona y precede a las reacciones aerobias. Esta situación previa de la desnitrificación en el flujo de la planta consigue que los equivalentes de electrón en la DBO₅ afluente sean preservados para la desnitrificación.

Figura B.1. Esquema de los tanques, volúmenes, flujos y concentraciones utilizadas en el análisis de Pre-desnitrificación Clásica



En la Figura B.1. se identifican las zonas anóxicas y aeróbicas del tanque de aireación, flujos y concentraciones de un proceso clásico de predesnitrificación. Los flujos de reciclado y purga se identifican por tasas de reciclado: R^2 para el reciclado de la solución mezcla empleado normalmente para retomar NO_3^- -N a la zona anóxica, R^1 para el reciclado del lodo de la corriente de extracción del tanque de sedimentación y R^w para la purga de lodo de dicha corriente. El volumen total de sistema comprende los volúmenes de la zona anóxica (V_{ano}), de la zona aeróbica (V_{aer}) y del tanque de sedimentación (V_{sed}). Se supondrá que todos los volúmenes contienen la misma concentración media de sólidos volátiles en suspensión (X_v).

Si el diseño es conservador, la estequiometría, no la cinética, es la que controla las concentraciones de sustratos. Por ello, supondremos que el nitrato formado en la zona aeróbica se desnitrifica completamente en la zona anóxica; es decir $(\text{NO}_3^-)^1 = 0$, y la máxima cantidad de NO_3^- se genera en la zona aeróbica.

| PARAMETROS BASICOS DE DISEÑO PARA EL SISTEMA LODOS ACTIVADOS CON NITRIFICACIÓN/DESNITRIFICACIÓN | | |
|---|--------------|----------------------|
| Altura sobre el nivel del mar | 2600 | msnm |
| Temperatura de Operación del Sistema = T | 18,0 | ° C |
| Q = Caudal de diseño del sistema piloto de aireación | 0,058 | lps |
| | 0,21 | m ³ /hora |
| | 5,0 | m ³ /día |
| Tasa de reciclado de la solución mezcla del tanque aerobio al tanque de reacción anóxico número 1 (R ²) | 4 | Típico |
| Tasa de reciclado del lodo de purga del tanque de sedimentación al tanque anóxico número 1 (R ¹) | 0,25 | Típico |
| Caudal desviado hacia el tanque anóxico sin pasar por el sistema primario convencional | 0,00 | lps |
| | 0,0 | m ³ /día |
| Caudal proveniente del tratamiento primario convencional (SPC) | 0,058 | lps |
| | 5,0 | m ³ /día |
| DBO ₅ promedia agua residual a la salida del tratamiento primario convencional | 238,0 | mg/l |
| Carga de DBO ₅ promedia agua residual a la salida de tratamiento primario convencional | 1,19 | kg/día |
| DBO ₅ promedia agua residual sin pasar por el SPC | 280 | mg/l |
| Carga de DBO ₅ promedia agua residual cruda a la entrada de sistema aeróbico | 0,0 | kg/día |
| Carga total de DBO ₅ de entrada a tratamiento aeróbico | 1,19 | kg/día |
| PROCEDIMIENTO DE DISEÑO DE UN SISTEMA DE OXIDACIÓN BIOLÓGICA - NITRIFICACIÓN - DESNITRIFICACIÓN CONJUNTA | | |
| Condiciones de entrada al Reactor Biológico Anóxico - Aeróbico | | |
| Caudal de diseño del Sistema Piloto | 0,21 | m ³ /hora |
| Unidades de tratamiento | 1 | Unidades |
| Caudal total de agua mezclada a tratar por unidad aeróbica | 0,058 | lps |
| | 0,21 | m ³ /hora |
| | 5,0 | m ³ /día |
| Caudal de agua cruda a tratar por unidad de aeróbica | 0,00 | lps |
| | 0,00 | m ³ /hora |
| | 0,00 | m ³ /día |
| Caudal de agua a tratar en el sistema proveniente del SPC | 0,058 | lps |
| | 0,21 | m ³ /hora |
| | 5,00 | m ³ /día |

Condiciones de entrada al Sistema Lodo Activado con Zonas

Anóxica y Aeróbica

| | | |
|---|--------------|-------------------|
| DBO ₅ SPC = DBO entrada proveniente del SPC | 238,0 | mg/l |
| DBO ₅ SPC max de entrada proveniente del SPC | 341,7 | mg/l |
| DQO _{SPC} entrada proveniente del SPC | 466,7 | mg/l |
| DQO _{SPC} max de entrada proveniente del SPC | 588,2 | mg/l |
| Carga de DBO aplicada por caudal proveniente del SPC | 1,19 | kg/día |
| DBO ₅ CRUDA = DBO entrada proveniente de agua cruda | 280 | mg/l |
| DBO ₅ CRUDA max de entrada proveniente de agua cruda | 402 | mg/l |
| DQO _{CRUDA} entrada proveniente de agua cruda | 549 | mg/l |
| DQO _{CRUDA} max de entrada proveniente de agua cruda | 692 | mg/l |
| Carga de DBO aplicada por caudal proveniente de agua cruda | 0 | kg/día |
| DBO ₅ ^o = DBO entrada agua mezclada al sistema Anóxico-Aerobico | 238,0 | mg/l |
| DBO ₅ ^o max de entrada agua mezclada | 341,7 | mg/l |
| DQO ^o promedia entrada agua mezclada | 466,7 | mg/l |
| DQO ^o max de entrada mezclada | 588,2 | mg/l |
| SSV = SSV entrada agua mezclada al sistema aerobio | 89,0 | mg/l |
| Carga de DBO mezclada aplicada a sistema nitrificación-denitrificación | 1 | kg de DBO por día |
| DBO ₅ efluente = DBO salida | 4,8 | mg/l |
| SST salida | 3,3 | mg/l |
| DBO ₅ / DBO _L última carbonácea = f | 0,68 | (0.45 - 0.68) |
| Carga de DBO de salida | 0,02 | kg de DBO por día |
| Eficiencia esperada del sistema N/D en terminos de DBO | 98% | |
| Contenido de Nitrogeno Total Kjeldahl en el afluente NTK ^o | 41,6 | mg/l |
| Contenido de Fósforo Total en el afluente P | 4,8 | mg/l |
| Contenido de Nitrogeno Total Kjeldahl en el efluente del sistema (NTK ²) | 0,8 | mg/l |

Parámetros Cinéticos Para la Oxidación Biológica del Carbono (DBO) a la Temperatura de Operación

| | | |
|---|--------|----------------------------|
| Y _{DBO} = coeficiente de crecimiento de microorganismos | | |
| Y _{DBO} | 0,60 | mg SSV/mg DBO ₅ |
| k _D = Constante de respiración endógena | | |
| k _D | 0,05 | d ⁻¹ |
| Porción volatil = (Fd) | 0,8 | |
| SSV del lodo sedimentado | 10.000 | mg/l |
| Porcentaje de los sólidos suspendidos del efluente que son biodegradables | 65,0% | |

| | | |
|--|------|--------------------------------|
| C1 = Concentración deseada de oxígeno disuelto durante la operación del agua residual. | 2 | mg/l |
| Relación entre los sólidos suspendidos volátiles del líquido mezcla y los sólidos suspendidos totales del líquido mezcla | 0,80 | |
| K _D = constante de media velocidad de DBO | 10 | mg DBO _L /l |
| K' _D = Tasa máxima de utilización del sustrato | 10 | mg DBO _L /mg SSVa-d |
| f _s ^o : Porción de electrones para síntesis celular | 0,60 | |

Parámetros de Diseño de Lodos Activados con Nitrificación y Desnitrificación

| | | |
|--|-------------|---------------------------|
| Θ_c = Edad de lodos = Tiempo de retención celular | | |
| Θ_c | 10 - 30 | días |
| Θ_c = Edad de lodos | | |
| Θ_c | 15 | días |
| La relación alimento / microorganismos (F/M) | 0.05 - 0.30 | kgDBO/kg SSVLM.d |
| Carga volumétrica | 0.16 - 0.80 | kgDBO/m ³ -día |
| SSVLM = X | 1500 - 3000 | mg/l |
| Entonces asumimos | | |
| La relación F/M | 0,30 | kgDBO/kg SSVLM.d |
| X: concentración de sólidos volátiles en el reactor mg/l | | |
| SSVLM = X | 2.500 | mg/l |

Parámetros Cinéticos básicos de los Microorganismos Nitrificantes de NH₄⁺ a la Temperatura de Operación del Sistema

| | | |
|---|-----------|--|
| $Y_{NH_4^+}$: coeficiente de crecimiento de microorganismos nitrificantes | Constante | |
| $Y_{NH_4^+}$ | 0,184 | mg SSVa/mg N-NH ₄ ⁺ |
| $k_{d_{NH_4^+}}$: Constante de respiración endógena a 15 °C | 0,082 | d ⁻¹ |
| $k_{d_{NH_4^+}}$: Constante de respiración endógena a la Temp. de Operación | 0,1005 | d ⁻¹ |
| μ_m : Tasa máxima de crecimiento específico a 15 °C | 0,47 | d ⁻¹ |
| μ_m Tasa máxima de crecimiento específico a la Temp. de Operación | 0,63 | d ⁻¹ |
| $K'_{NH_4^+}$: Tasa máxima de utilización del sustrato a 15 °C | 1,7 | mg N-NH ₄ ⁺ /mg SSVa-d |
| $K'_{NH_4^+}$: Tasa máxima de utilización del sustrato a la Temp. de Operación | 2,08 | mg N-NH ₄ ⁺ /mg SSVa-d |
| $K_{NH_4^+}$: constante de media velocidad de N-NH ₄ ⁺ a la Temp. de Operación | 0,58 | mg N-NH ₄ ⁺ /l |
| K_O : constante de media velocidad de Oxígeno Disuelto | 1,30 | mg O/l |
| f_s^o : Porción de electrones para síntesis celular | 0,14 | |
| Y_N : Relación de masa de nutriente a la de SSV de la biomasa kgN/kgSSV | 0,10 | kg N / Kg SSV |

Parámetros Cinéticos básicos de los Microorganismos oxidantes de NO₂⁻ a la Temperatura de Operación del Sistema

| | | |
|---|-----------|--|
| $Y_{NO_2^-}$: coeficiente de crecimiento de microorganismos | constante | |
| $Y_{NO_2^-}$ | 0,083 | mg SSVa/mg N-NH ₄ ⁺ |
| $k_{d_{NO_2^-}}$: Constante de respiración endógena a 15 °C | 0,082 | |
| $k_{d_{NO_2^-}}$: Constante de respiración endógena a la Temp. de Operación | 0,1005 | d ⁻¹ |
| μ_m : Tasa máxima de crecimiento específico | | d ⁻¹ |
| μ_m | 1,1 | d ⁻¹ |
| $K'_{NO_2^-}$ = Tasa máxima de utilización del sustrato a 15 °C | 7,3 | |
| $K'_{NO_2^-}$ = Tasa máxima de utilización del sustrato a la Temp. de Operación | 9,80 | mg N-NO ₂ ⁻ /mg SSVa-d |
| $K_{NO_2^-}$: constante de media velocidad de N-NO ₂ ⁻ a 15 °C | 0,62 | |
| $K_{NO_2^-}$ | 1,02 | mg N-NO ₂ ⁻ /l |
| K_O : constante de media velocidad de Oxígeno Disuelto | 0,68 | mg O/l |

Parámetros Cinéticos básicos de los Microorganismos Desnitrificantes de NO₃⁻ a la Temperatura de Operación del Sistema

| | | |
|--|-----------|-----------------------------|
| Y _{desn} : coeficiente de crecimiento de microorganismos desnitrificantes | Constante | |
| Y _{desn} | 0,26 | mg SSV _a /mg DBO |
| kd _{desn} : Constante de respiración endógena a la Temp. de Operación | 0,05 | d ⁻¹ |
| f _s ^o : Porción de electrones para síntesis celular | 0,52 | |

CALCULO DEL PROYECTO DE UN PROCESO DE OXIDACIÓN DE CARBONO CON NITRIFICACIÓN MEDIANTE CULTIVO EN SUSPENSIÓN EN ETAPA ÚNICA

1. Determinar la máxima tasa de crecimiento de los organismos nitrificantes, μⁱm =

$$\mu^i m = \mu m * e^{0.098(T-Tm)} * (OD / (K_{O2} + OD)) * (1 - 0.833 * (7.2 - pH))$$

en donde:

μⁱm: Tasa de crecimiento en las condiciones de temperatura, oxígeno disuelto y pH del problema

μm: Máxima tasa de crecimiento específico (0.4 - 3.0 d⁻¹)

T: Temperatura °C

Tm: Temperatura mínima sostenida °C

OD: Oxígeno disuelto

K_{O2}: Constante de media velocidad del oxígeno disuel = 1.3

pH: pH de funcionamiento

Adoptamos :

| | | |
|--------------------------------|-------|---|
| μm = | 0,47 | d ⁻¹ |
| T = | 18,00 | °C |
| Tm = | 15,0 | °C |
| OD = | 2,0 | mg/l |
| K _{O2} = | 1,30 | mg O/l |
| pH = | 7,2 | |
| Relación DBO ₅ /NKT | 5,72 | (Proceso de nitrificación de etapas separadas) |
| μ ⁱ m = | 0,38 | d ⁻¹ |

2. Determinar la velocidad máxima de oxidación de amonio, q_{max}

$$q_{max} = \text{Máxima tasa de utilización del sustrato} = \mu^i m / Y_{NH4+}$$

en donde

Y_{NH4+}: En base a NH₄⁺ - N mg SSV / mg 0,184

Y_{NH4+}: Coeficiente de rendimiento máximo durante un período de crecimiento logarítmico, masa de células formadas por masa de sustrato consumido

| | | |
|--------------------|------|---|
| μ ⁱ m = | 0,38 | d ⁻¹ |
| q _{max} = | 2,08 | mg NH ₄ ⁺ /mg SSV.día = d ⁻¹ |

3. Determinar los tiempos de retención celular mínimo y de proyecto para la etapa de nitrificación

3.1 Mínimo

| | | |
|-----------------------------------|---|--------------------|
| 1 / Θ _c ^M = | Y _{NH4+} * q _{max} - kd _{NH4+} | |
| 1 / Θ _c ^M = | 0,28 | días ⁻¹ |
| Θ _c ^M = | 3,55 | días |

3.2 Tiempo de retención celular de proyecto para la etapa de nitrificación, Θ_c

| | | | | |
|--|--|---------------------------------------|--------------------------------------|----------------------------|
| $\Theta_c =$ | $\Theta_c^M * FS$ | | $FS =$ | 4,2 |
| $\Theta_c =$ | 14,9 | días | | |
| $\Theta_c =$ (adoptado) | 15 | días | (para asegurar el lodo estabilizado) | |
| 4. Determinar la tasa de utilización de sustrato de proyecto para la oxidación del amoníaco, U | | | | |
| $1 / \Theta_c =$ | $Y_{NH_4^+} * U_{NH_4^+} - kd_{NH_4^+}$ | | | |
| $U_{NH_4^+} =$ | $(1 / \Theta_c + Kd_{NH_4^+}) * 1 / Y_{NH_4^+} =$ | días ⁻¹ | | |
| $U_{NH_4^+} =$ | 0,91 | días ⁻¹ | | |
| 5. Determinar la Concentración de Amoníaco en el efluente, N | | | | |
| $NTK^2 =$ | $U_{NH_4^+} = \frac{(q_{max} * NTK^2 / (Kn + NTK^2))}{U_{NH_4^+} * Kn / (q_{max} - U_{NH_4^+})}$ | mg/l, NH4-N | | |
| $Kn =$ | constante de media velocidad de N-NH ₄ ⁺ | 0,58 | mg N-NH ₄ ⁺ /l | mínimo teórico a la salida |
| $NTK^2 =$ | 0,45 | mg/l, NH ₄ ⁺ -N | | |
| 6. Determinar la velocidad de eliminación de DBO en el tanque de aireación, U_{DBO} | | | | |
| $1 / \Theta_c =$ | $Y_{DBO} * U_{DBO} - kd_{DBO}$ | | | |
| $U_{DBO} =$ | $(1 / \Theta_c + Kd_{DBO}) * 1 / Y_{DBO} =$ | días ⁻¹ | | |
| en donde | | | | |
| $\Theta_c =$ | 15,0 | días | | |
| $Kd_{DBO} =$ | 0,05 | d ⁻¹ | | |
| $Y_{DBO} =$ | 0,6 | mg SSV/mg DBO | | |
| $U_{DBO} =$ | 0,194 | kg DBO eliminada / kg SSVLM.días | | |
| 7. Determinar el tiempo de retención hidráulica necesario para la oxidación de la DBO y para la nitrificación | | | | |
| 7.1 Oxidación de la DBO | | | | |
| $\Theta_{DBO} =$ | $(DBO_5^0 - DBO_{5\text{sol}}^2) / (U_{DBO} * X)$ | días | | |
| en donde | | | | |
| $DBO_5^0:$ | DBO_5 del afluente al reactor biológico | 238,0 | mg/l | |
| $DBO_{5\text{sol}}^2:$ | DBO_5 soluble que escapa al tratamiento | ? | | |
| DBO_5^2 del efluente = | DBO_5 soluble del efluente que escapa al tratamiento + DBO_5 de los sólidos suspendidos del efluente | | | |
| Fracción biodegradable de los sólidos biológicos del efluente | Sb | | 0,65 * SS | |
| Fracción biodegradable de los sólidos biológicos del efluente | Sb | 2,12 | mg/l | |
| DBO_5 sólidos suspendidos del efluente = | $Sb \text{ mg/l} * 1.42 * (1 - 10^{-(K * T)}) * 0.68$ | | | |
| | $K =$ | 0,10 | d ⁻¹ | |
| | $T =$ | 18,00 | °C | |
| DBO_5 sólidos suspendidos del efluente = | | 2,01 | mg/l | |
| DBO_5 sólidos suspendidos del efluente = | $Sb \text{ mg/l} * 1.42 * 0.68$ | | | |
| DBO_5 sólidos suspendidos del efluente = | | 2,05 | | |
| $DBO_{5\text{sol}}^2 =$ | DBO_5 soluble que escapa al tratamiento | 2,7 | mg/l | |
| Eficiencia del sistema aerobio basada en la DBO_5 soluble = | | | | |

| | | | |
|--|---|----------------------------------|-----------------|
| $U_{DBO} =$ | $(DBO_5^0 - DBO_{5,SOL}^2) / DBO_5^0$ | 98,9% | |
| X: concentración de sólidos volátiles en el reactor mg/l | 0,19 | kg DBO eliminada / kg SSVLM.días | |
| SSVLM = X | | 2.500 | mg/l |
| $\Theta_{DBO} =$ | 0,48 | días | |
| $\Theta_{DBO} =$ | 11,6 | horas | |
| 7.2 Oxidación del Nitrógeno Total de Kheldalh - NTK (NITRIFICACIÓN) | | | |
| $\Theta_{NH4+} =$ | $(NTK^0 - NTK^2) / (U_{NH4+} * X)$ | días | |
| en donde | | | |
| NTK ⁰ : | NTK del afluente del sistema | 41,58 | mg/l |
| NTK ² : | Concentración de NTK en el efluente | 0,8 | mg/l |
| $U_{NH4+} =$ | 0,91 | días ⁻¹ | |
| $X = SSVLM * F_N$ (fracción de organismos nitrificantes) $F_N = 0,16 * (NH4+_{removida}) / (0,6 (DBO_{5,removida}) + 0,16 (NH4+_{removida}))$ | | | |
| $F_N =$ | 0,045 | X = | 111,3 |
| $\Theta_{NH4+} =$ | 0,40 | días | |
| $\Theta_{NH4+} =$ | 9,7 | horas | |
| conclusión: el proceso de oxidación de la DBO ₅ es el que controla el tiempo de retención hidráulico necesario | | | |
| 8. Determinar el volumen de tanque de aireación-nitrificación (SIN ETAPA DE DESNITRIFICACIÓN) | | | |
| Volumen del reactor | | | |
| aerobio - | $V_{aerobio-nitrificador} =$ | $Q * \Theta_{MAYOR}$ | m ³ |
| nitrificador | $V_{aerobio-nitrificador} =$ | 2,4 | m ³ |
| DISEÑO DEL SISTEMA PILOTO DE NITRIFICACION / DESNITRIFICACION CONJUNTA DESNITRIFICACIÓN CON LODO UNICO - EMPLEANDO EL MODELO DE PREDESNITRIFICACIÓN CLÁSICA | | | |
| Procedimiento básico de diseño | | | |
| Fase Aerobia | | | |
| Nitrificación : Conversión de nitrógeno amoniacal en 1a etapa a nitritos y 2a etapa a nitratos - Zona Aerobica | | | |
| Desnitrificación : Conversión de nitratos a gas nitrógeno - Zona Anóxica | | | |
| 9. Determinar la tasa total de producción de sólidos | | | |
| 9.1 Seleccionar el tiempo medio de residencia de sólidos (Edad de Lodos) Nitrificación-Denitrificación | | | |
| Θ^M (tiempo mínimo nit.) | | | |
| = | 3,55 | días | |
| Θ^c (tiempo del proyecto) | | | |
| = | 15,0 | días | |
| 9.2 Determinar las concentraciones en estado estacionario de DBO_L, N-NH₄⁺ y N-NO₂ | | | |
| S = | $K * (1 + kd * \Theta^c) / (Y * k' * \Theta^c - (1 + kd * \Theta^c))$ | | mg/l |
| en donde: | | | |
| S: | concentración del sustrato en estado estacionario | | mg/l |
| K: | constante de media velocidad | | mg/l |
| Kd: | Constante de respiración endógena | | d ⁻¹ |
| Θ^c (tiempo del proyecto) | tiempo del proyecto | | días |

| | | | |
|--|---|---|----------------------------|
| Y: | coeficiente de crecimiento de microorganismos | mg SSV/ mg sustrato | |
| k': | Máxima tasa de utilización del sustrato | mg sustrato/mg SSV - día | |
| a) Para DBO_L | | | |
| Adoptamos: | | | |
| K _{DBO} = | 10 | mg DBO _L /l | |
| K _d _{DBO} = | 0,05 | d ⁻¹ | |
| Y _{DBO} = | 0,60 | mg SSV/mg DBO _L | |
| K' _{DBO} = | 10 | mg DBO _L /mg SSV - día | |
| DBO _L = | 0,20 | mg DBO _L /l | |
| DBO ₅ = | 0,13 | mg DBO ₅ /l | mínimo teorico a la salida |
| b) Para NH₄⁺ | | | |
| Adoptamos: | | | |
| K _{NH4+} = | 0,58 | mg/l | |
| K _d _{NH4+} = | 0,1005 | d-1 | |
| Y _{NH4+} = | 0,184 | mg SSV/mg NH ₄ ⁺ | |
| K' _{NH4+} = | 2,08 | | |
| NH ₄ ⁺ = | 0,45 | mg NH ₄ ⁺ /l | mínimo teorico a la salida |
| c) Para NO₂⁻ | | | |
| Adoptamos: | | | |
| K _{NO2-} = | 1,02 | mg/l | |
| K _d _{NO2-} = | 0,1005 | d-1 | |
| Y _{NO2-} = | 0,083 | mg SSV/mg NO ₂ ⁻ | |
| K' _{NO2-} = | 9,80 | | |
| NO ₂ ⁻ = | 0,26 | mg NO ₂ ⁻ /l | mínimo teorico a la salida |
| 9.3 Determinar las tasas de producción de SSV para todos los tipos de biomasa, las concentraciones NO₃⁻ que sale del reactor aerobio y la concentración de DBO₅ que sale del reactor anóxico (mediante solución de ecuaciones simultaneas) | | | |
| | $\Delta X_v/\Delta t = Q * (S^o - S) * Y * (1 + (1 - f_d) * K_d * \theta_c) / (1 + K_d * \theta_c)$ | | GENERAL |
| en donde: | | | |
| $\Delta X_v/\Delta t$: | tasa de producción de SSV por cada uno de los microorganismos | mg SSV/s | |
| Q: | Caudal de diseño | lps | |
| S ^o : | Concentración del sustrato en el afluente DBO ₅ y NTK | mg/l | |
| S: | concentración del sustrato en estado estacionario DBO ₅ efluente y NTK | mg/l | |
| Y: | coeficiente de crecimiento de microorganismos | mg sustrato / mg DBO ₅ y NTK | |
| f _d : | Fracción de biomasa activa que es biodegradable | | |
| K _d : | Constante de respiración endógena | d ⁻¹ | |
| θ_c (tiempo del proyecto) | tiempo de retención de sólidos del proyecto | días | |

a) Oxidantes de Amonio (O.A.) (Nitrificantes): Los nitrificantes en el tanque aerobio consumen todo el NTK recibido que pasa por el

reactor anóxico, menos el NTK de salida en el efluente y el N sintetizado por heterótrofos

$$(\Delta X_v/\Delta t)_{nit} = Y_{n(nit)} * \{ Q * (NTK^0 - NTK^2) - [(\Delta X_v/\Delta t)_{aer} + (\Delta X_v/\Delta t)_{des}] * 0.10 \text{ gN/gSSV} \} \quad (\text{ecuación 1})$$

Las variables en color rojo significan que son variables desconocidas y se deben resolver simultáneamente en donde:

| | | |
|---------------------------------|--|--|
| $(\Delta X_v/\Delta t)_{nit}$: | Tasa de producción de SSV por los microorganismos nitrificantes | kg SSV/d |
| $Y_{n(nit)}$: | Rendimiento neto de los microorganismos nitrificantes | gSSV/gNH4+ |
| $Y_{n(nit)} =$ | $8.07 * f_s / (2.5 + f_s)$ | gSSV/gNH4+ |
| f_s : | Porción de electrones utilizada para síntesis celular | |
| | $f_s = f_s^0 * (1 + (1 - f_d) * K_d * \theta_c) / (1 + K_d * \theta_c)$ | utilizar los parametros de los oxidantes de NH4+ |
| R^1 : | Tasa de reciclado de lodo | |
| R^2 : | Tasa de reciclado de solución mezcla | |
| NTK^1 : | Concentración de NTK que sale del reactor anóxico y entra al reactor aerobio | mg/l |
| NTK^2 : | Concentración de NTK que sale del reactor aerobio | mg/l |
| 0.10: | Contenido de Nitrógeno de los Sólidos Suspendedos Volátiles | gN/gSSV |
| | $NTK^1 = (NTK^0 + (R^1 + R^2) * NTK^2) / (1 + R^2 + R^1)$ | mg/l |

en donde:

NTK^0 : Concentración de NTK en el afluente del sistema mg/l

b) Heterótrofos Aerobios (H.A.): crecen consumiendo la diferencia de DBO₅ entre la entrada y salida del reactor aeróbico

$$(\Delta X_v/\Delta t)_{aer} = Q * (1 + R^1 + R^2) * (DBO_L^1 - DBO_L^2) * Y_{n(aer)} \quad (\text{ecuación 2})$$

en donde:

| | | |
|---------------------------------|--|--|
| $(\Delta X_v/\Delta t)_{aer} =$ | Tasa de producción de SSV por los microorganismos heterótrofos aerobios | kg SSV/d |
| $Y_{n(aer)}$: | Rendimiento neto de los microorganismos heterótrofos aerobios | gSSV/gDBO _L |
| $Y_{n(aer)} =$ | $0.706 * f_s$ | gSSV/gDBO _L |
| | $f_s = f_s^0 * (1 + (1 - f_d) * K_d * \theta_c) / (1 + K_d * \theta_c)$ | utilizar los parametros de los oxidantes de DBO ₅ |
| DBO_L^1 : | Concentración de DBO _L (demanda biológica de oxígeno última) que sale del reactor anóxico | |
| DBO_L^2 : | Concentración de DBO _L que sale del reactor aerobio | mg/l |

c) Heterótrofos desnitrificantes (H.D.): Los heterótrofos desnitrificantes crecen consumiendo la DBO₅ afluente hasta el grado

permitido por la disponibilidad de nitrato

$$(\Delta X_v/\Delta t)_{des} = Y_{n(des)} * Q * [DBO_L^0 + (R^1 + R^2) * DBO_L^2 - (1 + R^2 + R_1) * DBO_L^1] \quad (\text{ecuación 3})$$

en donde:

$(\Delta X_v/\Delta t)_{des}$: Tasa de producción de SSV por los microorganismos heterótrofos desnitrificantes kg

| | | |
|--|---|--|
| | SSV/d | |
| $Y_{n(des)}$: | Rendimiento neto de los microorganismos heterótrofos desnitrificantes | gSSV/gDBO _L |
| | $Y_{n(des)} = 0.706 * f_s$ | gSSV/gDBO _L |
| | $f_s = f_s^0 * (1 + (1 - f_d) * K_d * \theta_c) / (1 + K_d * \theta_c)$ | utilizar los parametros de los heterótrofos desnitrificantes |
| DBO _L ⁰ : | Concentración de la DBO _L que entra en el afluente | mg/l |
| d) Cantidad de nitratos (NO₃⁻) que sale del reactor aerobio: La cantidad de nitrato (NO ₃ ⁻) que sale del reactor aerobio es la diferencia entre el NTK que entra y sale de él (materia/tiempo), menos la cantidad de NH ₄ ⁺ sintetizada en biomasa. Así, la concentración de NO ₃ ⁻ que sale del reactor aeróbico se calcula mediante un balance de masa de N en el reactor | | |
| $NO_3^{-2} = 1/(Q + R^2 * Q + R^1 * Q) * [Q * (NTK^0 - NTK^2) - [(\Delta Xv/\Delta t)_{aer} + (\Delta Xv/\Delta t)_{nit} + (\Delta Xv/\Delta t)_{des}] * 0.10 \text{ gN/Gssv}$ (ecuación 4)] | | |
| en donde: | | |
| (NO ₃ ⁻) ² : | Concentración de NO ₃ ⁻ que sale del reactor aerobio | mg/l |
| NTK ⁰ : | Concentración de NTK que entra en el afluente | mg/l |
| La Ecuación (4) muestra que la concentración de NO ₃ ⁻ en el efluente se controla muy poderosamente por la relación de solución de mezcla reciclada, R ² . Para conseguir un NO ₃ ⁻ más bajo, debe aumentar R ² . | | |
| e) Concentración de DBO₅ que sale del reactor anóxico: El nitrato que vuelve a reciclarse al reactor anóxico controla cuanta DBO se elimina por desnitrificación | | |
| $DBO_L^1 = [DBO_L^0 + (R^1 + R^2) * DBO_L^2 - (R^2 + R^1) * (NO_3^{-2}) * (gDBO_L/gNO_3^{-})] / (1 + R^2 + R^1)$ (ecuación 5) | | |
| en donde: | | |
| gDBO _L /gNO ₃ ⁻ : | Relación de gDBO _L eliminada por gNO ₃ ⁻ consumida teorico | |
| Si la DBOL es negativa, la DBO del afluente es insuficiente para conseguir la desnitrificación total. Para conseguirla, hay que añadir más DBO, aumentando DBO _L para que la DBOL1 sea igual o mayor de 0. | | |
| Procedemos a reordenar el sistema de ecuaciones lineales (5x5) con el fin de resolverlo simultaneamente | | |
| Ecuación 1 | | |
| $(\Delta Xv/\Delta t)_{nit} + 0.124 * Y_{n(nit)} * (\Delta Xv/\Delta t)_{aer} + 0.124 * Y_{n(nit)} * (\Delta Xv/\Delta t)_{des} = Q * (NTK^0 - NTK^2) * Y_{n(nit)}$ $a_1 * (\Delta Xv/\Delta t)_{nit} + b_1 * (\Delta Xv/\Delta t)_{aer} + c_1 * (\Delta Xv/\Delta t)_{des} = f_1$ | | |
| Ecuación 2 | | |
| $(\Delta Xv/\Delta t)_{aer} - Y_{n(aer)} * Q * (1 + R^2 + R^1) * DBO_L^1 = -Y_{n(aer)} * Q * (1 + R^2 + R^1) * DBO_L^2 - b_2 * (\Delta Xv/\Delta t)_{aer} - e_2 * DBO_L^1 = -f_2$ | | |
| Ecuación 3 | | |
| $(\Delta Xv/\Delta t)_{des} + Y_{n(des)} * Q * (1 + R^2 + R^1) * DBO_L^1 = Y_{n(des)} * Q * (DBO_L^0 + (R^1 + R^2) * DBO_L^2) - c_3 * (\Delta Xv/\Delta t)_{des} + e_3 * DBO_L^1 = f_3$ | | |
| Ecuación 4 | | |
| $0.10/(Q(1 + R^2 + R^1)) * (\Delta Xv/\Delta t)_{nit} + 0.10/(Q(1 + R^2 + R^1)) * (\Delta Xv/\Delta t)_{aer} + 0.10/(Q(1 + R^2 + R^1)) * (\Delta Xv/\Delta t)_{des} + (NO_3^{-2}) = (NTK^0 - NTK^2)/(1 + R^1 + R^2)$ $a_4 * (\Delta Xv/\Delta t)_{nit} + b_4 * (\Delta Xv/\Delta t)_{aer} + c_4 * (\Delta Xv/\Delta t)_{des} + d_4 * (NO_3^{-2}) = f_4$ | | |
| Ecuación 5 | | |
| $(NO_3^{-2}) * (R^2 + R^1) * (gDBO_L/gNO_3^{-}) + DBO_L^1 * (1 + R^2 + R^1) = (DBO_L^0 + (R^1 + R^2) * DBO_L^2) - d_5 * (NO_3^{-2}) + e_5 * DBO_L^1 = f_5$ | | |

| | | |
|--|-------|------------------------|
| Adoptamos: | | |
| Q = | 0,058 | lps |
| R ¹ = | 0,25 | valores típicos |
| R ² = | 4,00 | valores típicos |
| DBO ₅ ^o = | 238,0 | mg DBO ₅ /l |
| DBO _L ^o = | 350,0 | mg DBO _L /l |
| DBO ₅ ² (soluble) = | 2,7 | mg DBO ₅ /l |
| DBO _L ² = | 4,0 | mg DBO _L /l |
| NTK ^o = | 41,6 | mg NTK/l |
| NTK ² = | 0,8 | mg NTK/l |
| NTK ¹ = | 8,6 | mg NTK/l |
| θ _{global} (TRS GLOBAL) = | 15,0 | días |
| grDBO ₅ /grNO ₃ - | 4,6 | |
| g DBO _L / g N-NO ₃ - = | 6,8 | 4,3 |

Calcular la porción de electrones (f_s) para la síntesis celular para los oxidantes de (NH₄⁺) y el rendimiento neto de los nitrificantes:

Parámetros cinéticos:

| | | |
|----------------------------------|--------|------------------------------------|
| f _s ^o = | 0,14 | |
| f _d = | 0,8 | |
| K _d _{NH4+} = | 0,1005 | d ⁻¹ |
| f _s = | 0,07 | |
| Y _{n(nit)} = | 0,23 | gSSV/gNH ₄ ⁺ |

Calcular la porción de electrones (f_s) para la síntesis celular y el rendimiento neto de los microorganismos heterótrofos aerobios:

Parámetros cinéticos:

| | | |
|---------------------------------|------|------------------------|
| f _s ^o = | 0,60 | |
| f _d = | 0,8 | |
| K _d _{DBO} = | 0,05 | d ⁻¹ |
| f _s = | 0,39 | |
| Y _{n(aer)} = | 0,28 | gSSV/gDBO _L |

Calcular la porción de electrones (f_s) para la síntesis celular y el rendimiento neto de los microorganismos heterótrofos desnitrif.:

Parámetros cinéticos:

| | | |
|---------------------------------|------|------------------------|
| f _s ^o = | 0,52 | |
| f _d = | 0,8 | |
| K _d _{des} = | 0,05 | d ⁻¹ |
| f _s = | 0,34 | |
| Y _{n(des)} = | 0,24 | gSSV/gDBO _L |

Procedemos a determinar los coeficientes y los terminos independientes del sistema de ecuaciones lineales

| | Ecuación 1 | | Ecuación 2 | |
|------------------|------------|--|------------------|----------|
| a ₁ = | 1 | | a ₂ = | 0 |
| b ₁ = | 0,023 | | b ₂ = | 1 |
| c ₁ = | 0,023 | | c ₂ = | 0 |
| d ₁ = | 0 | | d ₂ = | 0 |
| e ₁ = | 0 | | e ₂ = | -0,08 |
| f ₁ = | 0,5 | | f ₂ = | -0,34 |
| | | | | |
| | Ecuación 3 | | Ecuación 4 | |
| a ₃ = | 0 | | a ₄ = | 0,329143 |
| b ₃ = | 0 | | b ₄ = | 0,329143 |
| c ₃ = | 1 | | c ₄ = | 0,329143 |

| | | | |
|---------|------|---------|------|
| $d_3 =$ | 0 | $d_4 =$ | 1 |
| $e_3 =$ | 0,07 | $e_4 =$ | 0 |
| $f_3 =$ | 5,1 | $f_4 =$ | 7,76 |

Ecuación5

| | |
|---------|-------|
| $a_5 =$ | 0 |
| $b_5 =$ | 0 |
| $c_5 =$ | 0 |
| $d_5 =$ | 28,75 |
| $e_5 =$ | 5,25 |
| $f_5 =$ | 367,0 |

Resultados del sistema de ecuaciones lineales

| | | |
|---------------------------------|-------|-----------------------|
| $(\Delta X_v/\Delta t)_{nit} =$ | 0,42 | mgSSV/s |
| | 0,036 | KgSSV/día |
| $(\Delta X_v/\Delta t)_{aer} =$ | 2,84 | mgSSV/s |
| | 0,25 | KgSSV/día |
| $(\Delta X_v/\Delta t)_{des} =$ | 2,37 | mgSSV/s |
| | 0,20 | KgSSV/día |
| $(NO_3^-)_2 =$ | 5,9 | mgNO ₃ /l |
| $DBO_{L1} =$ | 37,5 | mgDBO _L /l |
| $DBO_5 =$ | 25,5 | mgDBO ₅ /l |

f) SSV inertes

$$(\Delta X_v/\Delta t)_{inertes} = Q * SSV_{inertes} * FC$$

Adoptamos:

| | | |
|-----------------------------------|-------|-------------------------------|
| $SSV_{inertes} =$ | 15,0 | mg SSV _{inertes} / l |
| $FC =$ | 0,001 | kg - l / mg - m ³ |
| $\Delta X_v/\Delta t_{inertes} =$ | 0,08 | kg SSV/d |

f) Determinar la cantidad total de SSV que debe abandonar el sistema

$$\Delta X_v/\Delta t_{total} = \Delta X_v/\Delta t_{H.A.} + \Delta X_v/\Delta t_{O.A.} + \Delta X_v/\Delta t_{O.N.} + \Delta X_v/\Delta t_{inertes} \quad \text{kg SSV/d}$$

$$\Delta X_v/\Delta t_{total} = 0,56 \quad \text{kg SSV/d}$$

□

10. Calcular el Volumen Total del Sistema y el tiempo de retención hidráulico total del sistema (TRH)

$$\text{Volumen Total del Sistema} = (\Theta_c / X) * (\Delta X_v/\Delta t_{total}) * FC \quad V_{ANOXICA} + V_{AEROBIA} + V_{SEDIMENTADOR}$$

Adoptamos:

| | | |
|------------------------------------|-------------|---|
| $\Theta_c =$ | 15,0 | días |
| $X =$ | 2.500 | mg SSVLM / l |
| $\Delta X_v/\Delta t_{total} =$ | 0,56 | kg SSV/d |
| $FC =$ | 1.000 | mg - m ³ / kg - l |
| volumen total del sistema = | 3,37 | m³ = V_{ANOXICA} + V_{AEROBIA} + V_{SEDIMENTADOR} |

$$\Theta_{global \text{ del sistema}} = (TRH) \quad \text{volumen total del sistema} / Q \quad \text{días}$$

$$\Theta_{global \text{ del sistema}} = (TRH) \quad 0,67 \quad \text{días}$$

$$\Theta_{global \text{ del sistema}} = (TRH) \quad 16,2 \quad \text{horas}$$

11. Estimar el Volumen del Sedimentador, Volumen del tanque aeróbico y el volumen del tanque anóxico

11.1 Volumen del sedimentador: el volumen del tanque de sedimentación se estimó basado en el flujo de sólidos y en la tasa de reboso

| | | |
|--|------|----------------|
| Volumen del sedimentador (calculado) = | 0,57 | m ³ |
| Volumen de la zona aerobia y zona anóxica = V_{ND} | 2,80 | m ³ |

11.2 Procedimiento de cálculo para el dimensionamiento de la zona aerobia y zona anóxica

a) Determinar la Relación de Recirculación Global

$$R = \frac{[NTK^0 - NTK_{lodo} - NTK^2] / (NO_3^-)^2 - 1}{}$$

R: Tasa de recirculación global (líquido mezcla + lodo recirculado)

Adoptamos:

| | | |
|--|------|-----------------------|
| NTK ⁰ = | 41,6 | mg NTK/l |
| NTK ² = | 0,8 | mg NTK/l |
| NTK _{lodo} = | 9,3 | |
| (NO ₃ ⁻) ² = | 5,9 | mgNO ₃ -/l |
| R = | 4,3 | |

Tasa de reciclado de la solución mezcla del tanque aerobio al tanque de reacción anóxico número 1 (R²) 4 Típico

Tasa de reciclado del lodo de purga del tanque de sedimentación al tanque anóxico número 1 (R¹) 0,25 Típico

b) Determinar el tiempo de retención de sólidos necesario para que se produzca la nitrificación

$$\theta^1 c = \theta^c / V_{aerobia}$$

en donde:

$\theta^1 c$: Tiempo de retención celular necesario para la nitrificación en sistemas de etapa única días

θ^c : (ver paso 3) Tiempo de retención celular necesario para la nitrificación en sistemas convencionales días

$V_{aerobia}$ = Fracción volúmica de la zona aerobia supuesta

Adoptamos:

θ^c = 10,2 días

$V_{aerobia}$ = (supuesto) 0,679

$\theta^1 c$ = 15,0 días

c) Determinar el tiempo de detención hidráulico aerobio global

Oxidación de la DBO₅

$$\theta_{aerobio} = \theta^1 c * Y_{DBO} * (DBO_5^0 - DBO_5^2) / X * [1 + K_{d_{DBO}} * f_{ssv} * \theta^1 c]$$

en donde:

$\theta_{aerobio}$: Tiempo de retención hidráulico aerobio global, días

$\theta^1 c$: Tiempo de retención celular necesario para la nitrificación en sistemas de etapa única días

Y_{DBO} : Coeficiente de crecimiento de microorganismos mg de SSV / mg de DBO₅

DBO₅⁰: Concentración de DBO₅ en el afluente del sistema mg DBO₅ / l

DBO₅²_{sol}: Concentración de DBO₅ soluble en el efluente del tanque de aireación mg DBO₅ / l

X: Concentración de SSVLM en el reactor mg/l

$K_{d_{DBO}}$: Constante de respiración d⁻¹

| | | | | |
|--|---|--|--|-------|
| | endógena | | | |
| f_{ssv} : | Fracción degradable de los SSVLM durante la aireación | | | |
| | | $f_{ssv} = f'_{ssv} / (1 + (1-f'_{ssv}) * k_{d_{DBO}} * \theta^c)$ | | |
| f'_{ssv} : | Fracción degradable inicial de los SSVLM durante la aireación | | (0,75 - 0,80) | |
| Adoptamos: | | | | |
| $\theta^c =$ | 15,0 | días | | |
| | | mg SSV/mg | | |
| $Y_{DBO} =$ | 0,6 | DBO5 | | |
| $DBO_5^0 =$ | 238,00 | mg/l | | |
| $DBO_5^2 =$ | 2,71 | mg/l | | |
| $X =$ | 2.500 | mg/l | | |
| $k_{d_{DBO}} =$ | 0,05 | d-1 | | |
| $f'_{ssv} =$ | 0,8 | | | |
| $f_{ssv} =$ | 0,70 | | | |
| $\theta_{aerobio} =$ | 0,56 | días | | |
| $\theta_{aerobio} =$ | 13,4 | horas | | |
| d) Determinar el tiempo de retención hidráulico en la zona anóxica | | | | |
| $\theta_{anoxico} =$ | $(1 - V_{aerobio}) * \theta_{aerobio}$ | días | | |
| $V_{aerobio} =$ | 0,679 | | | |
| $\theta_{aerobio} =$ | 0,56 | días | 13,4 | horas |
| $\theta_{anoxico} =$ | 0,179 | días | 4,30 | horas |
| e) Determinar el tiempo de retención celular en la zona anóxica necesario para la desnitrificación, TRC'_{DEN} | | | | |
| $\theta'_{DEN} =$ | $NO_3^-_{desnit} / (U'_{DN} * X)$ | | | |
| en donde: | | | | |
| θ'_{DEN} : | Tiempo de retención celular en la zona anóxica necesario para la desnitrificación | | | días |
| $NO_3^-_{desnit} =$ | Cantidad de nitrato a desnitrificar | | | |
| | $NO_3^-_{desnit} = [NTK^0 - NTK_{todo} - NTK^2 - NO_3^{-2}]$ | | | |
| donde, | | | | |
| NTK_{todo} : | la fracción de NTK usada para síntesis | | | |
| $NTK_{todo} =$ | $f_N * X * V_{N-D} / (\theta^c * Q)$ | mg N/l | | |
| donde, | | | | |
| f_N : | fracción de nitrógeno en los SSV | kg N/ kg SSV | | |
| V_{N-D} : | volumen de la zona aireada y anóxica | m ³ | | |
| Adoptamos: | | | | |
| $f_N =$ | 0,1 | kg N/ kg SSV | | |
| $X =$ | 2.500 | mg/l | | |
| $V_{N-D} =$ | 2,80 | m ³ | | |
| $\theta^c =$ | 15,0 | días | | |
| $Q =$ | 5,0 | m ³ /día | | |
| $FC =$ | 0,001 | kg - l / mg- m ³ | | |
| $NTK_{todo} =$ | 9,3 | mg/l | | |
| $U'_{DN} =$ | Velocidad de desnitrificación a la temperatura de operación del sistema | | kg de NO ₃ ⁻ /kg de SSVLM*días | |

| | | | |
|---|---|-------------------------------------|----------------------------------|
| $U'_{DN} =$ | $U_{DN} * 1.08^{(T-20)} * (1 - OD)$ | | |
| en donde: | | | |
| $U_{DN} =$ Tasa de desnitrificación específica (DBO5 como fuente de carbono), temperatura 20 °C | | 0,1008 | kg de NO_3^- /kg de SSVLM*días |
| $T =$ | Temperatura de operación del sistema | 18,0 | °C |
| $OD =$ | Oxígeno disuelto | 0,1 | mg / l |
| Adoptamos: | | | |
| $NTK^0 =$ | 41,6 | mg NTK/l | |
| $NTK^2 =$ | 0,8 | mg NTK/l | |
| $NTK_{igdo} =$ | 9,3 | mg NTK/l | |
| $NO_3^{-2} =$ | 5,9 | mg NO_3^- /l | |
| NO_3^{-} desnit = | 25,5 | mg N/l | |
| $U'_{DN} =$ | 0,057 | kg de NO_3^- / kg de SSVLM * días | |
| $X =$ | 2.500 | mg/l SSVLM | |
| $\theta'_{DEN} =$ | 0,179 | días | 4,29 horas |
| f) Determinar el volumen de la zona aerobia y anóxica | | | Fracción en el Reactor Biológico |
| Volumen del Tanque Aeróbico = | 1,90 | m^3 | 0,68 |
| Volumen del Tanque Anóxico = | 0,90 | m^3 | 0,32 |
| Volumen del Tanque Aeróbico (adoptado) = | | 2 m^3 | 0,67 |
| Volumen del Tanque Anóxico (adoptado) = | | 1 m^3 | 0,33 |
| 12. Determinar la cantidad total de oxígeno necesario mediante un balance de materia en estado estacionario en equivalentes de oxígeno | | | |
| a) Equivalentes de Oxígeno a la Entrada | | | |
| Equiv. de O_2 a la entrada = | $[Q * 1.30 * (DBO_L^0) + Q * NTK^0 * 4.57 + Q * SSV_{inertes} * 1.98] * FC$ | | |
| en donde: | | | |
| 1.30: | Factor de conversión para la demanda de O_2 (oxidación biológica de carbono) mg OD/mg DBO5 | | |
| 4.57: | Factor de conversión para la demanda de O_2 (primera etapa nitrificación) mg OD/mg NH_4^+ | | |
| 1.98: | Factor de conversión para la demanda de O_2 para los $SSV_{inertes}$ mg OD/mg $SSV_{inertes}$ | | |
| FC: | Factor de conversión mg/l a kg/m^3 | | |
| Adoptamos: | | | |
| $Q =$ | 5,0 | m^3/d | |
| $DBO_L^0 =$ | 350,0 | mg DBO_5/l | |
| $NTK^0 =$ | 41,6 | mg NH_4^+/l | |
| $SSV_{inertes} =$ | 15,0 | | |
| $FC =$ | 0,001 | $kg - l / mg - m^3$ | |
| Equiv. O_2 a la entrada = | 3,4 | $kg OD / d$ | |
| b) Equivalentes de Oxígeno por respiración endógena | | | |
| Equiv. de O_2 por respiración endógena = | $k_d * V_{TA} * X$ | | |
| en donde: | | | |
| k_d : | Parámetro de utilización de oxígeno utilizado en la respiración endógena, $kgO_2/res.$ | | |

| | | | |
|---|---|-----------------------------------|--|
| | end./kg SSVLM-d | | |
| $V_{T.A.}$: | Volumen del Tanque de Airación | m^3 | |
| X: | Concentración de SSVLM en el tanque de aireación, | mg SSV/l | |
| Adoptamos: | | | |
| $k_d =$ | 0,10 | kgO ₂ /Kg SSVLM-d | |
| $V_{T.A.} =$ | 3,0 | m^3 | |
| X = | 2500 | mg SSV/l | |
| Equiv. de O ₂ resp. endógena= | 0,8 | kg OD / d | |
| c) Equivalentes de Oxígeno solubles a la Salida | | | |
| Equiv. de O ₂ a la salida = | $Q * 1.30 * DBO_{L.sol}^2 + Q * NTK^2 * 4.57] * FC$ | | |
| Adoptamos: | | | |
| $DBO_{L.sol}^2 =$ (DBO _L soluble a la salida) | 4,0 | mg DBO _g /l | |
| $NTK^2 =$ (NTK a la salida) | 0,8 | mg NH ₄ +/l | |
| Equiv. de O ₂ a la salida = | 0,04 | kg OD / d | |
| d) Equivalentes de Oxígeno de sólidos en la salida | | | |
| Equiv. de O ₂ de SSV salida = | $1.98 * \Delta X_v / \Delta t_{total} + 4,57 * [(\Delta X_v / \Delta t)_{aer} + (\Delta X_v / \Delta t)_{nit} + (\Delta X_v / \Delta t)_{des}] * f_N$ | | |
| En donde: | | | |
| 1.98: | Factor de Conversión para la demanda de O ₂ para los SSV | kg OD/kgSSV | |
| f_N : | Contenido de Nitrógeno de los Sólidos Suspendidos Volátiles | mg N/mgSSV | |
| Adoptamos: | | | |
| $(\Delta X_v / \Delta t)_{total} =$ | 0,56 | kg SSV/d | |
| $(\Delta X_v / \Delta t)_{aer} =$ | 0,25 | kgSSV/día | |
| $(\Delta X_v / \Delta t)_{nit} =$ | 0,04 | kgSSV/día | |
| $(\Delta X_v / \Delta t)_{des} =$ | 0,20 | kgSSV/día | |
| $f_N =$ | 0,10 | | |
| Equiv. de O ₂ de SSV salida = | 1,33 | kg OD / d | |
| d) Equiv. de Oxígeno disponible de desnitrificación | | | |
| Equiv. de O ₂ desnitri = | $2,86 * (NO_3^-)^2 * (R^1 + R^2) * Q * FC$ | | |
| 2.86: | factor de conversión para la producción de oxígeno por desnitrificación | | |
| | kg O ₂ / kg NO ₃ ⁻ desn | | |
| $(NO_3^-)^2$: | concentración de nitrato en el efluente de la zona anóxica | | |
| Adoptamos: | | | |
| $(NO_3^-)^2 =$ | 5,9 | mgNO ₃ ⁻ /l | |
| $R^1 =$ | 0,25 | valores típicos | |
| $R^2 =$ | 4,0 | valores típicos | |
| Equiv. de O ₂ de desn. = | 0,4 | kg OD / d | |
| Demanda total de oxígeno = | 2,4 | kg de O₂ / día | |
| 13. Rata de transferencia standard de oxígeno (SOTR) | | | |

| | | | |
|--|--------------------|--------------|-----------------------|
| Relación de coeficientes totales de transferencia de oxígeno en agua residual y limpia | α | 0,85 | |
| Relación de concentración de saturación de oxígeno en agua residual y agua limpia | β | 0,95 | |
| Temperatura Standard | To | 20,00 | oC |
| Temperatura de proceso | T | 18,00 | oC |
| Temperatura del aire | Ta | 15,00 | oC |
| Altitud | H | 2.600,00 | msnm |
| Presión de aire a nivel del mar | Pa | 101,30 | kPa |
| Presión de aire a la altitud de proyecto | Pp | 73,30 | kPa |
| Presión de aire a la altitud de proyecto | Pp | 550,00 | mm de Hg |
| Concentración saturada de oxígeno disuelto en condiciones standard | Cs | 9,09 | mg/l |
| Concentración saturada de oxígeno disuelto en condiciones de proceso | Ct | 9,48 | mg/l |
| Concentración deseada de oxígeno disuelto durante la operación en el agua residual | C1 | 2,00 | mg/l |
| Coefficiente de corrección por temperatura | Θ | 1,024 | |
| Factor de corrección por máximo horario | K1 | 1,23 | |
| Tiempo de aireación por día | t | 24 | Horas/día |
| Requerimiento actual de oxígeno | AOR | 2,4 | kg O2/día |
| Rata standard de transferencia de oxígeno SOTR | | | |
| Factor de correc = $(1 / \alpha) * (Cs / (\beta * Ct - C1)) * \Theta^{(To-T)} * K1$ | | 1,97 | |
| SOTR = Factor de correc.* AOR * (1/t) | | 0,20 | kg O2/hora |
| | | 4,70 | kg O2/día |
| 14. Flujo de aire para el sist de oxidación biológ. + nitrificación | | | |
| Rata standard de transferencia de oxígeno SOTR | | 0,20 | kg O2/hora |
| Rata standard de transferencia de oxígeno por tanque SOTR | | 0,20 | kg O2/hora |
| Tipo de difusor (Disco o Tubular) | | Disco | |
| Flujo de aire por difusor (0.5 - 15.0 m3/hora) | | 3,50 | m3/hora |
| Profundidad de instalación de difusores | | 1.35 | m |
| SOTE (Eficacia de transferencia de oxigeno standard) | Disco | 9.32% | |
| SOTE (Eficacia de transferencia de oxigeno standard) | Tubular | 8.30% | |
| SOTE (Eficacia de transferencia de oxigeno standard) | | 9.32% | |
| Densidad del aire a condiciones de ambiente proyecto = ρa | | | |
| $\rho a = (1.293 / (1 + 0.00367 * Ta)) * (H / 760)$ | | 0,887 | kg/m3 |
| Rata standard de transferencia de oxígeno por tanque SOTR | | 0,22 | m3 de O2/hora |
| Volumen de oxigeno requerido O2] | SOTR / SOTE | 2.37 | m3 de O2/hora |
| Volumen de oxígeno por volumen de aire | O2 | 20,99 | |
| Volumen total requerido de aire | /20.99*100 | 11,3 | m3 de aire/h |
| Volumen total requerido de aire | | 271,1 | m3 de aire/día |
| 15. Cálculo de Compresores para el sistema de aeración piloto | | | |
| Son máquinas diseñadas para desplazar gases | | | |

De acuerdo con el valor de la relación de compresión, las máquinas que desplazan gases se clasifican como:

| | |
|--------------|-----------------------|
| Ventiladores | $P_2/P_1 < 1.1$ |
| Sopladores | $1.1 < P_2/P_1 < 3.0$ |
| Compresores | $P_2/P_1 > 3.0$ |

Para presiones bajas del orden de 0.7 kg/cm², 10 psi, 69 kPa, se usan sopladores

directos o de presión positiva que generalmente rotan a velocidad alta.

Para presiones altas es preferible utilizar compresores turbo

a.- En el aireador

| | | |
|---|-------------------|---------------------------------------|
| Caudal del soplador | 7 | CFM |
| | 0,19 | m ³ de aire/min |
| | 11,3 | m ³ de aire/hora |
| Número de difusores | 3 | Un |
| Suministro requerido de aire standard = Qa | 0,19 | m ³ de aire/ min |
| Temperatura ambiente T= | 15,00 | °C |
| | 288,00 | °Kelvin |
| Temperatura Standard = | | |
| To | 20 | °C |
| Altitud | 2600 | msnm |
| P1 = Presión de entrada | 73,3 | kPa |
| Pérdida de carga por difusor | 2,89 | kPa |
| Altura de instalación | 1,35 | m |
| Pérdida por cabeza de agua | 13,2435 | kPa |
| P2 = Presión de descarga | 89,43 | kPa |
| P2/P1 = | 1,22 | |
| Tipo de compresor = | Soplador | |
| Eficiencia del compresor | 53,00% | |
| ρ = Densidad del aire a condiciones de Proy.= | 0,887 | kg/m ³ |
| Caudal de aire requerido a T grados | $Q_a * T_t / T_o$ | con Tt y To en oK |
| Caudal de aire requerido a T grados | 0,19 | m ³ de aire/ min a T oC |
| | 6,53 | pies ³ de aire/ min a T oC |
| Caudal de aire requerido a T grados | 0,003 | m ³ de aire/ seg. a T oC |
| Caudal másico de aire = $W = Q_a * \rho$ | 0,0027 | kg aire/seg. |
| | 9,85 | kg de aire/h |
| La potencia requerida de un compresor para suministrar aire comprimido para difusión se calcula por la ecuación de compresión adiabática reversible de un gas ideal | | |
| $P = (W * R * T_1 / 8.41 * E) * ((P_2/P_1)^{0.283} - 1)$ | | |
| en donde | | |
| P = Potencia al freno o al eje del compresor en KW | | |
| W = Caudal másico de aire kg/s | 0,0027 | kg aire/seg. |
| T1 = Temperatura absoluta de entrada en °K | 288,00 | (273 oK = 0 °C) |
| R = Constante de los gases para aire = | 8,314 | kJ/k mol oK |
| P1 = Presión absoluta de entrada | 73,3 | kPa |

| | | |
|---|--|---------------------------------------|
| P2 = Presión absoluta de salida | 84,43 | kPa |
| $(n - 1 / n) = 0.283$ | 0,283 | |
| Con n = relación de los calores específicos del aire a presión y volúmen constantes. = 1.40 | | |
| E = Eficiencia fraccional de compresor | 53,00% | 070 - 0.90 |
| | $(1.293 / (1 + 0.00367 * T))^*$ | |
| ρ = Densidad del aire a T y H = | (H/76) | |
| T = Temperatura en oC | | |
| H = Presión en cm de Hg | | |
| Factor de seguridad | 1 | |
| Ps = Potencia al freno | (1 soplador por r. aerobio) | 0,0239 kw |
| (Un soplador por reactor aerobio) | | |
| Ps = Potencia al freno | 0,0320 | hp |
| Emec = Consumo de Energía Mecánica del Compresor | 0,57 | kw-h/día |
| 16. Calcular y comprobar si hay suficiente Alcalinidad (HCO₃⁻) para la ocurrencia del proceso de Nitrificación | | |
| 16.1 Alcalinidad (HCO₃⁻) aportado por el agua residual afluente | | |
| (Alcalinidad, HCO ₃ ⁻) _{afluente} | $[HCO_3^-]_{afluente} * Q * FC$ | kg HCO ₃ ⁻ /día |
| = | | |
| donde: | Carga de alcalinidad aportado por el afluente | |
| (Alcalinidad, HCO ₃ ⁻) _{afluente} : | kg/día | |
| [HCO ₃ ⁻] _{afluente} : | Concentración de alcalinidad en el afluente | mgHCO ₃ ⁻ /l |
| Q: | Caudal afluente | m ³ /día |
| FC: | Factor de conversión | mg/l a kg/m ³ |
| Adoptamos: | | |
| [HCO ₃ ⁻] _{afluente} = | 186,0 | mgHCO ₃ ⁻ /l |
| Q = | 5,0 | m ³ /día |
| FC = | 0,001 | kg - l / mg - m ³ |
| (Alcalinidad, HCO ₃ ⁻) _{afluente} | | |
| = | 0,9 | kg HCO ₃ ⁻ /día |
| 16.2 Alcalinidad (HCO₃⁻) generado en el proceso de desnitrificación (DEN) | | |
| (Alcalinidad, HCO ₃ ⁻) _{GEN.} | $[NO_3^-]_{CONSUMIDO} * [3.57 \text{ kg } (HCO_3^-)_{GENERADO} / \text{kg } (NO_3^-)_{CONSUMIDO}]$ | kg HCO ₃ ⁻ /día |
| DEN. = | | |
| donde: | Carga de alcalinidad generado en el proceso de desnitrificación | kg HCO ₃ ⁻ /día |
| (Alcalinidad, HCO ₃ ⁻) _{GEN.} | Nitrato consumido en la desnitrificación | |
| DEN.: | | |
| [NO ₃ ⁻] _{CONSUMIDO} : | kg NO ₃ ⁻ /día | |
| [NO ₃ ⁻] _{CONSUMIDO} = | $(NO_3^-)^2 * (R_1 + R_2) * Q * FC$ | kg NO ₃ ⁻ /día |
| 3.57 kg (HCO ₃ ⁻) _{GENERADO} / kg (NO ₃ ⁻) _{CONSUMIDO} : | Relación de masa de alcalinidad generada por nitrato consumido | |
| Adoptamos: | | |
| R ¹ = | 0,3 | mg NTK/l |
| R ² = | 4,0 | mg NTK/l |
| (NO ₃ ⁻) ² = | 5,9 | mgNO ₃ ⁻ /l |
| Q = | 5,0 | m ³ /día |
| FC = | 0,001 | kg - l / mg - m ³ |

| | | |
|--|---|--|
| $[\text{NO}_3^-]_{\text{CONSUMIDO}} =$ | 0,13 | kgNO ₃ ⁻ /día |
| $(\text{Alcalinidad, HCO}_3^-)_{\text{GEN.}}$ | | |
| DEN. = | 0,45 | kg HCO ₃ ⁻ /día |
| 16.3 Alcalinidad (HCO₃⁻) requerida en el proceso de nitrificación (NIT) | | |
| $(\text{Alcalinidad, HCO}_3^-)_{\text{CONS.}}$ | $[\text{NTK}]_{\text{NITRIFICADA}} * [7.14 \text{ kg (HCO}_3^-)_{\text{CONSUMIDO}} / \text{kg (NTK)}_{\text{NITRIFICADA}}]$ | kg HCO ₃ ⁻ /día |
| NIT. = | | |
| donde: | | |
| $(\text{Alcalinidad, HCO}_3^-)_{\text{CONS.}}$ | Carga de alcalinidad requerida en el proceso de desnitrificación | kg HCO ₃ ⁻ /día |
| NIT. = | | |
| $[\text{NTK}]_{\text{NITRIFICADO}}$ | NTK nitrificado | kg NTK/día |
| | $[\text{NTK}^0 - \text{NTK}_{\text{gdo}} - \text{NTK}^2] * Q * \text{FC}$ | |
| $[\text{NTK}]_{\text{NITRIFICADO}} =$ | | kg NTK/día |
| 7.14 kg (HCO ₃ ⁻) _{REQUERIDO} / kg (NTK) _{NITRIFICADO} : Relación de masa de alcalinidad requerida por NTK nitrificado | | |
| Adoptamos: | | |
| NTK ⁰ = | 41,6 | mg NTK/l |
| NTK _{gdo} = | 9,3 | mg NTK/l |
| NTK ² = | 0,8 | mg NTK/l |
| $[\text{NTK}]_{\text{NITRIFICADO}} =$ | 0,16 | kg NTK/día |
| $(\text{Alcalinidad, HCO}_3^-)_{\text{CONS.}}$ | | |
| NIT. = | 1,12 | kg HCO ₃ ⁻ /día |
| OFERTA DE ALCALINIDAD = | $(\text{Alcalinidad, HCO}_3^-)_{\text{afuente}} + (\text{Alcalinidad, HCO}_3^-)_{\text{GEN.}}$ | 1,4 kg HCO ₃ ⁻ /día |
| DEN. = | | |
| DEMANDA DE ALCALINIDAD = | $(\text{Alcalinidad, HCO}_3^-)_{\text{CONS. NIT.}}$ | 1,1 kg HCO ₃ ⁻ /día |
| Nota: de acuerdo al balance de masa no existe problema por la alcalinidad requerida en el proceso de Nitrificación ya que la oferta de alcalinidad es mayor que la demanda | | |
| 17. Calcular las relaciones [DBO₅/NO₃⁻]_{DEN} y [DBO₅/NTK]_{NIT} | | |
| 17.1 Cálculo de la relación [DBO₅/NO₃⁻]_{DEN} en el afluente del sistema de Desnitrificación | | |
| $[\text{DBO}_5/\text{NO}_3^-]_{\text{AFL. DEN}}$ | $(\text{DBO}_5)_{\text{AFL. DEN}} / (\text{NO}_3^-)_{\text{AFL. DEN.}}$ | kg DBO ₅ /kg NO ₃ ⁻ |
| = | | |
| donde: | | |
| $[\text{DBO}_5/\text{NO}_3^-]_{\text{AFL. DEN.}}$ | Relación de masa DBO ₅ a NO ₃ ⁻ en la entrada del proceso de desnitrificación | |
| $(\text{DBO}_5)_{\text{AFL. DEN.}}$ | DBO ₅ en el afluente del proceso de desnitrificación | kg DBO ₅ /día |
| $(\text{DBO}_5)_{\text{AFL. DEN}} =$ | $[Q * \text{DBO}_5^0 + Q * R^2 * \text{DBO}_5^2 + Q * R^1 * \text{DBO}_5^2] * \text{FC}$ | kg DBO ₅ /día |
| $(\text{NO}_3^-)_{\text{AFL. DEN.}}$ | NO ₃ ⁻ en el afluente del proceso de desnitrific. | kg NO ₃ ⁻ /día |
| $(\text{NO}_3^-)_{\text{AFL. DEN.}} =$ | $[Q * R^2 * (\text{NO}_3^-)^2 + Q * R^1 * (\text{NO}_3^-)^2] * \text{FC}$ | kg NO ₃ ⁻ /día |
| Adoptamos: | | |
| Q = | 5,0 | m ³ /día |
| R ¹ = | 0,25 | valores típicos |
| R ² = | 4,00 | valores típicos |
| DBO ₅ ⁰ = | 238,0 | mg DBO ₅ /l |
| DBO ₅ ² = | 4,8 | mg DBO ₅ /l |
| (NO ₃ ⁻) ² = | 5,9 | mgNO ₃ ⁻ /l |
| FC = | 0,001 | kg - l / mg - m ³ |
| $(\text{DBO}_5)_{\text{AFL. DEN}} =$ | 1,3 | kg DBO ₅ /día |

| | | |
|--|--|--|
| $(NO_3^-)_{AFL.DEN.} =$ | 0,13 | kg NO ₃ /día |
| $[DBO_5/NO_3^-]_{AFL.DEN.} =$ | 10,3 | kg DBO ₅ /kg NO ₃ ⁻ |
| 17.2 Cálculo de la relación $[DBO_5/NTK]_{NIT}$ en el afluente del sistema de Nitrificación | | |
| $[DBO_5/NTK]_{AFL.NIT.} =$ | $(DBO_5)^1_{AFL.NIT.} / (NTK)^1_{AFL.NIT.}$ | kg DBO ₅ /kg NTK |
| donde: | | |
| $[DBO_5/NTK]_{AFL.NIT.}$: | Relación de masa DBO ₅ a NTK en la entrada del proceso de nitrificación | |
| $(DBO_5)^1_{AFL.NIT.}$: | DBO ₅ en el afluente del proceso de nitrificación | kg DBO ₅ /día |
| $(DBO_5)^1_{AFL.NTK} =$ | $[Q * (1 + R^2 + R^1) * DBO_5^1] * FC$ | kg DBO ₅ /día |
| DBO_5^1 : | Concentración DBO ₅ a la salida del proceso de desnitrificación | |
| $(NTK)^1_{AFL.DEN.}$: | NTK en el afluente del proceso de nitrificación | kg NTK/día |
| $(NTK)^1_{AFL.NIT.} =$ | $[Q * (1 + R^2 + R^1) * NTK^1] * FC$ | kg NTK/día |
| NTK^1 : | kg NTK/día | |
| Adoptamos: | kg DBO ₅ /kg NTK | |
| $DBO_5^1 =$ | 25,5 | mg DBO ₅ /l |
| $NTK^1 =$ | 8,6 | mg NTK/l |
| $(DBO_5)^1_{AFL.NTK} =$ | 0,7 | kg DBO ₅ /día |
| $(NTK)^1_{AFL.NIT.} =$ | 0,23 | |
| $[DBO_5/NTK]_{AFL.NIT.} =$ | 3,0 | |
| 18. Determinar la cantidad de lodo a purgar diariamente | | |
| a) Determinar la masa sólidos en base a los sólidos totales en suspensión | | |
| $STS =$ | $\Delta X_v / \Delta t_{total} / fd$ | |
| $STS =$ | 0,7 | kg STS/ día |
| b) Determinar la cantidad de lodo a purgar diariamente | | |
| Incremento de SSLM (STS) - SS perdidos en el efluente (Q * SST _{efluente}) | | |
| Lodo a purgar diariamente = | | |
| Lodo a purgar diariamente = | 0,69 | kg STS/ día |
| 19. Determinar la concentración de lodo de la corriente de extracción (X_r^v), la tasa de purgado (R^w), la capacidad de la bomba de lodos y los caudales de recirculación de lodo activado y de licor mezclado | | |
| a) Concentración de lodo de purga | | |
| $X_{v,r} =$ | $[(1 + R^1 * (\theta_{global del sistema} / \theta_c)) / R^1] * X$ | |
| en donde: | | |
| $X_{v,r}$: | Concentración de SSV en el lodo recirculado (valores típicos 8000 - 12000 mg/l) | |
| R^1 : | Tasa de rec. del lodo de purga | |
| X : | SSVLM en todo el sistema | mg/l |
| $\theta_{global del sistema} =$ | Tiempo de retención hidráulico en todo el sistema | día |
| (TRH) | | |
| θ_c : | Tiempo de retención celular en el sistema | día |

Adoptamos:

| | | |
|--|----------------|-------------|
| $R^1 =$ | 0,25 | |
| $X =$ | 2.500 | mg/l |
| $\theta_{\text{global del sistema}} =$ | | |
| (TRH) | 0,67 | días |
| $\theta_c =$ | 15,0 | días |
| $X_v^r =$ | 10112,2 | mg/l |
| $X_v^r =$ (valor adoptado) | 10000,0 | mg/l |

b) Tasa de purgado de lodo

| | | |
|---------|---|--------------------------|
| $R^w =$ | $(\theta_{\text{global del sistema}} / \theta_c) * (X/X_v^r)$ | |
| $R^w =$ | 0,011 | |
| $Q^w =$ | $R^w * Q$ | |
| $Q^w =$ | Caudal de purgado de lodo | |
| $Q^w =$ | 0,0006 | lps |
| $Q^w =$ | 0,06 | m³/día |

c) Capacidad de la bomba de lodos

a.- Por recirculación de lodos al reactor anóxico

En plantas de grandes dimensiones se suele disponer una capacidad de bombeo variable entre el 50 y el 150

% del caudal medio de agua residual.

| | | | |
|----------------------|-------------|---------------------------|--|
| Presión de salida | 1,00 | m | |
| Diferencia de altura | | m | |
| Pérdidas en tubería | | m | |
| $H =$ | 1,00 | m | |
| $Q_{\text{bomba}} =$ | 0,31 | m³/hora | |

b.- Por recirculación de exceso de lodos al sedimentador primario

| | | | |
|----------------------|--|-------------|--------------------------|
| Presión de salida | 1,00 | m | |
| Diferencia de altura | | m | |
| Pérdidas en tubería | | m | |
| $H =$ | 1,00 | m | |
| $Q_{\text{bomba}} =$ | $\frac{\Delta X_v / \Delta t_{\text{total}}}{(X_{\text{sol.sed}} / 1000)}$ | 0,06 | m³/día |

d) Caudal de recirculación de lodo

$$Q^R = Q * R^1$$

donde:

| | |
|---------|----------------------------------|
| Q^R : | Caudal de recirculación de lodo, |
| | lps |
| Q : | Caudal de diseño, lps |
| R^1 : | Tasa de reci. lodo de purga |

Adoptamos:

| | | |
|---------|------------|--------------------------|
| $Q =$ | 0,1 | lps |
| $R^1 =$ | 0,25 | |
| $Q^R =$ | 0,01 | lps |
| $Q^R =$ | 1,3 | m³/día |

e) Caudal de recirculación del licor mezclado

$$Q^{LM} = Q * R^2$$

donde:

| | | | | |
|---|--|--------------------|-----------------|-----------|
| Q^{LM} : | Caudal de recirculación de licor mezclado, lps | | | |
| Q: | Caudal de diseño, lps | | | |
| R^2 : | Tasa de recirculación del líquido mezcla | | | |
| Adoptamos: | | | | |
| Q = | 0,1 | lps | | |
| R^2 = | 4,0 | | | |
| Q^{LM} = | 0,2 | lps | | |
| Q^{LM} = | 20,0 | $m^3/día$ | | |
| f) Caudal efluente del agua residual tratada | | | | |
| $Q^{EFLUENTE}$ = | $Q - Q^W$ | | | |
| $Q^{EFLUENTE}$ = | 0,057 | lps | | |
| 20. Comprobar la relación alimento / microorganismos (F/M) y el factor de carga volumétrica | | | | |
| Relación F/M = | $S^0 / (Trh * X)$ | 0,17 | d^{-1} | VERDADERO |
| Carga volumétrica = | $S^0 * Q / (V * 1000)$ | 0,60 | $kgDBO/m^3-día$ | VERDADERO |
| 21. Calcular la Cantidad de N desnitrificado a gas N_2 | | | | |
| $\Delta N_2 / \Delta t =$ | $Q [(R^2 + R^1)(NO_3^-)^2 / (g NO_3^-/g DBO_L)] \cdot (g N_2/g DBO_L)$ | | | |
| en donde: | | | | |
| $\Delta N_2 / \Delta t$: | Nitrógeno desnitrificado a Gas N_2 | mg/s | | |
| Q: | Caudal de diseño | lps | | |
| R^1 : | Tasa de reciclado de lodo | | | |
| R^2 : | Tasa de reciclado de solución | mezcla | | |
| NO_3^{-2} : | Concentración de NO_3^- que sale del reactor aerobio | mg/l | | |
| g $NO_3^-/g DBO_L$: | Relación de g NO_3^- eliminado por g DBO_L consumida | | | |
| g $N_2/g DBO_L$: | Relación de g N_2 producido por DBO_L consumida | | | |
| Adoptamos: | | | | |
| Q = | 0,1 | lps | | |
| R^1 = | 0,25 | | | |
| R^2 = | 4 | | | |
| NO_3^{-2} = | 5,9 | mg NO_3^-/l | | |
| g $NO_3^-/g DBO_L$ = | 0,15 | g $NO_3^-/g DBO_L$ | | |
| g $N_2/g DBO_L$ = | 0,23 | g $N_2 / g DBO_L$ | | |
| $\Delta N_2 / \Delta t =$ | 2,3 | mg N_2/s | | |
| $\Delta N_2 / \Delta t =$ | 0,20 | kg $N_2/ día$ | | |
| 22. Producción de lodos por el sistema de lodos activados con eliminación biológica de nitrógeno | | | | |
| $\Delta X_v / \Delta t_{total} =$ | 0,56 | kg SSV/d | | |
| Peso Seco, $Ps_2 =$ | $0.4 * 0.8 * Co$ | | | |
| Peso Seco, $Ps_2 =$ | 0,18 | kg/día | | |
| Volumen de lodos = Vl_3 | | | | |
| Peso unitario del agua, $Pw =$ | 1.000 | kg/m ³ | | |
| Porcentaje de sólidos, = | 2,50 | % | | |

| | | |
|----------------------------|------------------|--------|
| Volumen de lodos, V13 = | $P_s2/(P_w2*S2)$ | |
| Volumen de lodos, V13 = | 0,01 | m3/día |

DIMENSIONAMIENTO DE LA PLANTA PILOTO N° 2

| Diseño del Reactor UASB | | |
|--------------------------------------|---|--------------|
| <u>Cuadro de Cálculo:</u> | | |
| Parámetros de Diseño | Caudal de diseño Q_d (l/s) = | 0,058 |
| | Caudal de diseño Q_d (m ³ /día) = | 5 |
| | Temperatura promedio del agua T (°C) = | 18 |
| | Tiempo de retención hidráulica TRH (h) = | 9 |
| Dimensiones del Reactor | Volumen útil del reactor V_u (m³) = | 1,81 |
| | Altura del reactor H_r (m) = | 1,30 |
| | Borde libre BL (m) = | 0,05 |
| | Altura útil del reactor H_u (m) = | 1,25 |
| | Área sección transversal del reactor A_t (m ²) = | 1,45 |
| | Diámetro interno del reactor D_i (m) = | 1,36 |
| | Velocidad ascensional del flujo V_a (m/h) = | 0,14 |
| | | |
| Dimensiones del Separador GSL | Diámetro interno del reactor D_i (m) = | 1,36 |
| | Diámetro inferior de la campana D_{ic} (m) = | 1,335 |
| | Abertura reactor - separador A_{r-s} (m) = | 0,012 |
| | Abertura reactor - separador A_{r-s} (m) = | 0,055 |
| | Diámetro inferior de la campana D_{ic} (m) = | 1,25 |
| | Velocidad ascensional del flujo en la abertura reactor - separador V_{aa} (m/h) = | 0,92 |
| | Diámetro superior de la campana D_{sc} (m) = | 0,3000 |
| | Ángulo de inclinación de la campana β (°) = | 54 |
| | Altura de la campana H_c (m) = | 0,65 |
| | | |

Valores Recomendados:

$H_{u\text{máx}}$ (m) = 6,00

$H_{u\text{óptima}}$ (m) = 4,00 - 4,80

OK! $V_{a\text{máx}}$ (m/h) = 1,00

Valores Recomendados:

OK! $V_{aa\text{máx}}$ (m/h) = 6,00

OK! $V_{aa\text{prom}}$ (m/h) = 4,00

OK! $\beta_{\text{máx}}$ (°) = 60

Valores Recomendados:

| | | | | | | | | |
|---|---|--------------|-----|--|----------------------------|-----|--------------------------------------|-------------|
| Dimensiones del Deflector de Gases | Diámetro perimetral del deflector D_{pd} (m) = | 1,36 | OK! | $T_{d-c \text{ mín}} \text{ (m)} =$ $T_{d-c \text{ mín}} \text{ (m)} =$ | 0,15 0,20 | | | |
| | Diámetro interno del deflector $D_{id} f(V_{a \text{ máx}})$ (m) = | 0,30 | | | | | | |
| | Ancho del deflector (A_d) (m) = | 0,53 | | | | | | |
| | Traslape deflector - campana T_{d-c} (m) = | 0,48 | | | | | | |
| | Traslape deflector - campana T_{d-c} (m) = | 0,195 | | | | | | |
| | Diámetro interno del deflector $D_{id} f(T_{d-c \text{ mín}})$ (m) = | 0,86 | | | | | | |
| | Diámetro interno del deflector D_{id} (m) = | 0,86 | | | | | | |
| | Ancho del deflector (A_d) (m) = | 0,25 | | | | | | |
| | Traslape deflector - campana T_{d-c} (m) = | 0,195 | | | | | | |
| | Velocidad ascensional del flujo en el deflector de gases V_{ad} (m/h) = | 0,36 | | | | OK! | $V_{ad \text{ máx}} \text{ (m/h)} =$ | 3,00 |
| | Ángulo de inclinación interno del deflector β (°) = | 59 | | | | OK! | $\alpha_{\text{máx}} \text{ (°)} =$ | 63 |
| | Altura del deflector H_d (m) = | 0,30 | | | | | $\alpha_{\text{mín}} \text{ (°)} =$ | 55 |

| Diseño del Reactor UASB | | |
|--------------------------------------|---|-------|
| Cuadro Resumen: | | |
| Parámetros de Diseño | Caudal de diseño Q_d (l/s) = | 0,058 |
| | Caudal de diseño Q_d (m ³ /día) = | 5 |
| | Temperatura promedio del agua T (°C) = | 18 |
| | Tiempo de retención hidráulica TRH (h) = | 9 |
| | | |
| Dimensiones del Reactor | Volumen útil del reactor V_u (m ³) = | 1,81 |
| | Altura del reactor H_r (m) = | 1,30 |
| | Borde libre BL (m) = | 0,05 |
| | Altura útil del reactor H_u (m) = | 1,25 |
| | Diámetro interno del reactor D_i (m) = | 1,36 |
| | Velocidad ascensional del flujo V_a (m/h) = | 0,14 |
| Dimensiones del Separador GSL | Abertura reactor - separador A_{r-s} (m) = | 0,055 |
| | Diámetro inferior de la campana D_{ic} (m) = | 1,25 |
| | Velocidad ascensional del flujo en la abertura reactor - separador V_{aa} (m/h) = | 0,92 |
| | Diámetro superior de la campana D_{sc} (m) = | 0,30 |

| | | |
|------------------------------------|---|-------|
| | Ángulo de inclinación de la campana β (°) = | 54 |
| | Altura de la campana H_c (m) = | 0,65 |
| Dimensiones del Deflector de Gases | Diámetro perimetral del deflector D_{pd} (m) = | 1,36 |
| | Diámetro interno del deflector D_{id} (m) = | 0,86 |
| | Ancho del deflector (A_d) (m) = | 0,25 |
| | Traslape deflector - campana T_{d-c} (m) = | 0,195 |
| | Velocidad ascensional del flujo en el deflector de gases V_{ad} (m/h) = | 0,36 |
| | Ángulo de inclinación interno del deflector β (°) = | 59 |
| | Altura del deflector H_d (m) = | 0,30 |

| DIMENSIONAMIENTO DEL REACTOR BIOLÓGICO DE LA PLANTA PILOTO N° 2 | | | |
|--|--|--------------|----------------------|
| 1. Parámetros básicos generales | | | |
| Altura sobre el nivel del mar | | 2600 | msnm |
| Temperatura de Operación del Sistema = T | | 238,0 | ° C |
| Q = Caudal de diseño del sistema piloto de aireación | | 0,058 | lps |
| | | 0,21 | m ³ /hora |
| | | 5 | m ³ /día |
| Tasa de reciclado del lodo de purga del tanque de sedimentación al tanque aeróbico (R) | | 0,5 | Típico |
| 2. Características del afluente | | | |
| Demanda Bioquímica de Oxígeno | DBO ₅ ^o | 280 | mg/l |
| Demanda Química de Oxígeno | DQO ^o | 549 | mg/l |
| Sólidos suspendidos totales | SST ^o | 233 | mg/l |
| Sólidos suspendidos volátiles | SSV ^o | 160 | mg/l |
| Fracción volátil de sólidos suspendidos | | 68,67% | |
| Nitrógeno Total de Kjeldah | NTK ^o | 42 | mg/l |
| Nitrógeno Orgánico | N _{org} ^o | 14 | mg/l |
| Nitrogeno Amoniacal | NH ₄ ^{+o} | 28 | mg/l |
| Nitrato | NO ₃ ⁻ | 0,0 | mg/l |
| Nitrógeno Total | Ntotal = NTK + NO ₃ ⁻ + NO ₂ ⁻ | 28,0 | mg/l |
| Fosfóro Total | Ptotal | 5,6 | mg/l |
| Patógenos | | | |
| Coliformes Fecales | CF | 43.000.000 | NMP/100 ml |
| Coliformes Totales | CT | 460.000.00 | NMP/100 ml |
| | | 0 | ml |
| 3. Características de los sólidos en las diferentes etapas del proceso | | | |
| Sólidos secos de los Lodos Digeridos Anaerobiamente | 8% | Típico | |
| Sólidos secos de los Lodos Activo | 1,25% | Típico | |
| Sólidos secos de los Lodos Espesados (UASB + lodo | 8% | Típico | |

| | | | | |
|---|-------------------------------|----------------------------|-----------------------|---------------------|
| activo) | | | | |
| Sólidos secos de los Lodos Digeridos (UASB + lodo activo) | 4% | Típico | | |
| Sólidos secos de los Lodos Deshidratados | 22% | Típico | | |
| 4. Constituyentes de entrada a Planta en valores máxicos diarios | | | | |
| a.- Total Afluente_Agua Cruda | | | | |
| Caudal Afluente Agua Cruda | | | 5,0 | m ³ /día |
| Demanda bioquímica de oxígeno | DBO ₅ ^o | | 1,4 | kg/día |
| Demanda Química de Oxígeno | DQO ^o | | 2,7 | kg/día |
| Sólidos suspendidos totales | SST ^o | | 1,2 | kg/día |
| Sólidos suspendidos volátiles | SSV ^o | | 0,8 | kg/día |
| Nitrógeno Total de Kjeldah | NTK ^o | | 0,2 | kg/día |
| Nitrógeno Orgánico | N _{org} ^o | | 0,07 | kg/día |
| Nitrogeno Amoniacal | NH ₄ ^{+o} | | 0,14 | kg/día |
| Nitrato | NO ₃ ⁻ | | 0,0 | kg/día |
| Fosfóro Total | Ptotal | | 0,0 | kg/día |
| c.-Recator UASB | | | | |
| Constituyentes de entrada a los reactores UASB | | | | |
| Caudal de entrada al sistema UASB (agua cruda + caudal recirculado) | | | 5 | m ³ /día |
| Demanda bioquímica de oxígeno | DBO ₅ | | 1,4 | kg/día |
| Demanda Química de Oxígeno | DQO ^o | | 2,7 | kg/día |
| Sólidos suspendidos totales | SST | | 1,2 | kg/día |
| Sólidos suspendidos volátiles | SSV | | 0,80 | kg/día |
| Nitrógeno Orgánico | N _{org} ^o | | 0,07 | kg/día |
| Nitrogeno Amoniacal | NH ₄ ^{+o} | | 0,14 | kg/día |
| Nitrógeno Total de Kjeldah | NTK ^o | | 0,21 | kg/día |
| Nitrato | NO ₃ ⁻ | | 0,0 | kg/día |
| Fosfóro Total | Ptotal | | 0,0 | kg/día |
| 5. Características del efluente de los reactores UASB | | | | |
| Parámetros de Funcionamiento | | Eficiencias Típicas | Conc. Efluente | |
| Demanda bioquímica de oxígeno | DBO ₅ ¹ | 40,0% | 168,0 | mg/l |
| Demanda Química de Oxígeno | DQO ^o | 40,0% | 329,4 | mg/l |
| Sólidos suspendidos totales | SST ¹ | 40,0% | 139,8 | mg/l |
| Sólidos suspendidos Volátiles | SSV ¹ (70% SST) | | 97,9 | mg/l |
| Nitrógeno Orgánico | N _{org} ¹ | 70,0% | 4,2 | mg/l |
| Nitrogeno Amoniacal | NH ₄ ⁺¹ | | 30,5 | mg/l |
| Nitrógeno Total de Kjeldah | NTK ^o | 17,5% | 34,7 | mg/l |
| Nitrato | NO ₃ ⁻ | | 0,0 | mg/l |
| Fosfóro Total | Ptotal | 15,0% | 4,8 | mg/l |
| Coliformes Fecales | CF | 50,0% | 21.500.000 | NMP/100 ml |
| Coliformes Totales | CT | 50,0% | 230.000.000 | NMP/100 ml |
| | | | 0 | |
| a.- Valores Máxicos Diarios en el Efluente del UASB | | | | |
| DBO ₅ eliminada en el UASB | | | 0,56 | kg/día |
| DBO ₅ a la salida del UASB | DBO ₅ ¹ | | 0,84 | kg/día |
| DQO eliminada en el UASB | | | 1,10 | kg/día |
| DQO a la salida del UASB | DQO ¹ | | 1,65 | kg/día |

| | | | |
|---|---|--------|---------------------|
| SST eliminados en el UASB | | 0,47 | kg/día |
| SST a la salida del UASB | SST ¹ | 0,70 | kg/día |
| N _{org} eliminado en el UASB | | 0,05 | kg/día |
| N _{org} a la salida el UASB | N _{org} ¹ | 0,02 | kg/día |
| NH ₄ ⁺ eliminado en el UASB | | 0,0 | kg/día |
| NH ₄ ⁺ a la salida del UASB | NH ₄ ⁺ ¹ | 0,15 | kg/día |
| NTK eliminado en el en el UASB | | 0,04 | kg/día |
| NTK a la salida del UASB | NTK ¹ | 0,17 | kg/día |
| NO ₃ ⁻ eliminado en el UASB | | 0,00 | kg/día |
| NO ₃ ⁻ a la salida del UASB | NO ₃ ⁻¹ | 0,00 | kg/día |
| Ptotal eliminado en el UASB | | 0,00 | kg/día |
| Ptotal a la salida UASB | Ptotal ¹ | 0,02 | kg/día |
| b.- Producción de Lodos del Reactor UASB que debe Purgarse | | | |
| Determinar la fracción volátil del lodo del UASB | | | |
| Fracción volátil de sólidos suspendidos antes del UASB | | 68,67% | Calculado |
| Fracción volátil de sólidos suspendidos del efluente del UASB | | 75% | Típico |
| SSV en el afluente del UASB | SSV ^M | 0,80 | kg/día |
| SSV en el efluente del UASB | SSV ¹ | 104,9 | mg/l |
| SSV en el efluente del UASB | SSV ¹ | 0,52 | kg/día |
| SSV en el Lodo del UASB | SSV | 0,28 | kg/día |
| Fracción Volátil en el Lodo del UASB | | 59,2% | |
| Determinar el volumen de lodo que debe purgarse | | | |
| Producción de lodos que debe purgarse en base a los SST | | 0,47 | kgs/día |
| Cálculo de la Densidad Relativa del lodo del UASB | | | |
| Densidad del agua | ρ | 1.000 | kg/m ³ |
| Fracción de sólidos fijos en totales en el lodo | Pf | 40,83% | |
| Fracción de SSV en totales en el lodo | Pv | 59,17% | |
| Porcentaje de sólidos secos en lodos | Ps | 4% | |
| Porcentaje de agua en lodos | Pa | 96% | |
| Densidad relativa de sólidos fijos | Sf | 2,5 | Típico |
| Densidad relativa de sólidos volátiles | Sv | 1 | Típico |
| Densidad relativa de los sólidos | $Ss = 1 / (Pf/sf + Pv/Sv)$ | 1,32 | |
| Densidad relativa del agua | Sa | 1 | |
| Densidad relativa del lodo del UASB | $Sl = 1 / (Ps/Ss + Pa/Sa)$ | 1,03 | |
| Volumen de lodos que debe purgarse (SST) | $VI = Ms / (\rho * Sl * Ps)$ | 0,011 | m ³ /día |
| Caudal hacia el tanque de almacenamiento de lodos | | 0,011 | m ³ /día |
| SST hacia el tanque de almacenamiento de lodos | | 0,47 | kg/día |
| b.- Estimación de la producción de Biogás en el Reactor UASB | | | |
| Volumen de metano producido en condiciones estándar (0 °C y 1 atm) | | | |
| Volumen de metano = | $V_{CH_4} = (0,3516)\{Q * (S^o - S)*(1/1000) - 1,42 * Px\}$ | | m ³ /día |
| Volumen de biogás (70% de CH ₄) = | $V_{CH_4} / 0,70$ | | m ³ /día |

donde,

V_{CH_4} : Volumen de metano producido en condiciones estándar (0 °C y 1 atm) m³/día

0,3516: factor de conversión teórico para la cantidad de metano producido por la conversión completa de un kg de DBOL a metano y dióxido de carbono, m³ CH₄/kg DBO oxidado

Q: caudal afluente, m³/día

So: DBO_L última del afluente, mg/l DBO₅^{aff}/0.68

S: DBO_L última del efluente, mg/l DBO₅^{eff}/0.68

1,42: factor de conversión kg DBO_L / kg SSV

Px: masa neta de tejido celular producida diariamente, kg SSV/día

$$Px = Y\{(So - S) * (Q) * (1/1000)\} / (1 + Kd * \Theta c) \quad \text{kg SSV/día}$$

donde,

Y: coeficiente de producción, kg SSV/kg DBO_L

Kd: coeficiente endógeno, d⁻¹

Θc : tiempo medio de retención celular, d

Adoptamos:

| | | | | | |
|--|---|------|----|-------|------------------------|
| Q = | | | | 5,0 | m ³ /día |
| So = | | | | 411,8 | mg/l |
| S = | | | | 247,1 | mg/l |
| Y = | | | | 0,20 | gSSV/gDBO _L |
| Kd = | | | | 0,05 | d ⁻¹ |
| Θc (temp op. 18 °C) = | | | | 28,0 | días |
| Temperatura Estándar | T | 0,0 | °C | 273,2 | K |
| Presión Estándar | | pstd | | 1 | atm |
| Temperatura de proceso | T | 18,0 | °C | 291,2 | K |
| Presión de aire a la altitud de proyecto | | Pp | | 0,72 | atm |

| | | |
|---------------------------------------|------|---------------------|
| Px = | 0,07 | kgSSV/día |
| V_{CH_4} (0 °C y 1 atm) | 0,26 | m ³ /día |
| = | | |
| V_{CH_4} (18 °C y 0,72 atm) = | 0,38 | m ³ /día |
| $V_{biogás}$ (70% CH ₄) = | 0,54 | m ³ /día |

6. Características del efluente del Sistema Lodos Activados

Convencional

Caudal efluente del

sistema UASB

5,0 m³/día

Concentraciones del Efluente del Sistema

UASB

| | | | |
|--|---------------------------------------|---------------------|---------------------|
| Demanda bioquímica de oxígeno | DBO ₅ ¹ | 168,0 | mg/l |
| Demanda Química de Oxígeno | DQO ¹ | 329,4 | mg/l |
| Sólidos suspendidos totales | SST ¹ | 139,8 | mg/l |
| Sólidos suspendidos volátiles | SSV ¹ | 97,9 | mg/l |
| Nitrógeno Orgánico | N _{org} ¹ | 4,2 | mg/l |
| Nitrogeno Amoniacal | NH ₄ ⁺¹ | 30,5 | mg/l |
| Nitrógeno Total de Kjeldah | NTK ¹ | 34,7 | mg/l |
| Nitrato | NO ₃ ⁻¹ | 0,0 | mg/l |
| Fosfóro Total | Ptotal ¹ | 4,8 | mg/l |
| Parámetros de Funcionamiento del sistema de lodos activados convencional | | | |
| Caudal de purga de lodo = | $Q_{\text{af sist sec}} * R^w$ | | |
| R ^w (tasa de purga de lodo) | | | |
| = | $(\text{TRH}/\text{TRS}) * (X/X_r^v)$ | | |
| TRH: tiempo de detención hidráulico | | 0,30 | días |
| TRS: tiempo de residencia de sólidos | | 10,0 | días |
| X: Sólidos Suspendidos Volátiles del Líquido Mezcla SSVLM | | 2.200 | mg/l |
| X _r ^v : sólidos suspendidos volátiles del lodo recirculado y purgado | | 10.000 | mg/l |
| R ^w (tasa purga de lodo) = | | 0,0067 | |
| Caudal afluente al Sistema Secundario (Q _{af sis sec}) | | 5,0 | m ³ /día |
| Caudal de purga de lodo = | | 0,033 | m ³ /día |
| Caudal Efluente del Sistema Secundario | | 5,0 | m ³ /día |
| Características del efluente del Sistema de Lodos Activados Convencional | | | |
| | | Eficiencias Típicas | Conc. Efluente |
| Demanda bioquímica de oxígeno | DBO ₅ ³ | 98,0% | 3,4 mg/l |
| Demanda Química de Oxígeno | DQO ³ | 98,0% | 6,6 mg/l |
| Sólidos suspendidos totales | SST ³ | 98,0% | 2,8 mg/l |
| Sólidos suspendidos Volátiles (65% SST) | SSV ³ | | 1,8 mg/l |
| Nitrógeno Orgánico | N _{org} ³ | 17,5% | 3,5 mg/l |
| Nitrogeno Amoniacal | NH ₄ ⁺³ | 11,5% | 26,9 mg/l |

| | | | | |
|----------------------------|-------------------------------|-------|------------|-----------|
| Nitrógeno Total de Kjeldah | NTK ³ | | 30,4 | mg/l |
| Nitrato | NO ₃ ⁻³ | | 0,0 | mg/l |
| Fosfóro Total | Ptotal ³ | 17,5% | 3,9 | mg/l |
| Coliformes Fecales | CF | 75,0% | 5.375.000 | NMP/100ml |
| Coliformes Totales | CT | 75,0% | 57.500.000 | NMP/100ml |

a.-Constituyentes de entrada a tratamiento secundario en valores máxicos diarios

Valores Máxicos Diarios Efluente del UASB

| | | | | |
|-------------------------------|-------------------------------|--|------|--------|
| Demanda bioquímica de oxígeno | DBO ₅ ¹ | | 0,84 | kg/día |
| Demanda Química de Oxígeno | DQO ¹ | | 1,65 | kg/día |
| Sólidos suspendidos totales | SST ¹ | | 0,70 | kg/día |
| Sólidos suspendidos volátiles | SSV ¹ | | 0,52 | kg/día |
| Nitrógeno Orgánico | N _{org} ¹ | | 0,02 | kg/día |
| Nitrogeno Amoniacal | NH ₄ ⁺¹ | | 0,15 | kg/día |
| Nitrógeno Total de Kjeldah | NTK ¹ | | 0,17 | kg/día |
| Nitrato | NO ₃ ⁻¹ | | 0,00 | kg/día |
| Fosfóro Total | Ptotal ¹ | | 0,02 | kg/día |

b.- Valores Máxicos a la salida del tratamiento secundario (efluente del sedimentador secundario)

| | | | | |
|---|-------------------------------|--|------|--------|
| Demanda bioquímica de oxígeno que escapa al tto. secundario | DBO ₅ ³ | | 0,02 | kg/día |
| DBO ₅ eliminada en el tratamiento secundario | | | 0,82 | kg/día |
| Demanda Química de oxígeno que escapa al tto. secundario | DQO ³ | | 0,03 | kg/día |
| DQO eliminada en el tratamiento secundario | | | 1,61 | kg/día |
| Sólidos suspendidos totales que escapa al tto. secundario | SST ³ | | 0,01 | kg/día |
| Sólidos suspendidos volátiles que escapa al tto. secundario | SSV ³ | | 0,01 | kg/día |
| Nitrógeno Amoniacal que escapa al tto secundario | NH ₄ ⁺³ | | 0,13 | kg/día |
| Nitrógeno Amoniacal eliminado en el tto. secundario | | | 0,02 | kg/día |
| Nitrógeno Total de Kjeldah que escapa al tto. secundario | NTK ³ | | 0,15 | kg/día |
| Nitrógeno Total de Kjeldah eliminado en el tto. secundario | | | 0,02 | kg/día |
| Nitrato que escapa al tto secundario | NO ₃ ⁻³ | | 0,00 | kg/día |
| Ptotal que escapa al tto. | Ptotal ³ | | 0,02 | kg/día |

| | | |
|--|--|--------------------------|
| Secundario | | |
| Ptotal eliminado en el tto. Secundario | | 0,00 kg/día |
| c.- Valores máxicos del efluente del tanque aireado | | |
| Caudal de salida del líquido mezcla | $Q_{\text{eff sis sec}} * (1 + R^1)$ | |
| R1: tasa de recirculación de lodo activo | 0,5 | |
| Caudal de salida del líquido mezcla | | 8 m ³ /día |
| Concentraciones en el Efluente del Tanque de Aireación | | |
| Demanda bioquímica de oxígeno | DBO ₅ ² | 3,4 mg/l |
| Demanda Química de oxígeno | DQO ² | 6,6 mg/l |
| Nitrogeno Amoniacal | NH ₄ ⁺² | 26,9 mg/l |
| Nitrógeno Total de Kjeldah | NTK ² | 30,4 mg/l |
| Nitrato (NO ₃ ⁻) | (NO ₃ ⁻) ² | 0,0 mg/l |
| Ptotal | Ptotal ² | 3,9 mg/l |
| Valores Máxicos Diarios de la corriente afluyente del sedimentador secundario | | |
| Caudal de la corriente afluyente del sedimentador secundario | | 8 m ³ /día |
| Demanda bioquímica de oxígeno | | 0,025 kg/día |
| Demanda Química de oxígeno | | 0,049 kg/día |
| 0,80: Fracción volátil de sólidos suspendidos del efluente del tanque de aireación | | 0,8 |
| Sólidos suspendidos totales | | 21 kg/día |
| Sólidos suspendidos volátiles | | 17 kg/día |
| Nitrógeno Amoniacal | | 0,20 kg/día |
| Nitrógeno Total de Kjeldah | | 0,23 kg/día |
| Nitrato (NO ₃ ⁻) | | 0,00 kg/día |
| Ptotal | | 0,029 kg/día |
| d.- Balance de Masa sobre el Sedimentador Secundario | | |
| Valores Máxicos Diarios de la corriente de fondo del sedimentador secundario | | |
| Caudal en la corriente de fondo del sedimentador | | 2,53 m ³ /día |

| | | |
|---|---------------------------------|---------------------|
| secundario | | |
| DBO ₅ en la corriente de fondo del sedimentador secundario | 0,01 | kg/día |
| DQO en la corriente de fondo del sedimentador secundario | 0,02 | kg/día |
| SST en la corriente de fondo del sedimentador secundario | 20,6 | kg/día |
| SSV en la corriente de fondo del sedimentador secundario | 16,5 | kg/día |
| NH ₄ ⁺ en la corriente de fondo del sedimentador secundario | 0,07 | kg/día |
| NTK en la corriente de fondo del sedimentador secundario | 0,08 | kg/día |
| NO ₃ ⁻ en la corriente de fondo del sedimentador secundario | 0,00 | kg/día |
| Ptotal en la corriente de fondo del sedimentador secundario | 0,01 | kg/día |
| Valores Mássicos Diarios de la corriente de recirculación de lodo activo | | |
| Concentración de SST de lodo reciclado | 12.500 | mg/l |
| Densidad del Lodo reciclado | 1.010 | kg/m ³ |
| Caudal en la corriente de recirculación de lodo activo | 2,5 | m ³ /día |
| % de la corriente de fondo del sed. secundario que es reciclado como lodo activo | 98,7% | |
| SST en la corriente de recirculación de lodo activo | 31,3 | kg/día |
| 0,80: Fracción volátil de sólidos suspendidos del lodo activo | 80% | |
| SSV en la corriente de recirculación de lodo activo | 25,0 | kg/día |
| Calcular la DBO ₅ reciclada en el lodo activo | $0.80 * SST *$ $1.42 * 0.68$ | |
| 1,42: factor de conversión kg DBO _L / kg SSV | | |
| 0,68: factor de conversión kg DBO ₅ / Kg DBO _L | | |
| Concentración de DBO ₅ de los SST en el lodo activo reciclado | 9656 | mg/l |
| DBO ₅ de los SST en el lodo activo reciclado | 24 | kg/día |
| DBO ₅ soluble en la corriente de recirculación de lodo activo | 0,008 | kg/día |
| Valores Mássicos Diarios de la corriente de purga de lodo activo enviado al tanque de desecho de lodos | | |
| Caudal en la corriente de purga de lodo activo a tratamiento primario | 0,033 | m ³ /día |
| % de la corriente de fondo del sed. secundario que es purgado como lodo activo | 1,3% | |
| Concentración de SST de | 12.500,0 | mg/l |

| | | | |
|---|-----------------------|-------------|---------------------|
| lodo purgado | | | |
| Densidad del Lodo purgado | | 1.010,0 | kg/m ³ |
| Caudal másico de lodo activo purgado | | 33,6 | kg/día |
| SST en la corriente de purga de lodo activo | | 0,42 | kg/día |
| SSV en la corriente de purga de lodo activo | | 0,33 | kg/día |
| Calcular la DBO ₅ de los SST del lodo activado purgado | 0.80 * SST(mg/l) * | 1.42 * 0.68 | |
| DBO ₅ de los SST de la corriente de purga de lodo activo | | 9656 | mg/l |
| DBO ₅ en la corriente de purga de lodo activo | | 0,32 | kg/día |
| 7. Estimar la demanda de O₂ requerido en el T. de Aireación | | | |
| Caudal proveniente del tratamiento primario químicamente asistido | Q | 5,0 | m ³ /día |
| DBO ₅ de entrada proveniente de tratamiento primario anaerobio | So | 168,0 | mg/l |
| Demanda de oxígeno con base en la demanda carbonácea última | | | |
| a.) Calcular la masa de DBO última (DBO _L) del agua residual efuyente que se convierte en el proceso, suponiendo DBO ₅ = 0.68*DBO _L | | | |
| $\text{Masa de DBO}_L \text{ utilizada} = Q * 1,30 * (S_o - S) / f$ | | | |
| donde: | | | |
| Q: caudal afluyente | | | |
| f: DBO ₅ / DBO última carbonácea = 0,68 | | | |
| So: concentración de DBO ₅ proveniente del SPC | | | |
| S: concentración de DBO ₅ soluble que escapa al tratamiento | | | |
| DBO ₅ del efuyente = DBO soluble del efuyente que escapa al tratamiento + DBO ₅ de los sólidos suspendidos del efuyente | | | |
| Fracción biodegradable de los sólidos biológicos del efuyente Sb | | 0.65 * SST | |
| Fracción biodegradable de los sólidos biológicos del efuyente Sb | | 1,8 | mg/l |
| DBO ₅ sólidos suspendidos del efuyente = Sb mg/l * 1.42 * 0.68 | | | |
| DBO ₅ sólidos suspendidos del efuyente = | | 1,8 | mg/l |
| S = DBO ₅ soluble que escapa al tratamiento | S = | 1,6 | mg/l |

| | | |
|--|---|--|
| Masa de DBO _L utilizada = | 1,6 | kg/día |
| Demanda de oxígeno por oxidación | | |
| b.1.- Por oxidación : Kg de O ₂ /día = Q * 1,30* (So - S) / f - 1.42 * Px | | |
| en donde DBO _L de un mol de células es igual a 1.42 veces la concentración de células | | |
| Px: Cantidad de lodo a purgar diariamente en el reactor secundario | | |
| | $Px = Y_{obs} * Q * (So - S) * (1/1000)$ | kg SSV/día |
| a.) Determinación de Y _{obs} (Coeficiente de crecimiento observado) | | |
| | $Y_{obs} = \frac{Y}{(1 + Kd * \Theta_c)}$ | gSSV/gDBO _L |
| donde, | | |
| Y _{obs} : coeficiente de crecimiento observado | | |
| Y: coeficiente de producción a la temp. de operación del proceso | | kg SSV/kg DBOL |
| Kd: constante de respiración endógena a la temp. de operación del proceso | | d-1 |
| Θ _c : tiempo medio de retención celular a la temp. de operación del proceso | | días |
| Adoptamos: | | |
| Y (a la temp. de 18 °C) = | 0,60 | gSSV/gDBO ₅ |
| Kd (a la temp. de 18 °C) = | 0,05 | d ⁻¹ |
| Θ _c (a la temp. de 18 °C) = | 10,0 | días |
| | Y _{obs} = | 0,40 gSSV/gDBO ₅ |
| b.) Masa de lodo activado volátil | | |
| | $Px = Y_{obs} * Q * (So - S) * (1/1000)$ | 0,33 kg SSV/día |
| c.) Masa total de lodo en base a los sólidos totales en suspensión | | |
| | Px ss = | 0,42 kg/día |
| d.) Cantidad de lodo a purgar diariamente | | |
| | Incremento de SSLM - SS perdidos en el efluente | 0,40 kg/día |
| b.2.- Por resiración endógena : | | |
| | $b * V * X/1000$ | |
| Rata de respiración endógena | b = | 0,10 KgO ₂ /Kg MLVSS-d |
| V: volumen del reactor | | |
| Cálculo del Volumen del Tanque de Aireación | | |
| V (volumen del tanque de aireación) = | $\Theta_c * Q * Y * (So - S) / (X *$ | |

| | | | | |
|--|-----------------------------------|------------------------|------------|-----------------------------|
| | | $(1 + k_d * \Theta_c)$ | | |
| |) | | | |
| X = concentración de sólidos volátiles en el reactor mg/l | | | | |
| SSVLM = X | | 2.200 | mg/l | |
| V (volumen del tanque de aireación) = | | | 1,5 | m ³ |
| Demanda de oxígeno por respiración endógena = | | | 0,33 | kg O ₂ /día |
| Demanda de oxígeno por oxidación | | | | |
| | Kg de O₂ /día = | | 1,5 | kg O₂/día |
| 8. Estimar el tiempo de retención hidráulico (TRH) | | | | |
| | TRH = | V/Q | | día |
| | TRH = | 0,30 | | día |
| | | 7,3 | | horas |
| 9. Determinar la rata de transferencia standard de oxígeno (SOTR) | | | | |
| Relación de coeficientes totales de transferencia de oxígeno | | | | |
| en agua residual y limpia | α | 0,85 | | |
| Relación de concentración de saturación de oxígeno | | | | |
| en agua residual y agua limpia | β | 0,95 | | |
| Temperatura Standard | To | 20,0 | | oC |
| Temperatura de proceso | T | 18,0 | | oC |
| Temperatura del aire | Ta | 15,0 | | oC |
| Altitud | H | 2.600 | | msnm |
| Presión de aire a nivel del mar | Pa | 101,30 | | kPa |
| Presión de aire a la altitud de proyecto | Pp | 73,30 | | kPa |
| Presión de aire a la altitud de proyecto | Pp | 550,0 | | mm de Hg |
| Concentración saturada de oxígeno disuelto | | | | |
| en condiciones standard | Cs | 9,09 | | mg/l |
| Concentración saturada de oxígeno disuelto | | | | |
| en condiciones de proceso | Ct | 9,48 | | mg/l |
| Concentración deseada de oxígeno disuelto | | | | |
| durante la operación en el agua residual | C1 | 2,00 | | mg/l |
| Coefficiente de corrección por temperatura | Θ | 1,024 | | |
| Factor de corrección por máximo horario | K1 | 1,23 | | |
| Tiempo de aireación por día | t | 24 | | horas/día |
| Requerimiento actual de oxígeno | AOR | 1,45 | | kg O₂/día |

| | | | |
|--|---------------------------|--------------------|--|
| Rata standard de transferencia de oxígeno | | | |
| SOTR | | | |
| Factor de correc = $(1/\alpha)^* (Cs/(\beta * Ct - C1))^* \Theta_{(T_0-T)} * K1$ | | | |
| | | 1,97 | |
| SOTR = Factor de correc.* AOR * (1/t) | | 0,12 | kg O₂/hora |
| | | 2,86 | kg O₂/día |
| 10. Flujo de aire para el sistema de oxidación biológica | | | |
| Rata standard de transferencia de oxígeno | | | |
| SOTR | | | |
| | | 0,12 | kg O ₂ /hora |
| Rata standard de transferencia de oxígeno para la laguna SOTR | | | |
| | | 0,12 | kg O ₂ /hora |
| Tipo de difusor (Disco o Tubular) | | | |
| | | Disco | |
| Flujo de aire por difusor (0.5 - 15.0 m ³ /hora) | | | |
| | | 3,50 | m ³ /hora |
| Profundidad de instalación de difusores | | | |
| | | 1,35 | m |
| SOTE (Eficacia de transferencia de oxígeno standard) | | | |
| | Disco | 9,32% | |
| SOTE (Eficacia de transferencia de oxígeno standard) | | | |
| | Tubular | 8,30% | |
| SOTE (Eficacia de transferencia de oxígeno standard) | | | |
| | | 9,32% | |
| Densidad del aire a condiciones de ambiente proyecto = ρ_a | | | |
| $\rho_a = (1.293/(1+0.00367*Ta))*(H/760)$ | | | |
| | | 0,89 | kg/m ³ |
| Rata standard de transferencia de oxígeno por tanque SOTR | | | |
| | | 0,13 | m ³ de O ₂ /hora |
| Volumen de oxígeno requerido O ₂ | | | |
| | O ₂ | SOTR / SOTE | 1,44 |
| | | | m ³ de O ₂ /hora |
| Volumen de oxígeno por volumen de aire | | | |
| | | 20,99 | |
| Volumen total requerido de aire | | | |
| | O ₂ /20.99*100 | 6,9 | m³ de aire/h |
| Volumen total requerido de aire | | | |
| | | 165 | m³ de aire/día |
| 11 Cálculo de Compresores para el sistema de aeración | | | |
| Son máquinas diseñadas para desplazar gases | | | |
| De acuerdo con el valor de la relación de compresión, las máquinas que desplazan gases se clasifican como: | | | |
| Ventiladores | P2/P1 < 1.1 | | |
| Sopladores | 1.1 < P2/P1 < 3.0 | | |
| Compresores | P2/P1 > 3.0 | | |
| Para presiones bajas del orden de 0.7 kg/cm², 10 psi, 69 kPa, se usan sopladores | | | |

directos o de presión positiva que generalmente rotan a velocidad alta.

Para presiones altas es preferible utilizar compresores turbo

a.- En el aireador

| | | | |
|--|--------------|---------------------------------------|-------|
| Caudal del soplador | 4 | CFM | |
| | 0,11 | m ³ de aire/min | |
| | 7 | m ³ de aire/hora | |
| Número de difusores | 2 | Un | |
| Suministro requerido de aire standard = Qa | 0,11 | m ³ de aire/ min | |
| Temperatura ambiente = T | 15,00 | °C | |
| | 288,00 | °Kelvin | |
| Temperatura Standard = To | 20,0 | °C | |
| Altitud | 2.600 | msnm | |
| P1 = Presión de entrada | 73,30 | kPa | |
| Pérdida de carga por difusor | 2,89 | kPa | |
| Altura de instalación | 1,35 | m | |
| Pérdida por cabeza de agua | 13,2435 | kPa | |
| P2 = Presión de descarga | 89,43 | kPa | |
| P2/P1 = | 1,22 | | |
| Tipo de compresor = | Soplador | | |
| Eficiencia del compresor | 53,00% | | |
| ρ = Densidad del aire a condiciones de Proy.= | 0,89 | kg/m ³ | |
| Caudal de aire requerido a T grados | Qa * Tt /To | con Tt y To en oK | |
| Caudal de aire requerido a T grados | 0,11 | m ³ de aire/ min a T °C | 162,0 |
| | 3,97 | pies ³ de aire /min a T °C | |
| Caudal de aire requerido a T grados | 0,002 | m ³ de aire/ seg. a T °C | |
| Caudal másico de aire = | | | |
| W = Qa * ρ | 0,002 | kg aire/seg. | |
| | 5,99 | kg de aire/h | |

La potencia requerida de un compresor para suministrar aire comprimido para difusión se calcula

por la ecuación de compresión adiabática

reversible de un gas ideal

$$P = (W * R * T1 / 8.41 * E) * ((P2/P1)^{0.283} - 1)$$

en donde

P = Potencia al freno o al eje del compresor en KW

W = Caudal másico de aire kg/s

0,0017 kg aire/seg.

| | | | |
|---|-----------------------|-------------------|----------|
| T1 = Temperatura absoluta de entrada en °K | 288,0 | (273 oK = 0 °C) | |
| R = Constante de los gases para aire = | 8,314 | kJ/k mol °K | |
| P1 = Presión absoluta de entrada | 73,3 | kPa | |
| P2 = Presión absoluta de salida | 89,43 | kPa | |
| (n - 1 / n) = 0.283 | 0,283 | | |
| Con n = relación de los calores específicos del aire a presión y volumen constantes. = 1.40 | | | |
| E = Eficiencia fraccional de compresor | 53,00% | 070 - 0.90 | |
| | (1.293/(1+0.00367*T)) | | |
| ρ = Densidad del aire a T y H = | | *(H/76) | |
| T = Temperatura en °C | | | |
| H = Presión en cm de Hg | | | |
| Factor de seguridad | 1 | | |
| Ps = Potencia al freno (Un soplador para el tanque de aireación) | | | |
| | | 0,015 | kw |
| Ps = Potencia al freno (Un soplador para el tanque de aireación) | | | |
| | | 0,019 | hp |
| Emec = Consumo de Energía Mecánica del Compresor | | | |
| | | 0,3 | kw-h/día |

ANEXO C
PARÁMETROS ANALIZADOS Y FRECUENCIA DE ANÁLISIS EN EL SEGUIMIENTO
DE LAS PLANTAS PILOTO

PARÁMETROS ANALIZADOS Y FRECUENCIA DE ANÁLISIS

Ubicación de los puntos de muestreo Las muestras se tomaron manualmente en las tuberías de salida de cada uno de los tanques que componen cada uno de los sistemas. Para la toma de muestra en cada punto, se instaló un accesorio Tee acoplado a una válvula de bola PVC de 1". La nomenclatura y ubicación de los puntos se presenta en la Tabla C.1 para la Planta Piloto N°1 y en la Tabla C.2 para la Planta Piloto N°2.

Tabla C.1 Descripción de los punto de monitoreo Planta N° 1

| Punto | Nomenclatura | Descripción |
|-------|--------------|---|
| 1 | ARD | Agua residual doméstica cruda |
| 2 | AANOX | Afluente del reactor biológico anóxico |
| 3 | AAER | Afluente del reactor biológico aeróbico |
| 4 | EAER | Efluente del reactor biológico aeróbico |
| 5 | ESS | Efluente del sedimentador secundario |

Tabla C.2 Descripción de los punto de monitoreo Planta N° 2

| Punto | Nomenclatura | Descripción |
|-------|--------------|---|
| 1 | EUASB | Efluente del reactor anaerobio UASB |
| 2 | EAER | Efluente del reactor biológico aeróbico |
| 3 | ESS | Efluente del sedimentador secundario |

Después de su toma, las muestras fueron debidamente preservadas y transportadas al laboratorio de aguas de la Empresa de Acueducto y Alcantarillado de Bogotá, siguiendo los lineamientos establecidos en el STANDARD METHODS diecinueveava edición, 1995, técnica 1060 A, B, C, – “COLLECTION AND PRESERVATION OF SAMPLES” y 1080 A, B, C, REAGENT-GRADE WATER, páginas 1-18 a 1-27.

Parámetros analizados en los puntos de muestreo La Tabla C.3 indica los puntos en donde se efectuaron los muestreos y los parámetros analizados en cada muestra.

Tabla C.3 Puntos de muestreo y parámetros analizados

| Parámetro | ARD | PLANTA PILOTO N° 1 | | | | PLANTA PILOTO N° 2 | | |
|--|-----|--------------------|------|------|-----|--------------------|------|-----|
| | | AANOX | AAER | EAER | ESS | EUASB | EAER | ESS |
| Oxígeno Disuelto, OD | X | X | X | X | X | X | X | X |
| Temperatura | X | X | X | X | X | X | X | X |
| Alcalinidad, HCO ₃ ⁻ | X | X | X | X | X | X | X | X |
| pH | X | X | X | X | X | X | X | X |
| Grasas y Aceites | X | | | | X | | | X |
| SST | X | X | X | X | X | X | X | X |
| SSV | X | X | X | X | X | X | X | X |
| DBO ₅ | X | X | X | X | X | X | X | X |
| DQO | X | X | X | X | X | X | X | X |
| AGV | X | | | | | X | | |
| NH ₄ ⁺ | X | X | X | X | X | | | |
| NTK | X | X | X | X | X | | | |
| NO ₃ ⁻ | X | X | X | X | X | | | |
| NO ₂ ⁻ | X | X | X | X | X | | | |
| Coliformes | X | X | | X | X | X | X | X |
| Helmintos | X | X | | X | X | X | X | X |

Frecuencia de análisis El seguimiento de las plantas se realizó durante en 2 meses. Las muestras se tomaron con una frecuencia semanal, es decir 7 jornadas de monitoreo, para cada parámetro, excepto el oxígeno disuelto, temperatura, alcalinidad y pH, dichos parámetros se midieron diariamente en el sitio. Se tomaron muestras compuestas sobre períodos de doce horas, tomando un volumen fijo cada hora y teniendo en cuenta el caudal operativo de cada uno de los sistemas

ANEXO D
EVOLUCIÓN TEMPORAL DE LAS CONCENTRACIONES DE LOS CONTAMINANTES
EN CADA UNA DE LAS ZONAS DE LAS PLANTAS PILOTO

Figura D.1. Evolución temporal de la concentración de DQO en el afluente, efluente sedimentador primario y efluente final de la Planta Piloto No.1.

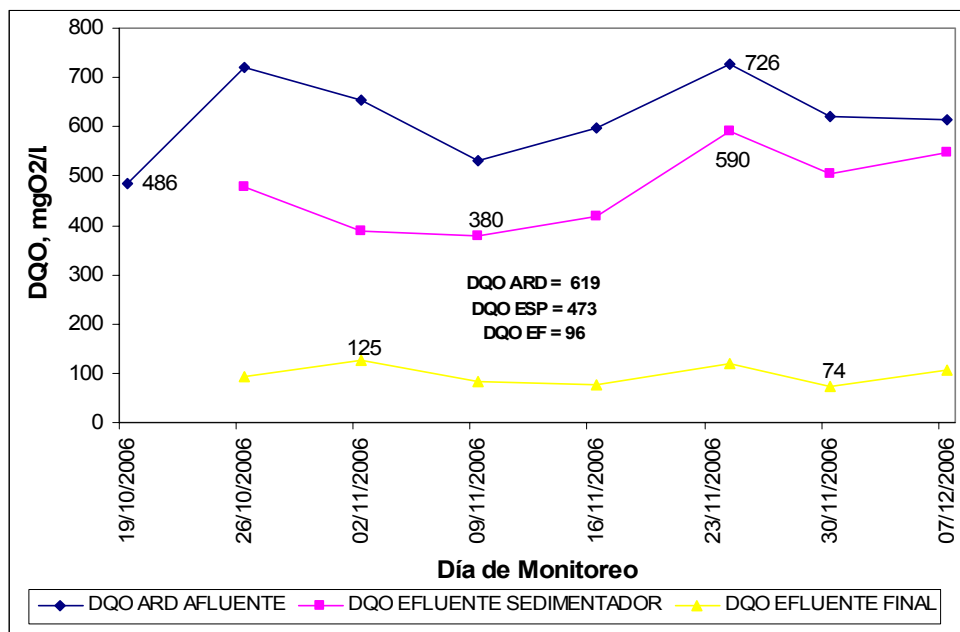


Figura D.2. Evolución temporal de la concentración de DBO₅ en el afluente, efluente sedimentador primario y efluente final de la Planta Piloto No.1.

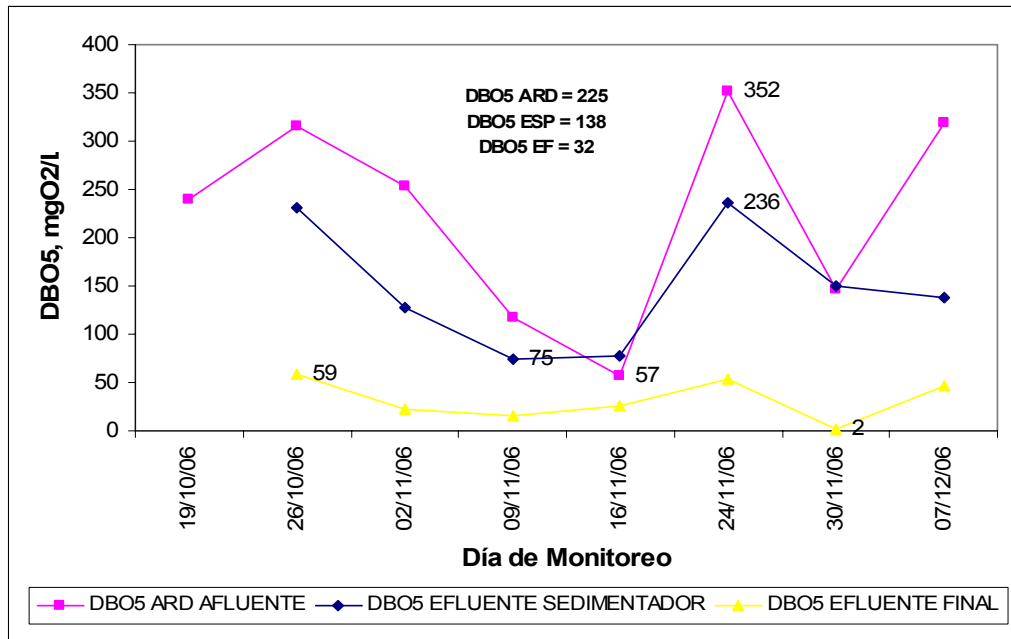


Figura D.3. Evolución temporal de la concentración de SST en el afluente, efluente sedimentador primario y efluente final de la Planta Piloto No.1.

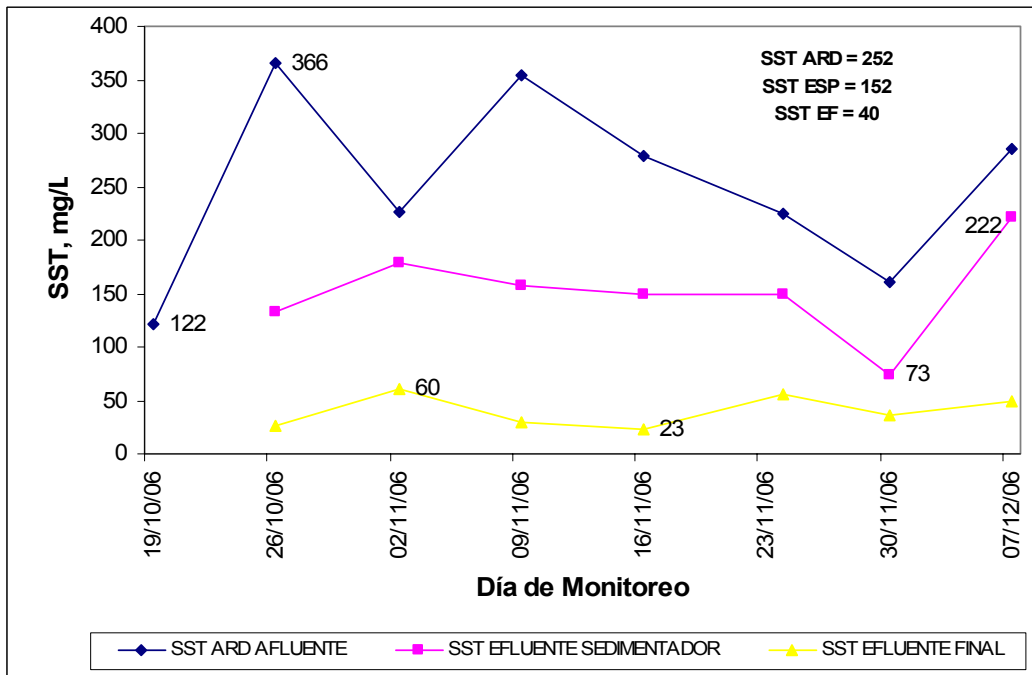


Figura D.4. Evolución temporal del nitrógeno total del ARD afluente, del efluente del sedimentador primario y del efluente del reactor biológico de la planta piloto No.1.

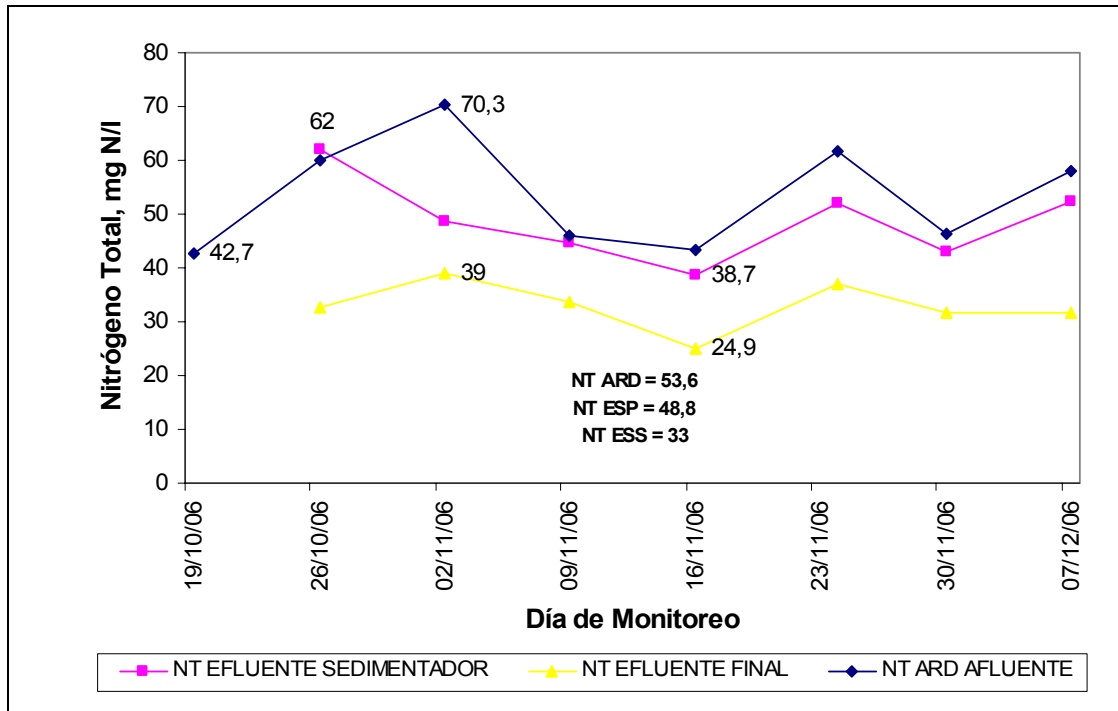


Figura D.5. Evolución temporal de la concentración de DQO en el afluente y el efluente del reactor UASB.

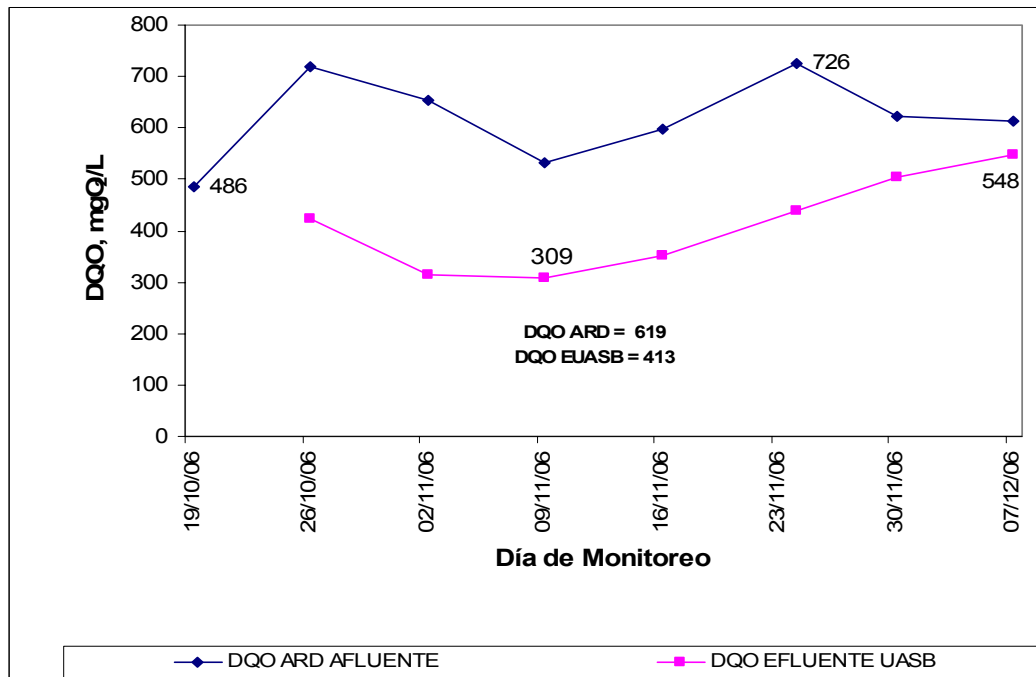


Figura D.6. Evolución temporal de la concentración de DBO₅ en el afluente y el efluente del reactor UASB.

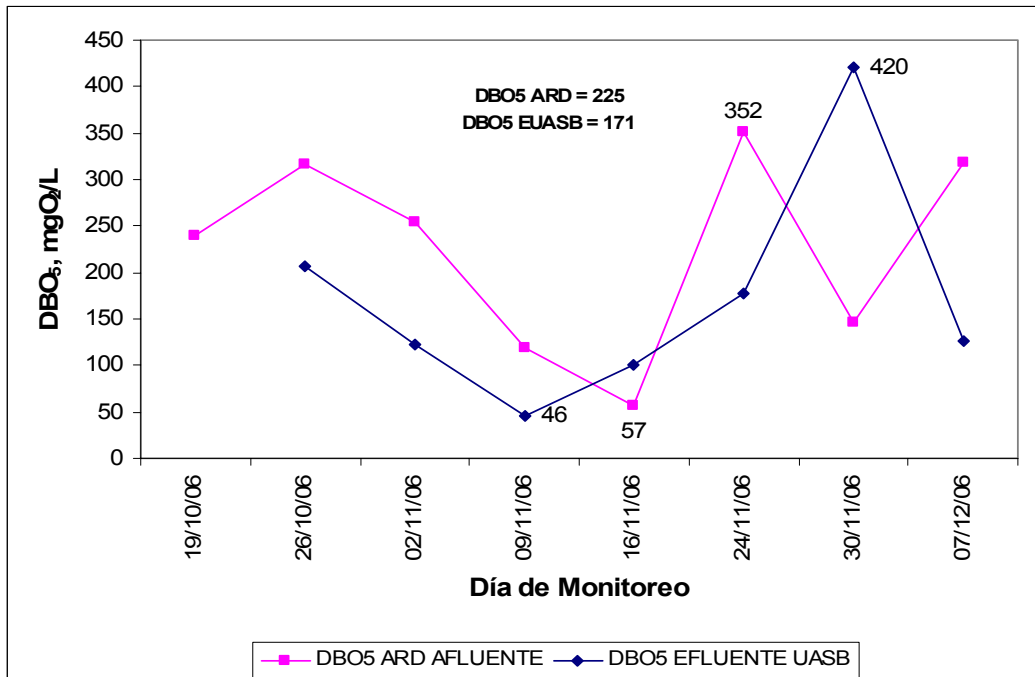


Figura D.7. Evolución temporal de la concentración de SST en el afluente y el efluente del reactor UASB.

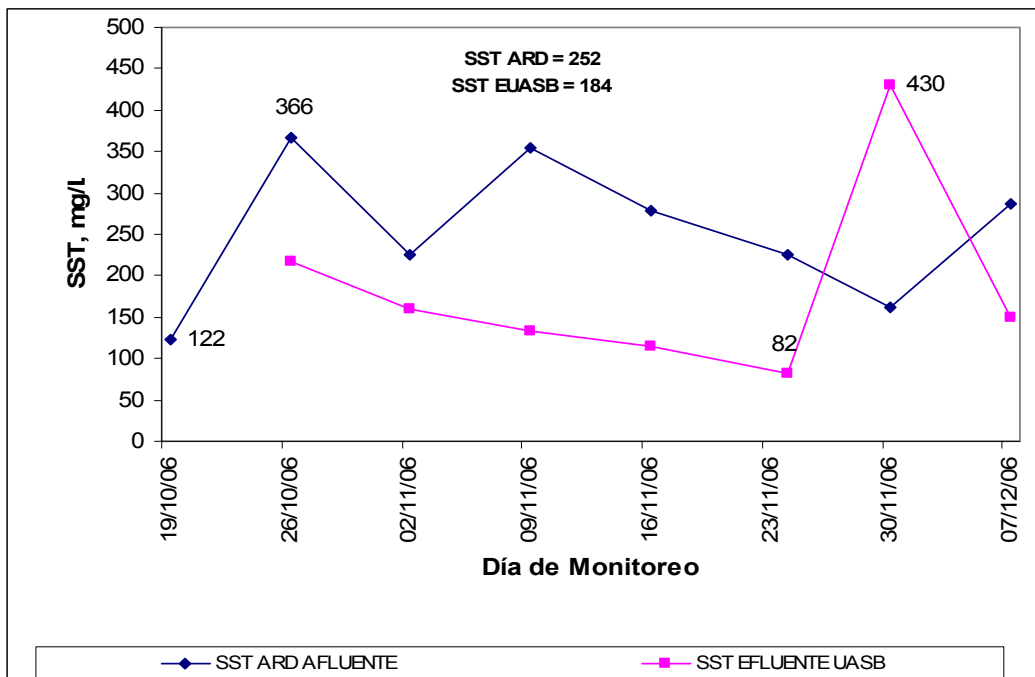


Figura D.8. Evolución temporal de la DQO en el afluente y efluente del reactor aeróbico de la Planta Piloto No.2.

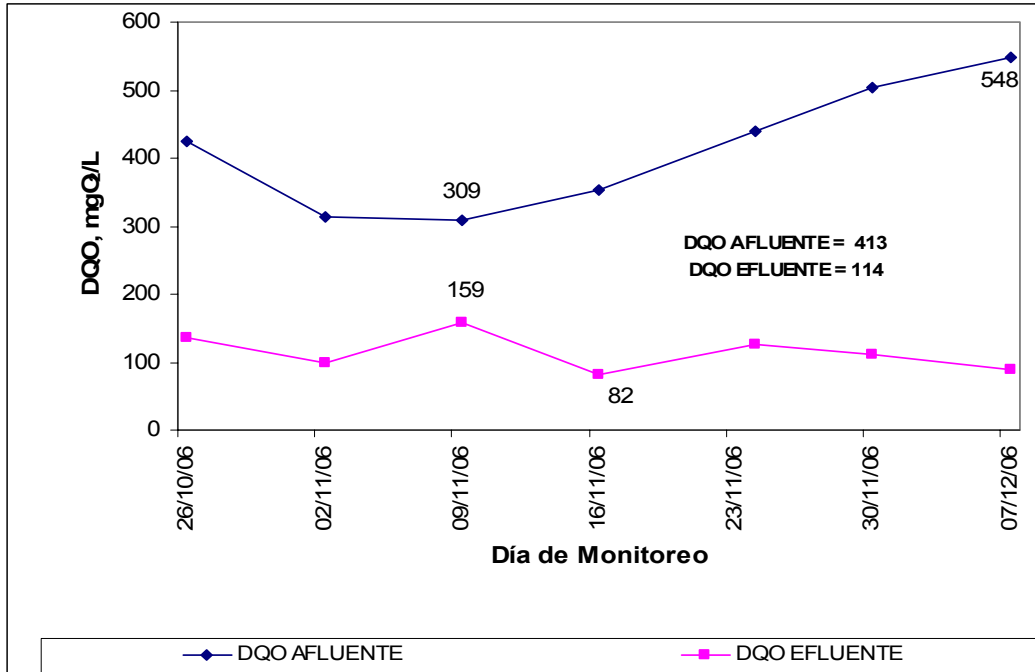


Figura D.9. Evolución en el tiempo de la DBO₅ en el afluente y efluente del reactor aeróbico de la Planta Piloto No.2.

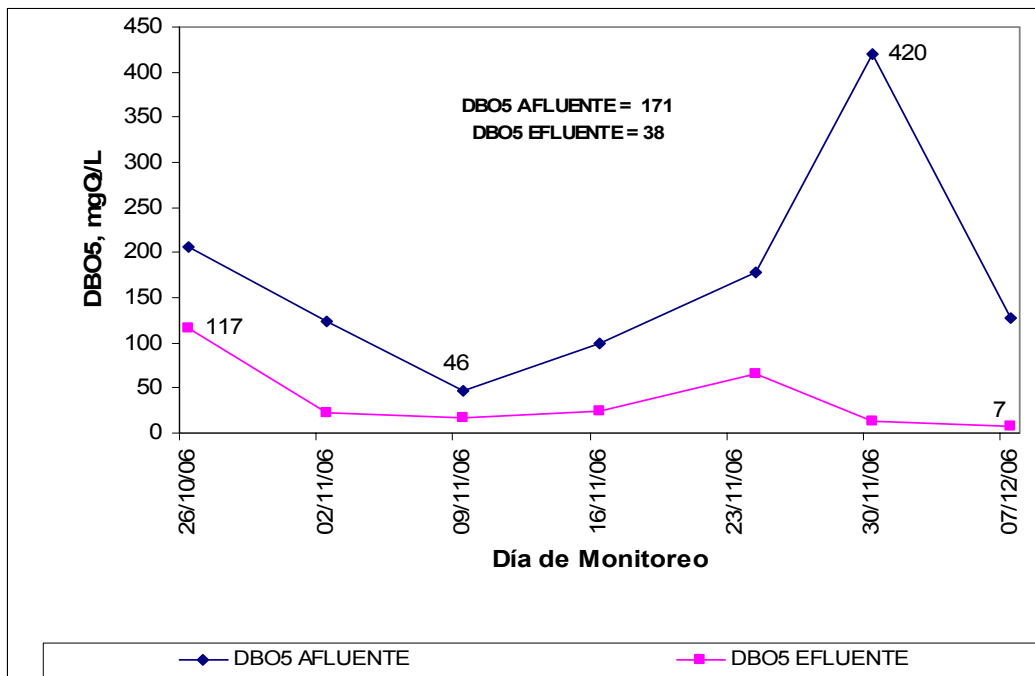
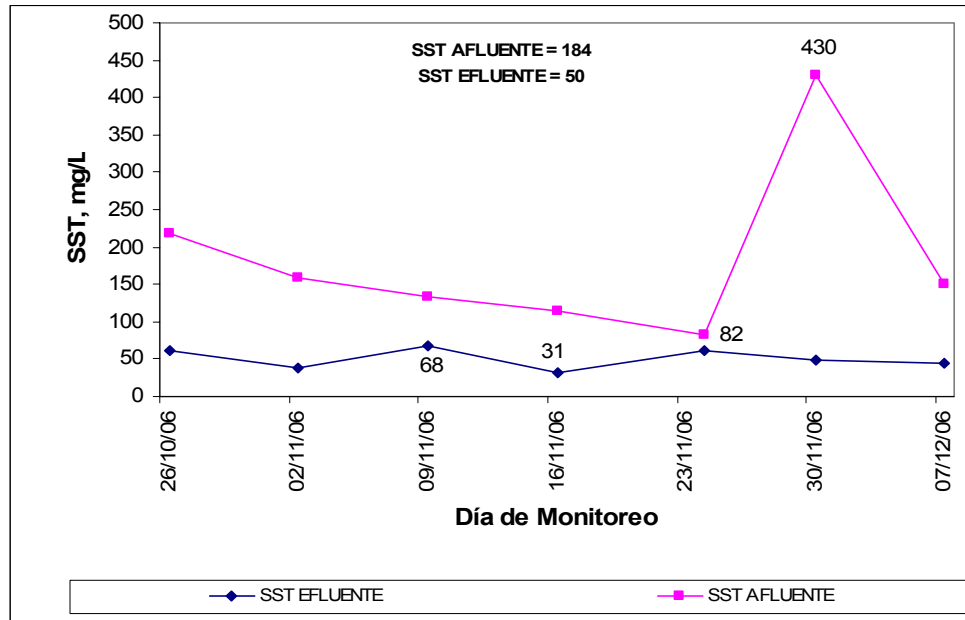
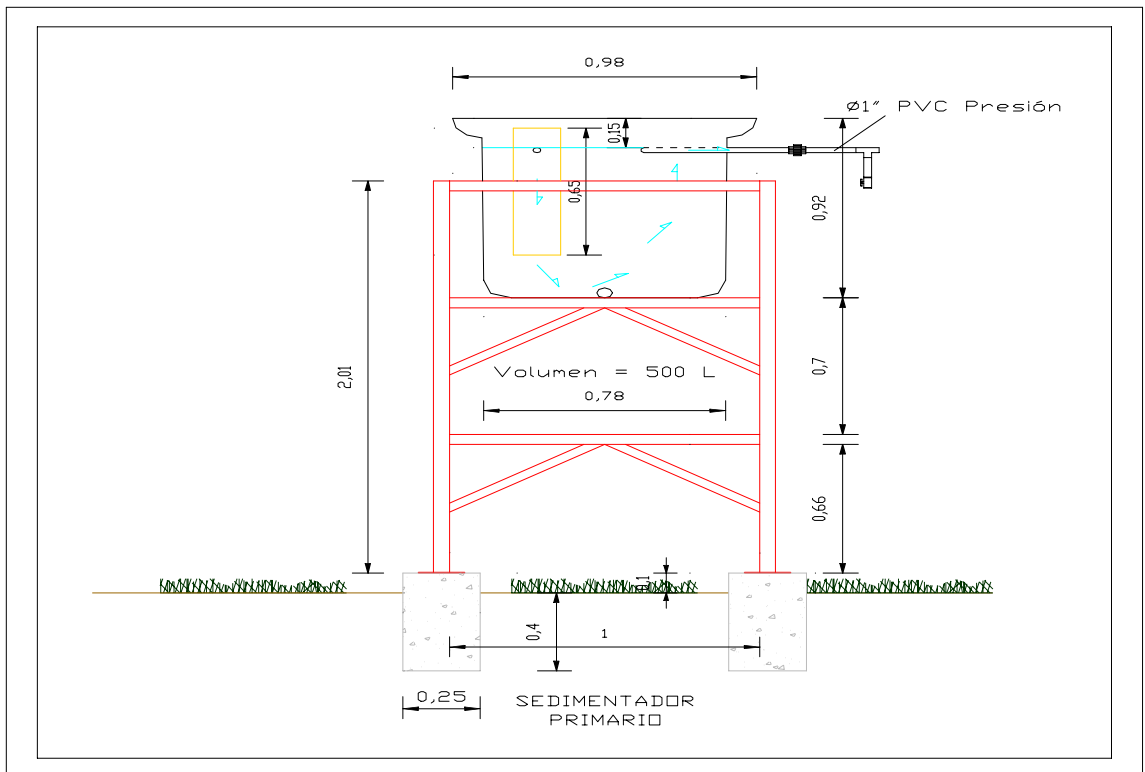


Figura D.10. Evolución temporal de la concentración de SST en el afluente y el efluente del reactor aeróbico de la planta piloto No.2.

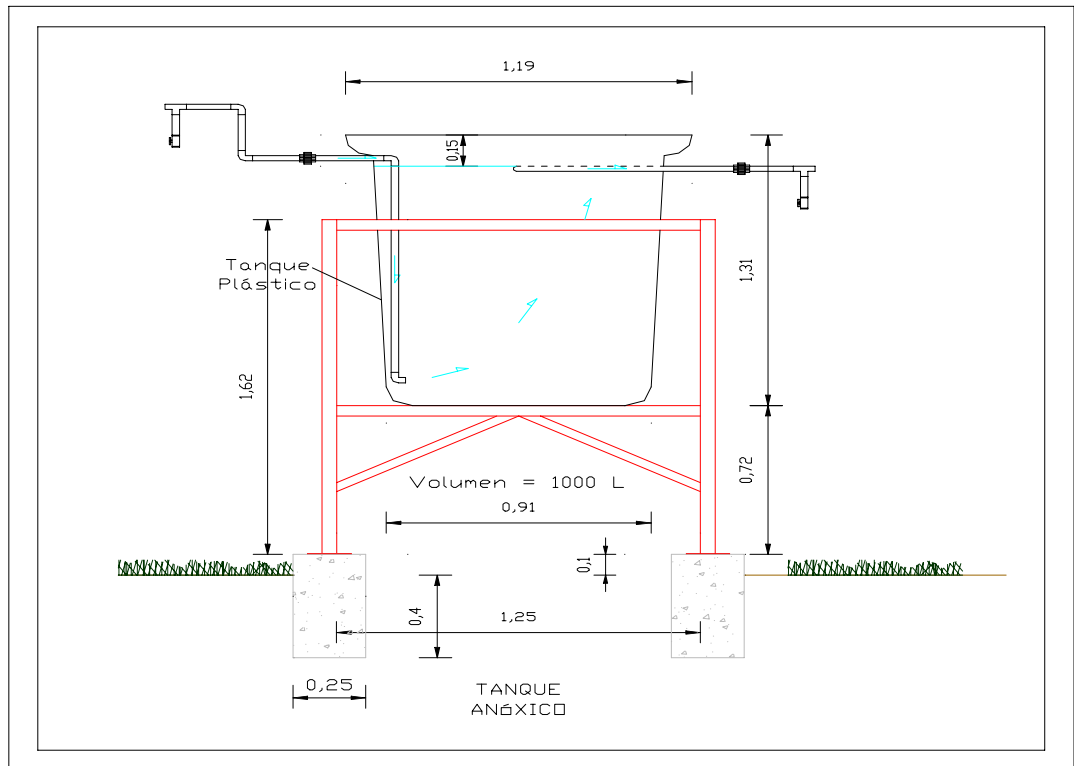


ANEXO E
PLANOS DE LAS PLANTAS PILOTO

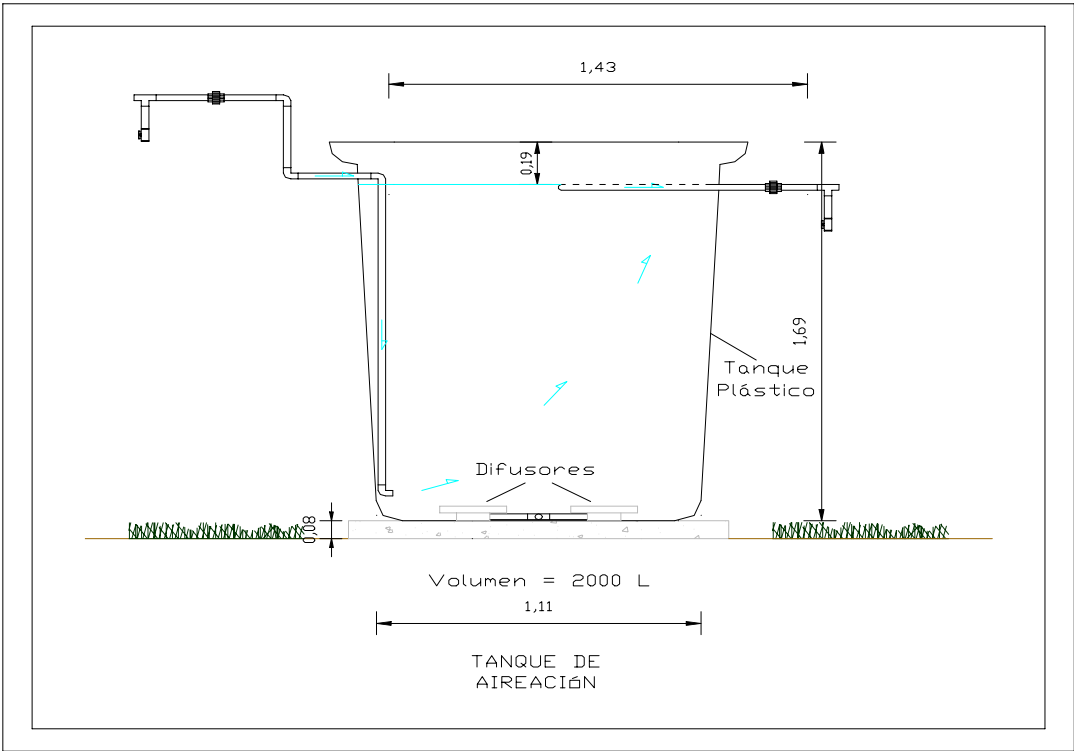
SISTEMA PRIMARIO CONVENCIONAL



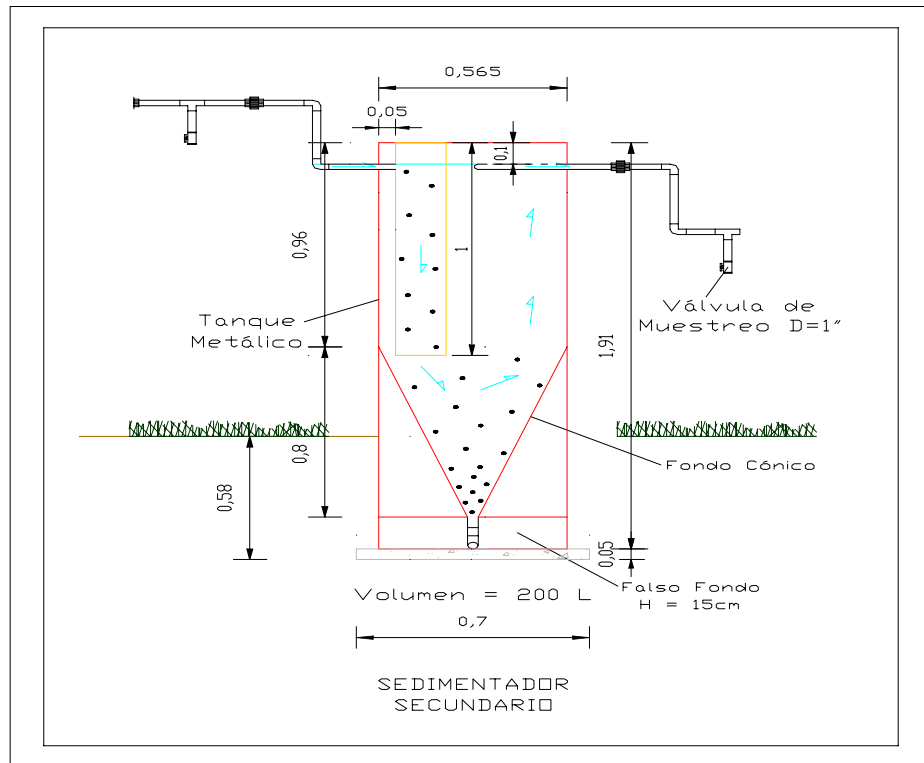
REACTOR BIOLÓGICO ANÓXICO



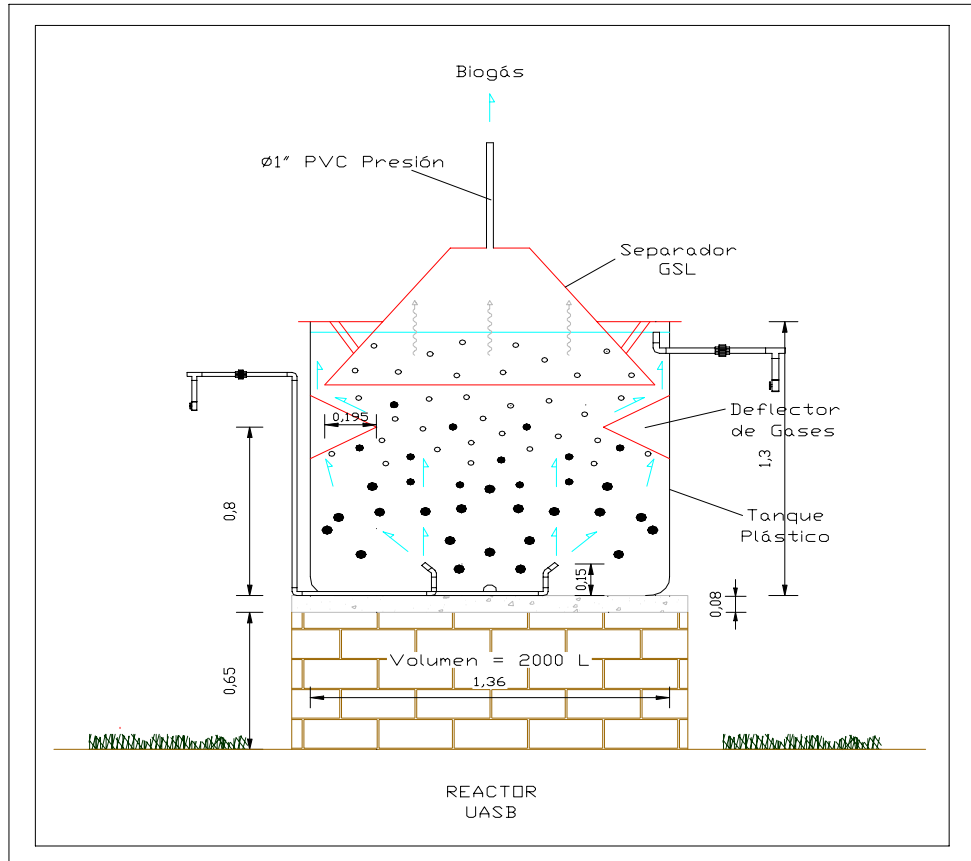
REACTOR BIOLÓGICO AEROBIO



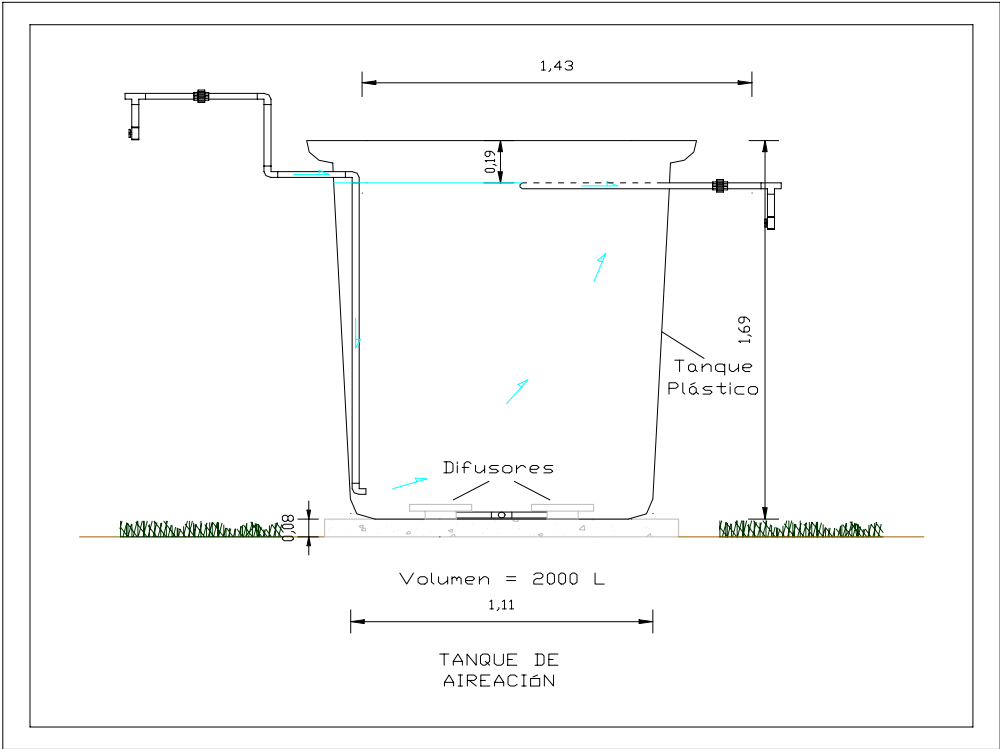
SEDIMENTADOR SECUNDARIO



REACTOR UASB



REACTOR BIOLÓGICO AEROBIO



ANEXO F
REGISTRO FOTOGRAFICO DE LAS PLANTAS PILOTO

a. Adecuación del terreno



b. Bases, Casetas y Soportes



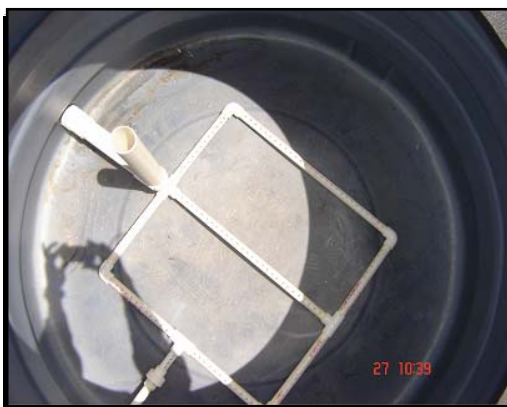
c. Alimentación



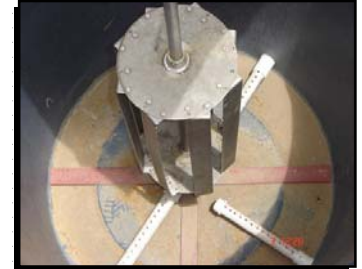
d. Instalación de las unidades de proceso



e. Construcción e Instalación del Reactor UASB



f. Instalación del Sistema de Agitación del Reactor Anóxico



g. Instalación del Sistema de Aireación

