

UNIVERSIDAD ESTATAL AMAZÓNICA
DEPARTAMENTO DE CIENCIAS DE LA VIDA
CARRERA DE INGENIERIA AMBIENTAL



PROYECTO DE INVESTIGACION Y DESARROLLO PREVIO A LA
OBTENCIÓN DEL TÍTULO DE INGENIERO AMBIENTAL

TEMA

ANÁLISIS COMPARATIVO ENTRE LOS DISEÑOS DE PROCESOS
LUDZACK- ETTINGER Y BARDENPHO EN LA REMOCIÓN DE
NITRÓGENO EN AGUAS RESIDUALES MUNICIPALES DEL
CANTÓN PASTAZA, PROVINCIA PASTAZA.

AUTOR

Víctor Hugo de la Torre Silva

DIRECTOR DEL PROYECTO

M.Sc. Paúl Marcelo Manobanda Pinto

PUYO – ECUADOR
2020

DECLARACIÓN DE AUTORÍA Y CESIÓN DE DERECHOS

Yo, Víctor Hugo de la Torre Silva, con número de cédula 1600475360 manifiesto que los criterios emitidos en este proyecto de investigación “ANÁLISIS COMPARATIVO ENTRE LOS DISEÑOS DE PROCESOS LUDZACK- ETTINGER Y BARDENPHO EN LA REMOCIÓN DE NITRÓGENO EN AGUAS RESIDUALES MUNICIPALES DEL CANTÓN PASTAZA, PROVINCIA PASTAZA”, son exclusivamente de mi responsabilidad como autor de este trabajo.

Se cede sus derechos, a la Universidad Estatal Amazónica para que pueda hacer uso conveniente, siempre y cuando sea para fines de investigación o consulta.

Victor De la Torre 

Víctor Hugo de la Torre Silva

1600475360

CERTIFICADO DE CULMINACIÓN DEL PROYECTO DE INVESTIGACIÓN Y DESARROLLO

Por medio del presente, Yo, Manobanda Pinto Paúl Marcelo, con C.I: 1803229499 certifico que el egresado De la Torre Silva Victor Hugo, realizó el Proyecto de Investigación y Desarrollo titulado “Análisis comparativo entre los diseños de procesos Ludzack- Ettinger y Bardenpho en la remoción de nitrógeno en aguas residuales municipales del cantón Pastaza, provincia Pastaza”, previo a la obtención del título de ingeniero ambiental bajo mi supervisión.



M.Sc. Manobanda Pinto Paúl Marcelo

DIRECTOR DEL PROYECTO



UNIVERSIDAD ESTATAL AMAZÓNICA
SISTEMA ANTIPLAGIO URKUND



Oficio No. 136-SAU-UEA-2020

Puyo, 30 de enero de 2020

Por medio del presente **CERTIFICO** que:

El Proyecto de Investigación correspondiente al egresado DE LA TORRE SILVA VICTOR HUGO con C.I. 1600475360, con el Tema: **“ANÁLISIS COMPARATIVO ENTRE LOS DISEÑOS DE PROCESOS LUDZACK-ETTINGER Y BARDENPHO EN LA REMOCIÓN DE NITRÓGENO EN AGUAS RESIDUALES MUNICIPALES DEL CANTÓN PASTAZA, PROVINCIA PASTAZA”**, de la carrera, Ingeniería Ambiental. Director del proyecto M.Sc. Manobanda Pinto Paúl, ha sido revisado mediante el sistema antiplagio URKUND, reportando una similitud del 3%, Informe generado con fecha 29 de enero de 2020 por parte del director conforme archivo adjunto.

Particular que comunico a usted para los fines pertinentes

Atentamente,

Ing. Italo Marcelo Lara Pilco MSc.

ADMINISTRADOR DEL SISTEMA ANTIPLAGIO URKUND – UEA - .

CERTIFICADO DE APROBACIÓN POR TRIBUNAL DE SUSTENTACIÓN

El Proyecto de Investigación y Desarrollo titulado “Análisis comparativo entre los diseños de procesos Ludzack- Ettinger y Bardenpho en la remoción de nitrógeno en aguas residuales municipales del cantón Pastaza, provincia Pastaza”, fue aprobado por los siguientes miembros del tribunal:



M.Sc. Angélica Tasambay

PRESIDENTE DEL TRIBUNAL



M.Sc. Karem Cazares

MIEMBRO DEL TRIBUNAL



M.Sc. Karel Dieguez

MIEMBRO DEL TRIBUNAL

AGRADECIMIENTO

Quiero agradecer en primer lugar a Dios, por guiarme en el camino y fortalecerme espiritualmente para seguir adelante.

A mis padres, por su apoyo constante que me ayudó para poder lograr esta meta.

A mis hermanos por ser mis mejores amigos y brindarme su compañía y aliento para continuar con mi carrera, a mi novia y demás familiares que de una u otra forma me brindaron su apoyo en el transcurso de esta etapa académica

Al tutor el M.Sc. Paúl Manobanda por su tiempo en la elaboración de este proyecto.

DEDICATORIA

El presente proyecto está dedicado a Dios, ya que gracias a él he logrado concluir mi carrera.

A mis padres Víctor y Rosa que con su tiempo, paciencia y apoyo me han ayudado a lograr esta meta.

A mis hermanos y sobrinos, por sus palabras y compañía.

A mi novia Sindy por su paciencia y amor.

RESUMEN

El presente proyecto de investigación consistió en el análisis comparativo de los procesos Ludzack- Ettinger y Bardenpho en la remoción de nitrógeno en aguas residuales municipales del cantón Pastaza, en el cual los objetivos fueron evaluar la eficiencia en la remoción de nitrógeno en aguas residuales municipales de estos dos procesos para poder determinar cuál es el más eficiente. Se realizó el análisis de los procesos a través de su simulación por medio del programa SuperPro Designer V9.0. El proceso de simulación se lo efectuó a través de etapas que incluyeron: la determinación de los componentes que actuarán en el proceso, la selección de los equipos a utilizar en la simulación, la confección del esquema de tratamiento a través de la unión de los equipos por medio de corrientes y la introducción de los datos de entrada que requiere el simulador.

Como resultados se obtuvo que el Proceso Bardenpho junto a Ludzack- Ettinger presentaron altos y similares niveles de remoción de nitrógeno presente en el amonio. En relación al nitrógeno presente en los nitratos, el proceso Bardenpho presentó niveles de remoción superiores a Ludzack- Ettinger.

De esta manera se determinó que, en relación a eficiencia de remoción de nitrógeno, el proceso Bardenpho es el más factible ya que logra mayores niveles de remoción de nitrógeno presente en el amonio y nitratos de aguas residuales.

Palabras clave: Nitrógeno, Ludzack- Ettinger, Bardenpho, Lodos Activados, Amonio

ABSTRACT

The present research project consisted of a comparative analysis of the Ludzack-Ettinger and Bardenpho processes in the removal of nitrogen in municipal wastewater from the Pastaza canton, in which the objectives were to evaluate the efficiency in the removal of nitrogen in municipal wastewater from these two processes to determine which is the most efficient. The analysis of the processes was carried out through its simulation through the SuperPro Designer V9.0 program. The simulation process was carried out through stages that included: the determination of the components that will act in the process, the selection of the equipment to be used in the simulation, the preparation of the treatment scheme through the union of the equipment by means of currents and the introduction of the input data required by the simulator.

As a result, it was obtained that the Bardenpho Process together with Ludzack-Ettinger presented high and similar levels of nitrogen removal present in the ammonium. In relation to the nitrogen present in nitrates, the Bardenpho process presented removal levels higher than Ludzack-Ettinger.

In this way it was determined that in relation to nitrogen removal efficiency, the Bardenpho process is the most feasible since it achieves higher levels of nitrogen removal present in the ammonium and nitrates of wastewater.

Keywords: Nitrogen, Ludzack-Ettinger, Bardenpho, wastewater, ammonium

ÍNDICE

CAPÍTULO I	1
1.1. JUSTIFICACIÓN.....	2
1.2. PLANTEAMIENTO DEL PROBLEMA	3
1.3. OBJETIVOS.....	4
1.3.1. OBJETIVO GENERAL	4
1.3.2. OBJETIVOS ESPECÍFICOS.....	4
CAPÍTULO II	5
2.1. ANTECEDENTES	5
2.2. BASES TEÓRICAS	6
2.2.1. Eliminación de nitrógeno.....	6
2.2.2. Tratamiento de lodos activados	7
2.2.3. Ludzack-Ettinger (LE)	8
2.2.4. Bardenpho.....	8
CAPÍTULO III.....	10
3.1. LOCALIZACIÓN.....	10
3.2. TIPO DE INVESTIGACIÓN	10
3.3. MÉTODOS DE INVESTIGACIÓN	10
MÉTODO INDUCTIVO.....	10
MÉTODO DEDUCTIVO	11
3.4. PROCESO DE SIMULACIÓN	11
3.4.1. Determinación de los componentes que actuarán en el proceso y selección de los equipos a utilizar en la simulación, la confección del esquema de tratamiento a través de la unión de los equipos por medio de corrientes.....	11
3.4.1.3.1. CONDICIONES DE DISEÑO DE SUB PROCESOS	27
3.4.2. Introducción de los datos de entrada que requiere el simulador.	29
CAPÍTULO IV.....	31
4.1. PROCESO DE LODOS ACTIVADOS	31
4.1.1. DIAGRAMA DEL PROCESO DE LODOS ACTIVADOS EN EL SIMULADOR	31
4.1.2. DESCRIPCIÓN DEL PROCESO	32
4.1.3. BALANCE DE MASA DEL PROCESO DE LODOS ACTIVADOS	33
4.2.1. DIAGRAMA DEL PROCESO LUDZARCK-ETTINGER EN EL SIMULADOR	35
4.2.2. DESCRIPCIÓN DEL PROCESO	36

4.2.3.	BALANCE DE MASA DEL PROCESO LUDZACK- ETTINGER.....	37
4.3.1.	DIAGRAMA DEL PROCESO BARDENPHO EN EL SIMULADOR	39
4.3.2.	DESCRIPCIÓN DEL PROCESO	40
4.3.3.	BALANCE DE MASA DEL PROCESO BARDENPHO	40
4.4.1.	Comparación del balance de masa general de los procesos Caso base, Ludzack- Ettinger y Bardenpho.	42
4.4.2.	Comparación del balance masa de cada uno de los subprocesos pertenecientes a los procesos Caso base, Ludzack- Ettinger y Bardenpho.	43
CAPITULO V		52
5.1.	CONCLUSIONES.....	52
5.2.	RECOMENDACIONES	52
CAPÍTULO VI BIBLIOGRAFIA		53
CAPÍTULO VII ANEXOS		55

ÍNDICE DE TABLAS

Tabla 1 Dimensionamiento de Clarificador.....	15
Tabla 2 Variables presentes en el agua residual.....	30
Tabla 3. Balance general del proceso de lodos activados.....	33
Tabla 4. Balance de masa general del proceso Ludzack- Ettinger	37
Tabla 5. Balance general de masa del proceso Bardenpho.....	40
Tabla 6. Comparación del balance de masa general perteneciente a los 3 procesos	42
Tabla 7. Comparación del balance de masa del subproceso Desarenador perteneciente a los 3 procesos	43
Tabla 8. Comparación del balance de masa del subproceso Reacción anóxica 1 perteneciente al proceso Ludzack- Ettinger y Bardenpho.	44
Tabla 9. Comparación del balance de masa del subproceso Biooxidación aeróbica 1 perteneciente a los 3 procesos.	45
Tabla 10. Comparación del balance de masa del subproceso Reacción anóxica 2 perteneciente al proceso Bardenpho.	46
Tabla 11. Comparación del balance de masa del subproceso Biooxidación aeróbica 2 perteneciente a los 3 procesos	47
Tabla 12. Comparación del balance de masa del subproceso Clarificación perteneciente a los 3 procesos.	48
Tabla 13. Comparación del balance de masa del subproceso Biooxidación aeróbica 3 perteneciente a los 3 procesos	49
Tabla 14. Comparación del balance de masa del subproceso Espesamiento perteneciente a los 3 procesos	50
Tabla 15. Comparación del balance de masa del subproceso Filtración de correa perteneciente a los 3 procesos	51

ÍNDICE DE FIGURAS

Figura 1. Esquema típico de un proceso de lodos activados	7
Figura 2. Proceso Ludzack- Ettinger	8
Figura 3. Proceso Bardenpho	9
Figura 4. Ubicación del área de estudio	10
Figura 5. Diagrama de flujo del proceso de lodos activados.....	12
Figura 6. Flujo de sólidos	18
Figura 7. Diagrama de flujo Proceso Ludzack- Ettinger	22
Figura 8. Diagrama de flujo Proceso Bardenpho	26
Figura 9. Diagrama del proceso de lodos activados en el simulador	31
Figura 10. Diagrama del proceso Ludzack- Ettinger en el simulador	35
Figura 11. Diagrama del proceso Bardenpho en el simulador	39

ÍNDICE DE ANEXOS

Anexo 1. Balance de masa de los subprocesos: Pretratamiento, Biooxidación aeróbica 1 y Biooxidación aeróbica 2.....	55
Anexo 2. Balance de masa de los subprocesos: Clarificación, Biooxidación aeróbica 3 y Espesamiento.....	56
Anexo 3. Balance de masa del subproceso: Filtración de correa.....	57
Anexo 4. Balance de masa de los subproductos: Pretratamiento, Reacción anóxica y Biooxidación aeróbica 1 del proceso Ludzack- Ettinger.....	58
Anexo 5. Balance de los subprocesos: Biooxidación aeróbica 2, clarificación y biooxidación aeróbica 3 del proceso Ludzack- Ettinger.....	59
Anexo 6. Balance de masa de los subprocesos: Espesamiento y Filtración de correa del proceso Ludzack- Ettinger.....	60
Anexo 7. Balance de masa de los subprocesos: Pretratamiento, Reacción anóxica 1 y Biooxidación aeróbica 1, pertenecientes al proceso Bardenpho.....	61
Anexo 8. Balance de masa de los subprocesos: Reacción anóxica 2, Biooxidación aeróbica 2 y Clarificación del proceso Bardenpho.....	62
Anexo 9. Balance de masa de los subprocesos: Biooxidación aeróbica 3, Espesamiento y Filtración de correa del proceso Bardenpho.....	63

CONDICIONES DE DISEÑO		
SIMBOLOGÍA	NOMBRE	ECUACIÓN
Ec. 1	Cálculo del Volumen de Trabajo	$V_w = Ft_R$
Ec. 2	Volumen del recipiente	$V = \frac{V_w}{(\text{Relación volumen de trabajo a recipiente})}$
Ec. 3	Porcentaje de eliminación de sólidos suspendidos	$R = \frac{\alpha C_{in}^n}{(OR)^m}$
Ec. 4	Fórmula modificada Ley de Stokes	$K = d \left(\frac{gp(p_s - p)}{\mu^2} \right)^{\frac{1}{3}}$
Ec. 5	Velocidad de sedimentación	$V_c = \left(\frac{4gd^{1+n}(\rho_s - \rho)}{3b_1\mu^n\rho^{1-n}} \right)^{\frac{1}{2-n}}$
Ec. 6	Área de la sección transversal	$A = \frac{Q}{V_c}$
Ec. 7	Velocidad de diseño	$V_c = \frac{\text{Profundidad}}{\text{Tiempo de detención}}$
Ec. 8	Flujo de gravedad de los sólidos	$G_s = XV_0 \exp(-kX)$
Ec. 9	Velocidad de diseño	$G_u = \frac{XQ_n}{A}$
Ec. 10	Flujo total de sólidos	$G_t = G_s + G_u = XV_0 \exp(-kX) + \frac{XQ_u}{A}$
Ec. 2A	Dimensionamiento de Espesante	$\left(\frac{dG_t}{dX} \right)_{X=X_L} = (1 - kX_L)V_0 \exp(-kX_L) + \frac{Q_u}{A} = 0$
Ec. 3A	Dimensionamiento de Espesante	$\frac{Q_u}{A} = (kX_L - 1)V_0 \exp(-kX_L)$
Ec. 4A	Dimensionamiento de Espesante	$G_L = kX_L^2 V_0 \exp(-kX_L)$
Ec. 5A	Dimensionamiento de Espesante	$G_L = X_u \frac{Q_u}{A} = X_u (kX_L - 1)V_0 \exp(-kX_L)$
Ec. 6A	Dimensionamiento de Espesante	$X_L^2 - X_u X_L + \frac{X_u}{k} = 0$

Ec. 7A	Dimensionamiento de Espesante	$X_L = \frac{(X_u + \sqrt{X_L^2 - \frac{4X_u}{k}})}{2}$
Ec. 8A	Dimensionamiento de Espesante	$K = 0.148 + 0.00210(SVI)$
Ec. 9A	Dimensionamiento de Espesante	$K = 0.426 - 0.00384(SVI) + 0.0000543(SVI)^2$

CAPÍTULO I

INTRODUCCIÓN

El recurso hídrico cada día presenta mayores niveles de contaminación generados a partir de actividades antrópicas. Entre los contaminantes que se ha pretendido remover del agua con mayor frecuencia se encuentran: los sólidos por su efecto rápido sobre la apariencia del líquido, la materia orgánica (MO) por el elevado consumo de oxígeno necesario para su estabilización y los microorganismos por la posible transmisión de enfermedades por agentes patógenos. Sin embargo, de igual importancia que los anteriores, nutrientes como el nitrógeno (N) generan importantes impactos sobre los cuerpos de agua, puesto que, pueden causar efectos en la estabilidad de los ecosistemas acuáticos, la eutrofización y la incorporación de niveles tóxicos que pueden de alguna u otra manera afectar a las comunidades biológicas y a los seres humanos, inclusive en muy bajas concentraciones.

Es así, que es importante la transformación y de preferencia la eliminación del N del agua a sus formas menos tóxicas por medio de la aplicación de diferentes tecnologías que permitan lograr una mejora en la calidad del agua, entre las cuales se involucran la acción de procesos químicos, procesos biológicos, fuerzas físicas o la combinación de todos estos.

El tema gana interés debido a que, a pesar de numerosos estudios y descubrimientos sobre el efecto negativo de los nutrientes en los cuerpos de agua, una gran cantidad de sistemas de tratamiento de aguas residuales no han dado la debida importancia a los procesos de disminución o eliminación de los compuestos con presencia de nitrógeno que en gran medida son vertidos en las fuentes de agua sin ningún tipo de tratamiento, generando los impactos que se comentaron anteriormente.

El presente proyecto presenta una evaluación del grado de eficiencia en la remoción de nitrógeno que poseen diferentes métodos convencionales, temática que sirve de gran utilidad para estudios, proyectos e investigaciones relacionadas con la descontaminación y/o el re uso de aguas residuales y además es de gran ayuda en la selección de la tecnología o proceso más apropiado en la remoción de algunas formas de nitrógeno presentes en las aguas residuales.

1.1. JUSTIFICACIÓN

Actualmente, existen grandes problemas ambientales en nuestro país, entre los más importantes se encuentra la contaminación de los cuerpos de agua, la cual se incrementa con el vertido de aguas residuales con altos niveles de nitrógeno, siendo de gran importancia la eliminación de este nutriente del agua residual

Existen diferentes métodos de tratamiento de aguas residuales que nos permiten lograr una solución a este problema, entre estos se encuentran los procesos más convencionales que son de Ludzack-Ettinger y Bardenpho, sin embargo, no existen estudios que nos permitan determinar cuál de los dos procesos presenta un mayor grado de eficiencia en la remoción de nitrógeno, con lo cual se pueda dar un tratamiento más eficaz al problema de las aguas residuales municipales.

En Ecuador solo el 61,86% (133) de los GAD Municipales realizan tratamientos de sus aguas residuales, mientras que el 38,14% (82) no realizan tratamiento alguno. De los 133 municipios que tratan el agua residual, 53 lo realizan de forma parcial y 82 no realizan ningún tipo de tratamiento, de éstos el 59,26% de los GAD Municipales disponen el agua residual no tratada en los ríos, el 25,19% en quebradas y el restante 15,56% se disponen en otros sitios. En la Región Insular el 100% del agua residual no tratada se dispone en otros sitios (mar).

1.2. PLANTEAMIENTO DEL PROBLEMA

El nitrógeno es un nutriente que genera un alto grado de contaminación, presente en las aguas residuales, el cual debe ser eliminado por diferentes razones: reduce el oxígeno disuelto de las aguas superficiales, es tóxico para los sistemas acuáticos, entraña un riesgo para la salud pública y además es responsable junto al fósforo del crecimiento acelerado de organismos fotosintéticos (eutrofización) (Chen, Hu, & Zhan, 2013). Todos estos factores han provocado que la legislación sea cada vez más estricta en cuanto a los límites máximos permitidos para este parámetro (Venegas, 2015).

Hay que tener en cuenta la existencia de diferentes esquemas de procesos para la eliminación biológica de este nutriente, en donde las etapas aerobias y anóxicas se combinan de varias formas y bajo diferentes condiciones de funcionamiento. Los procesos de nitrificación y desnitrificación se pueden llevar a cabo en uno o varios cultivos biológicos, lo que genera que las variantes de los esquemas de procesos se agrupen dependiendo del número de cultivos utilizados. De esta manera se distinguen los procesos de cultivo simple y cultivo múltiple.

En función de la ubicación de las etapas anóxica y aerobia existe una forma común de clasificación de los procesos de cultivo simple, de los que se generan los procesos de: pre desnitrificación (Ludzack- Ettinger y Bardenpho, de los cuales no existe mucha aplicación en Ecuador) y post desnitrificación.

Mediante el presente estudio se busca responder a la pregunta: ¿Cuál de los dos métodos entre el de Ludzack- Ettinger y Bardenpho es el más eficiente en la remoción de nitrógeno?

1.3. OBJETIVOS

1.3.1. OBJETIVO GENERAL

- Comparar los procesos Ludzack - Ettinger y Bardenpho en la remoción de nitrógeno en aguas residuales municipales del cantón Pastaza

1.3.2. OBJETIVOS ESPECÍFICOS

- Evaluar la eficiencia en la remoción de nitrógeno mediante el proceso Ludzack-Ettinger en aguas residuales municipales del cantón Pastaza.
- Evaluar la eficiencia en la remoción de nitrógeno mediante el proceso Bardenpho en aguas residuales municipales del cantón Pastaza.
- Comparar la factibilidad técnica de los procesos Ludzack- Ettinger y Bardenpho en la remoción de nitrógeno en aguas residuales municipales del cantón Pastaza.

CAPÍTULO II

FUNDAMENTACIÓN TEÓRICA DE LA INVESTIGACIÓN

2.1. ANTECEDENTES

El nitrógeno junto al fósforo son los compuestos inorgánicos de mayor importancia en el control de la calidad de las aguas residuales. El nitrógeno presente en los cursos de agua tiene su origen de diferentes fuentes: desechos ganaderos, efluentes de pequeñas empresas y en especial los efluentes de los sistemas de tratamiento de aguas residuales. La consecuencia más grave que genera la contaminación de nitrógeno es su capacidad de promover el crecimiento de algas. La presencia de este nutriente en el agua propicia la eutrofización y la generación indeseable de algas. Una manera de reducir el efecto adverso de su vertido es mediante su eliminación o conversión del amonio a nitratos (Tchobanoglous & Burton, 2002).

La eutrofización de las aguas promueve una generación masiva de algas, las cuales abastecen de este líquido diferentes ecosistemas acuáticos como: ríos, lagos, estuarios, entre otros, a los que se puede verter el agua procedente de la depuradora. El crecimiento excesivo de algas genera la desaparición de diferentes especies que pueden ser fundamentales para el desarrollo de la vida en los ecosistemas al disminuir el nivel de oxígeno presente para la respiración de animales y plantas, lo que provoca un aumento de la demanda bioquímica de oxígeno. Esto acarrea diversos problemas entre ellos la generación de malos olores debido a la descomposición de productos tanto de animales como de vegetales, la alteración del color y apariencia de las aguas y además la contribución con una disminución considerable de la biodiversidad que puede afectar de manera negativa al desarrollo de los diferentes ecosistemas (Tchobanoglous & Burton, 2002).

Por tal manera, es necesario que los diferentes tratamientos de aguas residuales eliminen el nitrógeno que estas poseen antes de que estas aguas sean devueltas al ambiente.

La mayor parte de los nitratos que son tratados en plantas depuradoras de aguas residuales provienen de efluentes urbanos e industriales, principalmente detergentes, excreciones humanas y animales. Existen diversas formas de eliminar estos compuestos a través de tratamientos biológicos o químicos. Mediante los tratamientos biológicos se logra reducir la concentración de nitratos del agua tratada eliminándola en forma de lodos. Sin embargo, no

todas las plantas de tratamiento de la región poseen la tecnología necesaria para llevar a cabo esta tarea, ni se conoce el proceso más eficiente que permita una mayor remoción de estos compuestos (Tchobanoglous & Burton, 2002).

2.2. BASES TEÓRICAS

2.2.1. Eliminación de nitrógeno

En el agua residual, el nitrógeno puede estar presente en múltiples formas, y son numerosas las transformaciones que puede sufrir en los diferentes procesos de tratamiento. Estas transformaciones permiten convertir el nitrógeno amoniacal en otros productos fácilmente separables del agua residual (Venegas, 2015).

En el proceso de nitrificación y des-nitrificación, la eliminación del nitrógeno se consigue en dos etapas de conversión. En la primera, la nitrificación, se reduce la demanda de oxígeno del amonio mediante su conversión a nitrato. No obstante, en este paso, el nitrógeno apenas ha cambiado de forma y no se ha eliminado. En el segundo paso, la desnitrificación, el nitrato se convierte en un producto gaseoso que es eliminado (Venegas, 2015).

Este proceso de eliminación del nitrógeno en las aguas residuales constituye el método biológico más adecuado ya que presenta una elevada eficacia de eliminación, una alta estabilidad y fiabilidad, así como un fácil control del proceso y costes menores a otros tratamientos. La nitrificación es el primer paso en la eliminación del nitrógeno en las aguas residuales. Este proceso se puede llevar a cabo gracias a dos géneros de bacterias, nitrosomas (oxidan el amonio en nitrito, siendo éste un producto intermedio) y nitrobacter (transforman el nitrito a nitrato) (Rodríguez Urioz, 2011).

Las bacterias nitrificantes son organismos extremadamente sensibles y que se ven afectados por numerosos factores como son: temperatura, oxígeno disuelto, pH, alcalinidad, etc. (Rodríguez Urioz, 2011).

La desnitrificación es la segunda etapa de la eliminación del nitrógeno en las aguas residuales, la cual se da en condiciones anóxicas, donde previamente el nitrato es reducido a nitrito y posteriormente a nitrógeno gas, mediante la acción de bacterias heterótrofas facultativas. Estas bacterias utilizan el carbono de la materia orgánica para la síntesis celular y fuente de energía, y en ausencia de oxígeno utilizan el nitrato como aceptor de electrones (Venegas, 2015).

La desnitrificación puede ser afectada por varios factores, entre los que destacan la temperatura, el oxígeno disuelto, el pH, la cantidad de materia orgánica fácilmente disponible y la concentración de nitrato (Rodríguez Urioz, 2011).

2.2.2. Tratamiento de lodos activados

El tratamiento biológico de las aguas residuales, ha sido ampliamente utilizado para vertidos urbanos e industriales. Desde el punto de vista económico y operacional, los procesos biológicos constituyen un sistema robusto y con menor consumo energético que otros sistemas de tratamiento siempre y cuando se tenga un control adecuado en el proceso de tratamiento (C. P. L. Grady Jr, Daigger, Love, Filipe, & Leslie G., 2011).

El proceso de lodos activados o fangos activados, es un proceso desarrollado en Inglaterra en 1914 por Arden y Lockett, y su nombre proviene de la producción de una masa activa de microorganismos capaz de estabilizar un residuo por vía aerobia (Kausser et al., 2012). El proceso de fangos activados, es un proceso biológico donde una biomasa microbiana oxida y mineraliza la materia orgánica presente en las aguas residuales. En la zona aerobia, los microorganismos son mantenidos en el agua por efecto de la aireación. Se tiene un tanque de sedimentación, donde el material particulado es decantado, siendo éste una parte fundamental de este tipo de proceso. El material decantado es rico en biomasa y para mantener la población microbiana necesaria (estabilización del sistema), es necesario recircular parte de este fango a cabeza de planta, es decir, el compartimiento aireado, mientras que la otra parte, es removida por la purga del fango en exceso. En la actualidad existen muchas variaciones del proceso original. El esquema básico de este proceso se muestra en la figura I.

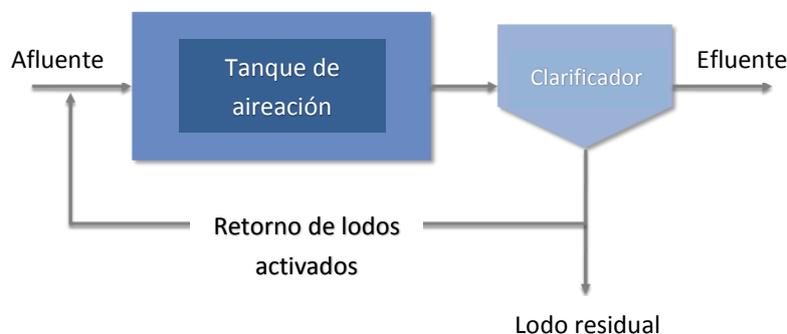


Figura 1. Esquema típico de un proceso de lodos activados

Fuente: (Curtin, Duerre, Fitzpatrick, & Meyer, 2011)

2.2.3. Ludzack-Ettinger (LE)

Es un proceso biológico de dos etapas desnitrificación- nitrificación, con una zona anaeróbica seguida de una aeróbica. La zona anóxica se coloca antes que la aeróbica, esto permite que la zona de desnitrificación posea una fuente de materia orgánica perteneciente a la corriente tratada. Esta fuente de alimentación es necesaria para llevar a cabo el proceso de desnitrificación, tarea realizada por las bacterias desnitrificantes que utilizan el oxígeno contenido en el nitrato para metabolizar la materia orgánica presente en el agua residual. Por otro lado en la segunda etapa se produce la reducción final de la materia orgánica, a través de un proceso de biodegradación en condiciones aeróbicas (Ontiveros, Alberto, & Campanella, Evaluación del Comportamiento de PPCP's en Dos Procesos: Ludzack-Ettinger y Ludzack-Ettinger Modificado, 2010).



Figura 10. Proceso Ludzack- Ettinger

Fuente: (Curtin, Duerre, Fitzpatrick, & Meyer, 2011)

2.2.4. Bardenpho

El proceso es similar al anterior, pero al cual se le adiciona un reciclo interno. La nitrificación que ocurre en la zona aeróbica, segunda etapa del sistema, es aprovechada mediante el reciclo interno enviando parte de la corriente nitrificada a la zona anaeróbica donde, una vez consumido el oxígeno remanente, tiene lugar la desnitrificación (Manga Certain, Escaf, Logreira, & García, 2011). De esta manera, se obtienen altos niveles de desnitrificación debido a la retroalimentación del sistema. El reciclo interno se opera en el rango de 1 a 4 veces el caudal de ingreso (Ontiveros, Alberto, & Campanella, Evaluación del Comportamiento de PPCP's en Dos Procesos: Ludzack-Ettinger y Ludzack-Ettinger Modificado, 2010).

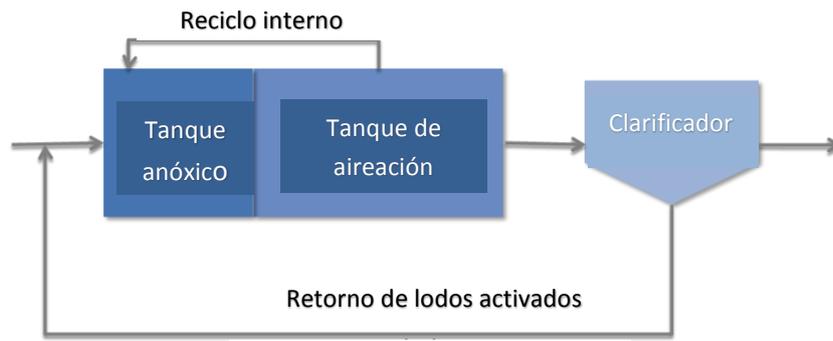


Figura 19. Proceso Bardenpho

Fuente: (Curtin, Duerre, Fitzpatrick, & Meyer, 2011)

CAPÍTULO III

METODOLOGÍA DE LA INVESTIGACIÓN

3.1. LOCALIZACIÓN

El presente estudio se lo realizó en las instalaciones de la Universidad Estatal Amazónica la cual se encuentra ubicada en el Cantón Pastaza, km 2 ½ de la vía Puyo-Napo, coordenadas geográficas S 128053 y W 7759804, la misma se sitúa a una altura de 968 m.s.n.m.

El caudal a emplear se determinó por medio del número de habitantes del cantón Pastaza que es 62016 hab (INEC, 2010).



Figura 28. Ubicación del área de estudio

Fuente: Google Maps

Elaboración propia (2020)

3.2. TIPO DE INVESTIGACIÓN

Para el desarrollo del presente proyecto se trabajará en forma ordenada y sistemática, mediante el tipo de investigación documental, se inició con la recopilación de fuentes bibliográficas específicas al tema, normas, manuales y guías técnicas, de reconocimiento internacional, para definir conceptos, teorías, condiciones y variables de proceso.

3.3. MÉTODOS DE INVESTIGACIÓN

MÉTODO INDUCTIVO

Mediante las propiedades físicas y químicas del efluente a trabajar y el caudal que este presenta, se determinaron las condiciones específicas requeridas que involucra dicho proceso.

MÉTODO DEDUCTIVO

El dimensionamiento de los reactores, se basó en fundamentos y principios de Cálculos Básicos y Operaciones Unitarias, lo cual, es de vital importancia para la realización de los cálculos necesarios.

3.4. PROCESO DE SIMULACIÓN

El proceso de simulación se lo efectuó a través de etapas que incluyeron: la determinación de los componentes que actuarán en el proceso, la selección de los equipos a utilizar en la simulación, la confección del esquema de tratamiento a través de la unión de los equipos por medio de corrientes y la introducción de los datos de entrada que requiere el simulador.

3.4.1. Determinación de los componentes que actuarán en el proceso y selección de los equipos a utilizar en la simulación, la confección del esquema de tratamiento a través de la unión de los equipos por medio de corrientes

Para el presente proyecto se trabajó en relación a un modelo base obtenido del programa SuperPro Designer V9.0, a partir de este se determinó los parámetros de acuerdo a las variables del sector con lo cual se procedió a simular. Las variables que se determinó fueron en relación a nitratos, amonio, entre otros, correspondiente a anteriores estudios realizados por (Abril, Leo, Sucoshañay, & Bucaram, 2017). Posteriormente se procedió a efectuar las tres simulaciones, tomando en consideración la cantidad de agua que se consume y la población del cantón Pastaza.

3.4.1.1.1. CONDICIONES DE DISEÑO DE SUB PROCESOS

Las condiciones de diseño de los subprocesos se utilizaron para diseñar y seleccionar los equipos adecuados, además de seleccionar el proceso más factible a desarrollar.

A. WELL-MIXED (WM) PROCEDIMIENTO DE BIOOXIDACIÓN AERÓBICA CINÉTICA

Este procedimiento se usa para representar la transformación (p. Ej., Biooxidación, oxidación química, hidrólisis, fotólisis, nitrificación, sorción, etc.) de compuestos orgánicos y otros en una cuenca bien mezclada en condiciones aeróbicas. Se puede especificar cualquier número de reacciones en secuencia por estequiometría y cinética con una variedad de expresiones cinéticas. El modelo realiza cálculos rigurosos de emisiones de COV para sistemas de aireación superficial y difusa (Tchobanoglous & Burton, 2002).

a) DIMENSIONAMIENTO

Se especifica el volumen máximo, la profundidad de la cuenca y la relación longitud a anchura, y el sistema calcula el número de unidades y el volumen de la cuenca, así como su longitud y anchura. Por otro lado, se especifica el tiempo de residencia hidráulica (t_R) y la relación de volumen de trabajo a recipiente. El volumen de trabajo (líquido) (V_w) y el volumen del recipiente (V) se calculan utilizando las siguientes ecuaciones:

$$V_w = Ft_R$$

ec.1 Cálculo del Volumen de Trabajo

$$V = \frac{V_w}{(\text{Relación volumen de trabajo a recipiente})}$$

ec.2. Volumen del recipiente

Donde F es el caudal volumétrico de alimentación. Si el volumen del recipiente calculado excede su valor máximo posible, el sistema asume múltiples unidades idénticas que operan en paralelo con un volumen total del recipiente igual al calculado. La profundidad del tanque siempre es especificada por el diseñador. Luego, usando la relación Longitud / Ancho, se calcula todas las dimensiones de los tanques (Tchobanoglous & Burton, 2002)

B. CLARIFICACIÓN

Este procedimiento corresponde a la eliminación de componentes particulados en un Clarificador. La eficiencia de eliminación se calcula utilizando un modelo empírico. El modelo puede manejar cálculos rigurosos de emisiones de COV (Samer, 2015).

a) BALANCE DE MATERIALES

Los balances de materiales se basan en el 1% de eliminación de los componentes particulados y la concentración de partículas en el lodo (mg / litro). Se especifica el porcentaje de eliminación de componentes particulados o se calcula utilizando un modelo empírico simple descrito por la siguiente ecuación (Ibrahim y Atasi, 1989):

$$R = \frac{\alpha C_{in}^n}{(OR)^m}$$

ec. 3 Porcentaje de eliminación de sólidos suspendidos

Donde R es el porcentaje de eliminación de sólidos suspendidos, C_{in} es la concentración de sólidos suspendidos influente, OR es la tasa de desbordamiento, y α , n y m son constantes empíricas. Cuando se utiliza el modelo empírico, se supone que el diseñador identifica los componentes de partículas que se eliminan. Tenga en cuenta que el mismo porcentaje de eliminación (calculado por la ecuación anterior) se aplica a todos los componentes extraíbles. Si esta no es una suposición aceptable, puede especificar el porcentaje de eliminación de todos los componentes de partículas seleccionando la opción "Establecer por usuario". La concentración de partículas en el lodo determina la cantidad de componentes líquidos y solubles que permanecen en la corriente de lodo (Tchobanoglous & Burton, 2002).

b) DIMENSIONAMIENTO

En el diseño se especifica la tasa de desbordamiento en $m^3 / m^2\text{-día}$ o proporciona las propiedades (diámetro de partícula y densidad) de un componente de partícula limitante. Si se especifica la velocidad de desbordamiento, entonces, el área de sedimentación (área de sección transversal de la cuenca) se calcula simplemente dividiendo la velocidad de flujo del agua clarificada por la velocidad de desbordamiento. Si el área de sección transversal calculada excede el máximo, se asume múltiples unidades que

operan en paralelo con un área de sección transversal total igual a la calculada (Tchobanoglous & Burton, 2002).

Si se proporcionan las propiedades de un componente de partícula limitante, su velocidad de sedimentación, V_c , se estima utilizando una versión modificada de la ley de Stokes (McCabe, Smith, & Harriot, 2010). Más específicamente, el término K se calcula primero.

$$K = d \left(\frac{gp(p_s - p)}{\mu^2} \right)^{\frac{1}{3}}$$

ec.4 Fórmula modificada Ley de Stokes

Donde:

- ✓ g es la constante gravitacional,
- ✓ p_s es la densidad de la partícula,
- ✓ p es la densidad del líquido,
- ✓ d es el diámetro de la partícula de diseño, y
- ✓ μ es la viscosidad del fluido.

Dependiendo del valor de K , se asignan diferentes valores a los parámetros b_1 y n de acuerdo con la tabla a continuación

Tabla 1. Dimensionamiento de Clarificador

	b_1	n
K		
≤ 3.3	24	1
> 3.3 and ≤ 43.6	18.5	0.6
> 43.6	0.44	0

Fuente: SuperPro Designer V9.0
Elaboración propia (2020)

Luego, la velocidad de sedimentación se calcula utilizando la siguiente ecuación.

$$V_c = \left(\frac{4gd^{1+n}(\rho_s - \rho)}{3b_1\mu^n\rho^{1-n}} \right)^{\frac{1}{2-n}}$$

ec.5 Velocidad de sedimentación

Donde:

- ✓ g es la constante gravitacional,
- ✓ ρ_s es la densidad de la partícula,
- ✓ ρ es la densidad del líquido,
- ✓ d es el diámetro de la partícula de diseño, y
- ✓ μ es la viscosidad del fluido.

Luego, el área de la sección transversal de la cubeta de clarificación, A, se calcula simplemente dividiendo el caudal del agua clarificada, Q, por la velocidad de sedimentación del componente de diseño.

$$A = \frac{Q}{V_c}$$

ec.6 Área de la sección transversal

Para la sedimentación de flujo continuo, la profundidad de la cuenca y el tiempo que una unidad de volumen de agua está en la cuenca (tiempo de detención) debe ser tal que todas las partículas con la velocidad de diseño V_c se depositen en el fondo del tanque. La velocidad de diseño, el tiempo de detención y la profundidad de la cuenca se relacionan de la siguiente manera:

$$V_c = \frac{\text{Profundidad}}{\text{Tiempo de detención}}$$

ec.7 Velocidad de diseño

Esta operación puede generar emisiones de COV si hay compuestos volátiles en la corriente de alimentación (Tchobanoglous & Burton, 2002).

C. ESPESANTE

a) BALANCE DE MASA

Los balances de materiales se basan en el porcentaje de eliminación de componentes particulados y la concentración de sólidos en el lodo (mg / L). Solo se especifica el 1% de eliminación de los componentes particulados. La cantidad de componentes líquidos y solubles en la corriente de lodo se determina a partir de la concentración de sólidos de lodo. Esta operación puede generar emisiones de COV si hay compuestos volátiles en la corriente de alimentación (Tchobanoglous & Burton, 2002).

b) DIMENSIONAMIENTO

Cuando se especifica la velocidad de carga volumétrica de alimentación en m³ / m²-día, el área de sedimentación (área de sección transversal de la cuenca) se calcula dividiendo la velocidad de flujo de alimentación por la velocidad de carga. Si el área de superficie calculada excede el máximo, se asume múltiples unidades en paralelo con un área de superficie total igual a la calculada (Tchobanoglous & Burton, 2002).

Los modelos de flujo de sólidos para el dimensionamiento de equipos se basan en la teoría de flujo de asentamiento de sólidos limitantes. En general, los sólidos son transportados al fondo de un espesante por el componente de velocidad de sedimentación (flujo de gravedad) y el componente de velocidad debido a la extracción en el flujo inferior (flujo de flujo inferior). La siguiente ecuación empírica relaciona el flujo de gravedad con la concentración de sólidos y el SVI:

$$G_s = XV_0 \exp(-kX)$$

ec. 8 Flujo de gravedad de los sólidos

Donde:

G_s es el flujo de gravedad de los sólidos (kg / m²-h)

X es la concentración de sólidos en suspensión (kg / m³),

V₀ (m / h) y k (m³ / kg) son parámetros ajustables que dependen de SVI.

El flujo de sólidos por debajo del flujo (G_u) viene dado por la siguiente ecuación:

$$G_u = \frac{XQ_n}{A}$$

ec.9 Flujo de sólidos por debajo del flujo

Donde:

Q es el caudal volumétrico de flujo inferior (m³ / h), y

A es el área de la sección transversal del espesador (m²).

El flujo total (G_t) es la suma de G_s y G_u:

$$G_t = G_s + G_u = XV_0 \exp(-kX) + \frac{XQ_u}{A}$$

ec.10 Flujo total de sólidos

La siguiente figura muestra el flujo por gravedad de los sólidos, el flujo por debajo del flujo y el flujo total en función de la concentración de sólidos. El flujo de sólidos limitantes, GL = G_t (X_L), que se utiliza para calcular el área de la cuenca de sedimentación, corresponde al valor mínimo del flujo total (Tchobanoglous & Burton, 2002).

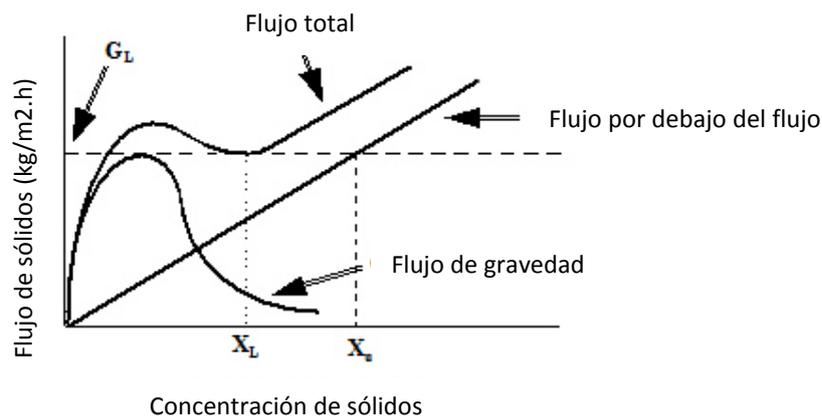


Figura 6. Flujo de sólidos

Fuente: (Tchobanoglous & Burton, 2002)

Hay dos incógnitas en ec. 1A Dimensionamiento de Espesante; la concentración de sólidos X y la relación Q_U / A. Por lo tanto, necesitamos dos ecuaciones independientes para resolver el problema. Dado que G_L responde al valor mínimo de G_t, la primera ecuación se deriva diferenciando G_t con respecto a X, estableciendo la derivada en X_L igual a cero y resolviendo para Q_u / A:

$$\left(\frac{dG_t}{dX}\right)_{X=X_L} = (1 - kX_L)V_0 \exp(-kX_L) + \frac{Q_u}{A} = 0$$

ec. 2A Dimensionamiento de Espesante

o:

$$\frac{Q_u}{A} = (kX_L - 1)V_0 \exp(-kX_L)$$

ec. 3A Dimensionamiento de Espesante

Al sustituir Q_u / A de la ecuación anterior en la ecuación 1A obtenemos G_L en función de X_L :

$$G_L = kX_L^2 V_0 \exp(-kX_L)$$

ec. 4A Dimensionamiento de Espesante

La segunda ecuación se deriva al observar en la figura anterior que a alguna concentración X_u , G_u es igual a G_L . Por lo tanto:

$$G_L = X_u \frac{Q_u}{A} = X_u (kX_L - 1)V_0 \exp(-kX_L)$$

ec. 5A Dimensionamiento de Espesante

La combinación de las dos ecuaciones anteriores da como resultado la siguiente ecuación cuadrática con respecto a X_L :

$$X_L^2 - X_u X_L + \frac{X_u}{k} = 0$$

ec. 6A Dimensionamiento de Espesante

La raíz positiva de la ecuación cuadrática anterior está dada por:

$$X_L = \frac{\left(X_u + \sqrt{X_u^2 - \frac{4X_u}{k}} \right)}{2}$$

ec. 7A Dimensionamiento de Espesante

En las ecuaciones anteriores, los parámetros V_0 y k pueden especificarse o calcularse en base al índice SVI especificado. Se han implementado dos modelos diferentes para calcular V_0 y k en función de SVI. El primero es el modelo de Daigger y Roper (1985):

$$V_0 = 7.8$$

$$K = 0.148 + 0.00210(SVI)$$

ec. 8A Dimensionamiento de Espesante

Este modelo fue validado para valores SVI en el rango de 36 a 402 (ml / g).

El segundo modelo es que Wahlberg y Keinath (1988, 1990):

$$V_0 = 15.3 - 0.0615(SVI)$$

$$K = 0.426 - 0.00384(SVI) + 0.0000543(SVI)^2$$

ec. 9A Dimensionamiento de Espesante

Este modelo fue validado para valores SVI en el rango de 35 a 220 (mL / g).

El algoritmo de flujo de configuración de sólidos en SuperPro Designer consta de los siguientes pasos:

1. V_0 y k , si no lo especifica el diseñador, se calculan utilizando uno de los modelos anteriores.
2. XL se calcula a partir de la ecuación 7A base don el valor especificado para la concentración de sólidos en el lodo (XU).
3. El flujo de sólidos limitantes, GL , se calcula a partir de la ecuación 4A
4. El área requerida, A , del tanque de sedimentación se calcula dividiendo el caudal másico de sólidos en el flujo inferior (base con el % de eliminación de componentes en partículas), $XUQU$, por el flujo de sólidos limitantes, GL .
5. Los balances de materiales se completan en función del% de eliminación de componentes particulados y la concentración de sólidos de flujo inferior especificada, XU .
6. Se especifica el número y el tamaño de las cuencas y se calcula la velocidad de carga de alimentación específica.

D. FILTRACIÓN DE CORREA

Las prensas de filtro de correa son dispositivos de desagüe de lodos de alimentación continua que implican la aplicación de acondicionamiento químico, drenaje por gravedad y presión aplicada mecánicamente al lodo de desagüe (Tchobanoglous & Burton, 2002). En la mayoría de los tipos de prensas de filtro de correa, el lodo acondicionado se introduce primero en una sección de drenaje por gravedad donde se

permite espesar. En esta sección, la mayoría del agua libre se elimina del lodo por gravedad. Después del drenaje por gravedad, la presión se aplica en una sección de baja presión, donde el lodo se aprieta entre las correas de tela porosas. En algunas unidades, la sección de baja presión es seguida por una sección de alta presión, donde el lodo está sujeto a fuerzas de cizallamiento a medida que las correas pasan a través de una serie de rodillos. La presión de compresión en combinación con las fuerzas de corte induce la liberación de cantidades adicionales de agua del lodo. La última torta de lodo deshidratado se retira de las correas con cuchillas rascadoras (Tchobanoglous & Burton, 2002).

Un sistema típico de prensa de filtro de correa consiste en bombas de alimentación de lodo, equipo de alimentación de polímeros, un tanque de acondicionamiento de lodo (floculador), una prensa de filtro de correa, un transportador de torta de lodo y sistemas de soporte (bombas de alimentación de lodo, bombas de agua de lavado y aire comprimido). Las prensas de filtro de correa están disponibles en tamaños métricos de 0.5 a 3.5 m de ancho de banda. El tamaño más común utilizado para aplicaciones de lodos municipales es de 2.0 m. Las tasas de carga de lodo varían de 90 a 680 kg / m-h dependiendo del tipo de lodo y las concentraciones de alimento. El rendimiento hidráulico basado en el ancho de la banda varía de 1.6 a 6.3 L / m-seg. Tenga en cuenta que es común expresar tasas de carga y tamaños de filtros de banda en función del ancho del filtro (Tchobanoglous & Burton, 2002).

a) BALANCE DE MATERIALES

Los balances de materiales se basan en el porcentaje de eliminación de componentes en partículas y el 1 % en peso de sólidos en la torta. La retención de componentes líquidos y solubles se basa en el contenido de sólidos de la corriente de la torta. El modelo también ajusta el caudal de la corriente de lavado en función de la composición especificada y el ancho de la banda de flujo por unidad (en m³ / m-h) para esta corriente. Se supone que el lavado es de tipo desplazamiento (desplazamiento embólico de solutos y solventes presentes en el espacio intersticial) (Tchobanoglous & Burton, 2002).

b) DIMENSIONAMIENTO

El ancho de la correa se calcula dividiendo la carga de sólidos (presente en la alimentación) por la velocidad específica de carga de lodo (en kg de sólidos secos / m-h). Si el ancho calculado excede el máximo posible (que se especifica a través de la

pestaña del equipo), se asume múltiples unidades que operan en paralelo con un ancho total de la correa igual al calculado. Además, se debe especificar el número de unidades y el ancho de su correa y se calcula la velocidad de carga de lodo (Tchobanoglous & Burton, 2002).

3.4.1.2. DISEÑO CONCEPTUAL DEL PROCESO LUDZARCK- ETTINGER

A continuación, en la figura 7 se presenta el diagrama de flujo del proceso Ludzack-Ettinger:

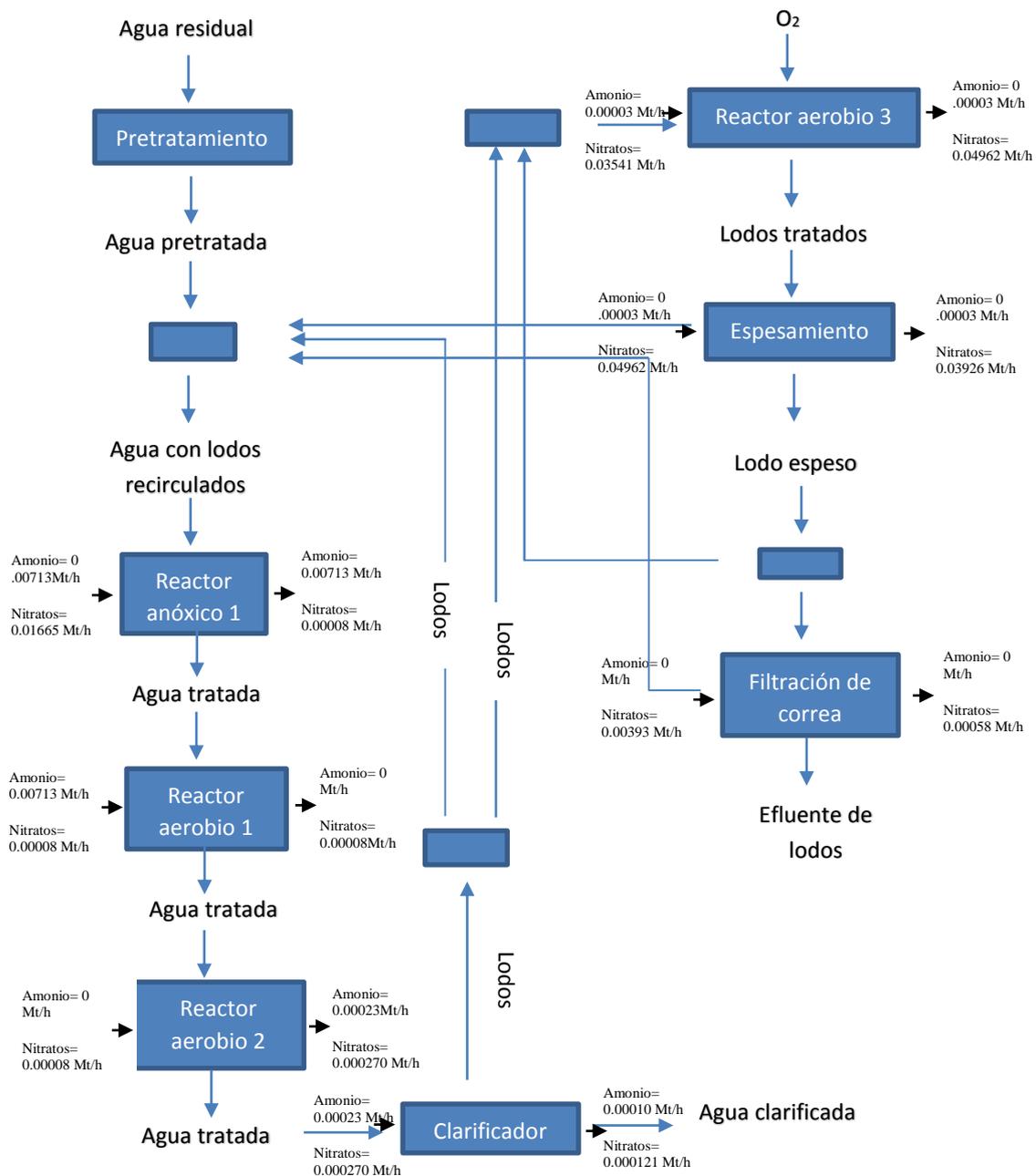


Figura 7. Diagrama de flujo Proceso Ludzack- Ettinger

Fuente: SuperPro Designer V9.0
Elaboración propia (2020)

3.4.1.2.1. CONDICIONES DE DISEÑO DE SUB PROCESOS

A. WELL-MIXED (WM) PROCEDIMIENTO DE BIOOXIDACIÓN AERÓBICA CINÉTICA

Al igual que en el proceso anterior. Este procedimiento se usa para representar la transformación (p. Ej., Biooxidación, oxidación química, hidrólisis, fotólisis, nitrificación, sorción, etc.) de compuestos orgánicos y otros en una cuenca bien mezclada en condiciones aeróbicas. Se puede especificar cualquier número de reacciones en secuencia por estequiometría y cinética con una variedad de expresiones cinéticas. El modelo realiza cálculos rigurosos de emisiones de COV para sistemas de aireación superficial y difusa (Tchobanoglous & Burton, 2002).

a) DIMENSIONAMIENTO

Se debe especificar las características de la cuenca de la misma manera que en el inciso A del numeral 3.4.1.1.1. Además, en la pestaña Volúmenes de la interfaz de operación, se especifica el tiempo de residencia hidráulica (t_R) y la relación de volumen de trabajo a recipiente. El volumen de trabajo (líquido) (V_w) y el volumen del recipiente (V) se calculan utilizando las ecuaciones 1 y 2.

Si el volumen del recipiente calculado excede su valor máximo posible (especificado a través de la pestaña Equipo), el sistema asume múltiples unidades idénticas que operan en paralelo con un volumen total del recipiente igual al calculado. La profundidad del tanque siempre es especificada por el diseñador. Luego, usando la relación Longitud / Ancho, se calcula todas las dimensiones de los tanques (Tchobanoglous & Burton, 2002).

B. CLARIFICACIÓN

a) BALANCE DE MATERIALES

Los balances de materiales se basan en el 1% de eliminación de los componentes particulados y la concentración de partículas en el lodo (mg / litro). Se especifica el porcentaje de eliminación de componentes particulados o se calcula utilizando un modelo empírico simple descrito por la ecuación 3 descrita en el proceso anterior (Tchobanoglous & Burton, 2002).

b) DIMENSIONAMIENTO

El cálculo se desarrolla las mismas operaciones efectuadas en el inciso B del numeral 3.4.1.1.1.

C. ESPESANTE

El propósito de este modelo de operación de la unidad al igual que en el proceso anterior es simular el desempeño de una cuenca de clarificación y engrosamiento.

a) BALANCE DE MASA

Los balances de materiales se basan en el porcentaje de eliminación de componentes particulados y la concentración de sólidos en el lodo (mg / L). Tenga en cuenta que solo debe especificar el% de eliminación de los componentes particulados. La cantidad de componentes líquidos y solubles en la corriente de lodo se determina a partir de la concentración de sólidos de lodo (Tchobanoglous & Burton, 2002).

b) DIMENSIONAMIENTO

Se realiza los mismos cálculos que en el inciso C del numeral 3.4.1.1.1 del proceso anterior.

D. FILTRACIÓN DE CORREA

Las prensas de filtro de correa son dispositivos de desagüe de lodos de alimentación continua que implican la aplicación de acondicionamiento químico, drenaje por gravedad y presión aplicada mecánicamente al lodo de desagüe (Tchobanoglous & Burton, 2002). Además de las características especificadas en el inciso D del numeral 3.4.1.1.1 del proceso anterior.

a) BALANCE DE MATERIALES

Los balances de materiales se basan en el porcentaje de eliminación de componentes en partículas y el 1% en peso de sólidos en la torta y demás características especificadas en el inciso D del numeral 3.4.1.1.1 del proceso anterior.

b) DIMENSIONAMIENTO

El ancho de la correa se calcula dividiendo la carga de sólidos (presente en la alimentación) por la velocidad específica de carga de lodo (en kg de sólidos secos / m-

h). Si el ancho calculado excede el máximo posible (que se especifica a través de la pestaña del equipo), se asume múltiples unidades que operan en paralelo con un ancho total de la correa igual al calculado.

3.4.1.3. DISEÑO CONCEPTUAL DEL PROCESO BARDENPHO

A continuación, se presenta el Diagrama de flujo perteneciente al proceso Bardenpho:

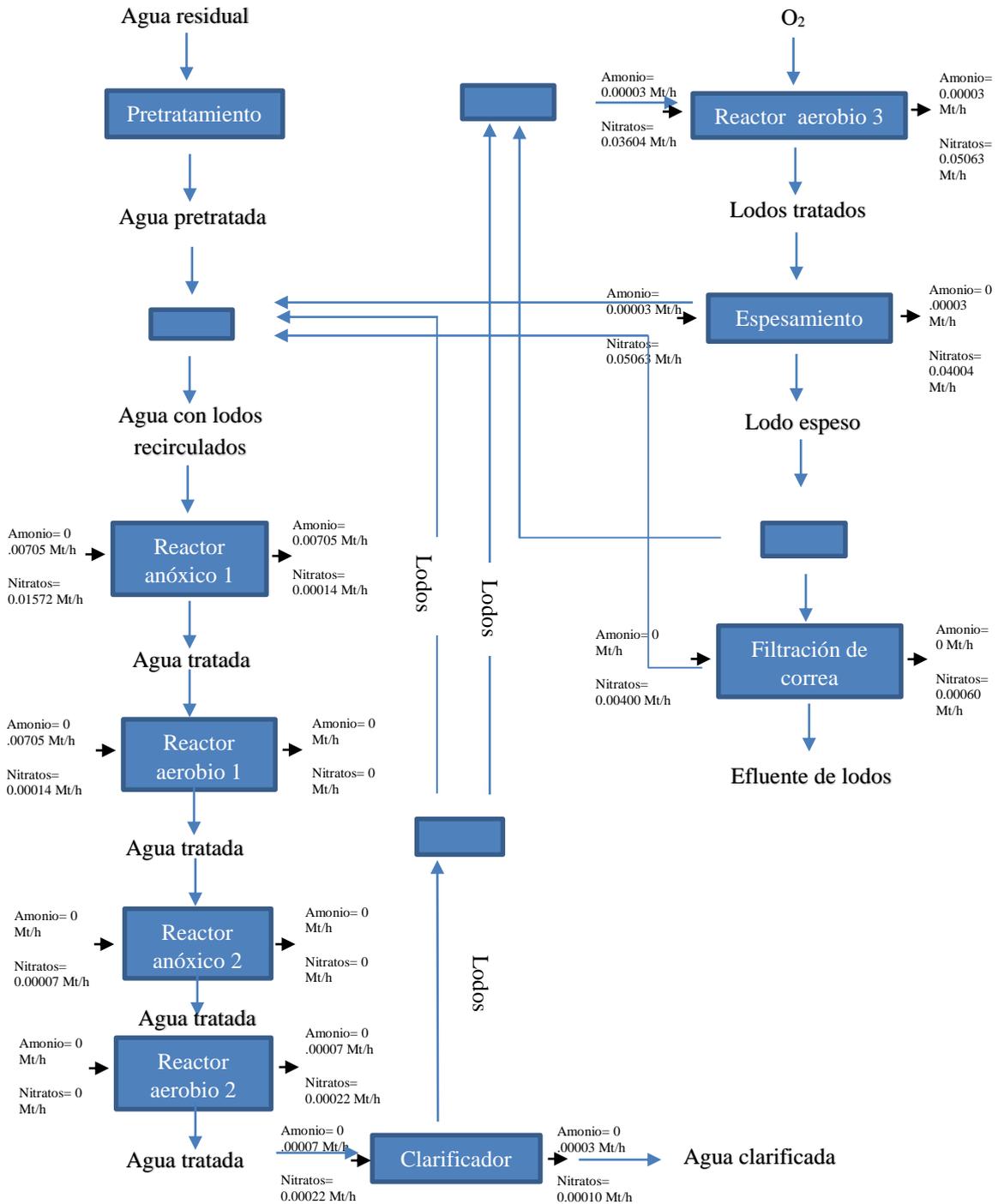


Figura 8. Diagrama de flujo Proceso Bardenpho

Fuente: SuperPro Designer V9.0
Elaboración propia (2020)

3.4.1.3.1. CONDICIONES DE DISEÑO DE SUB PROCESOS

A. WELL-MIXED (WM) PROCEDIMIENTO DE BIOOXIDACIÓN AERÓBICA CINÉTICA

Al igual que en el proceso anterior. Este procedimiento se usa para representar la transformación (p. Ej., Biooxidación, oxidación química, hidrólisis, fotólisis, nitrificación, sorción, etc.) de compuestos orgánicos y otros en una cuenca bien mezclada en condiciones aeróbicas. Se puede especificar cualquier número de reacciones en secuencia por estequiometría y cinética con una variedad de expresiones cinéticas. El modelo realiza cálculos rigurosos de emisiones de COV para sistemas de aireación superficial y difusa (Tchobanoglous & Burton, 2002).

a) DIMENSIONAMIENTO

Se especifica las características de la cuenca de la misma manera que en el inciso A del numeral 3.4.1.1.1. Además, en la pestaña Volúmenes de la interfaz de operación, se especifica el tiempo de residencia hidráulica (t_R) y la relación de volumen de trabajo a recipiente. El volumen de trabajo (líquido) (V_w) y el volumen del recipiente (V) se calculan utilizando las ecuaciones 1 y 2.

Si el volumen del recipiente calculado excede su valor máximo posible (especificado a través de la pestaña Equipo), el sistema asume múltiples unidades idénticas que operan en paralelo con un volumen total del recipiente igual al calculado. La profundidad del tanque siempre es especificada por el diseñador. Luego, usando la relación Longitud / Ancho, se calcula todas las dimensiones de los tanques (Tchobanoglous & Burton, 2002).

B. CLARIFICACIÓN

De igual forma a la operación presentada en el anterior proceso en el inciso B del numeral 3.4.1.1.1. El propósito de este modelo de operación de la unidad es simular el rendimiento de un recipiente de clarificación para eliminar el lodo activado, así como otros componentes en partículas. Este procedimiento de unidad simula la eliminación de componentes particulados en un Clarificador.

a) BALANCE DE MATERIALES

Los balances de materiales se basan en el% de eliminación de los componentes particulados y la concentración de partículas en el lodo (mg / litro). Se debe especificar el porcentaje de eliminación de componentes particulados o se calcula utilizando un modelo empírico simple descrito por la ecuación 3 descrita en el proceso anterior (Tchobanoglous & Burton, 2002).

b) DIMENSIONAMIENTO

Los cálculos se desarrollan de las mismas operaciones efectuadas en el inciso B del numeral 3.4.1.1.1.

C. ESPESANTE

El propósito de este modelo de operación de la unidad al igual que en el proceso anterior es simular el desempeño de una cuenca de clarificación y engrosamiento.

a) BALANCE DE MASA

Los balances de materiales se basan en el porcentaje de eliminación de componentes particulados y la concentración de sólidos en el lodo (mg / L). Tenga en cuenta que solo debe especificar el% de eliminación de los componentes particulados. La cantidad de componentes líquidos y solubles en la corriente de lodo se determina a partir de la concentración de sólidos de lodo (Tchobanoglous & Burton, 2002).

b) DIMENSIONAMIENTO

Se realiza los mismos cálculos que en el inciso C del numeral 3.4.1.1.1. Del proceso anterior.

D. FILTRACIÓN DE CORREA

Las prensas de filtro de correa son dispositivos de desagüe de lodos de alimentación continua que implican la aplicación de acondicionamiento químico, drenaje por gravedad y presión aplicada mecánicamente al lodo de (Tchobanoglous & Burton, 2002). Además de las características especificadas en el inciso D del numeral 3.4.1.1.1 del proceso anterior.

a) BALANCE DE MATERIALES

Los balances de materiales se basan en el porcentaje de eliminación de componentes en partículas y el% en peso de sólidos en la torta y demás características especificadas en el inciso D del numeral 3.4.1.1.1 del proceso anterior.

b) DIMENSIONAMIENTO

El ancho de la correa se calcula dividiendo la carga de sólidos (presente en la alimentación) por la velocidad específica de carga de lodo (en kg de sólidos secos / m-h). Si el ancho calculado excede el máximo posible, se asume múltiples unidades que operan en paralelo con un ancho total de la correa igual al calculado. Se debe especificar el número de unidades y el ancho de su correa y se calcula la velocidad de carga de lodo (Tchobanoglous & Burton, 2002).

3.4.2. Introducción de los datos de entrada que requiere el simulador.

Para determinar los valores que introducimos en el simulador se procedió a determinar el caudal del afluente. Sabiendo que la normativa ecuatoriana plantea un factor de retorno de 0.8, se multiplicó el valor de flujo de agua por un factor de 0.8, de esa manera se obtuvo un estimado del caudal de agua residual generado por el cantón Pastaza. En este caso según (SENAGUA, 2015) el promedio por habitante en el Ecuador de consumo de agua es de $0.01\text{m}^3/\text{h}$.

Cálculo del consumo de agua residual por persona:

$$0.01 \frac{\text{m}^3}{\text{h} * \text{hab}} * 0.8 = \frac{0.008\text{m}^3}{\text{h} * \text{hab}}$$

Sabiendo que la población del Cantón Pastaza según (INEC, Población Cantón Pastaza, 2010) es de 62016 hab. se procedió a hacer el cálculo del caudal del cantón Pastaza:

$$62016 \text{ hab} * \frac{0.008\text{m}^3}{\text{h} * \text{hab}} = \frac{495.96\text{m}^3}{\text{h}}$$

Para determinar los valores de los parámetros a utilizar se procedió a realizar una revisión bibliográfica. En este caso se determinó los valores de ingreso de las variables en relación a nitratos, amonio, entre otros, en base al estudio realizado anteriormente por (Abril, Leo, Sucoshañay, & Bucaram, 2017) en donde se muestrearon 15 puntos alrededor del Río Puyo y se efectuó un análisis de los parámetros y valores que poseía el este río como desembocadura de las aguas residuales.

Los valores a considerar fueron:

Tabla 2. Variables presentes en el agua residual

Amonio	0.00700 MT/h
CO2	0.09700 MT/h
Residuos orgánicos	0.20000 MT/h
FSS Sólidos en suspensión fijos	0.11500 MT/h
NO3	0.00154 MT/h
TDS Sólidos disueltos totales	0.45000 MT/h
Agua	494.89000 MT/h
VSS activo (biomasa heterótrofa)	0.10000 MT/h
VSS inerte	0.09700 MT/h
VSS para nitrificantes (biomasa autótrofa)	0.00600 MT/h

Fuente: (Abril, Leo, Sucoshañay, & Bucaram, 2017)

Elaboración propia (2020)

CAPÍTULO IV

RESULTADOS Y DISCUSIÓN

4.1. PROCESO DE LODOS ACTIVADOS

4.1.1. DIAGRAMA DEL PROCESO DE LODOS ACTIVADOS EN EL SIMULADOR

A continuación, en la figura 6 se presenta el diagrama del proceso de lodos activados en el simulador:

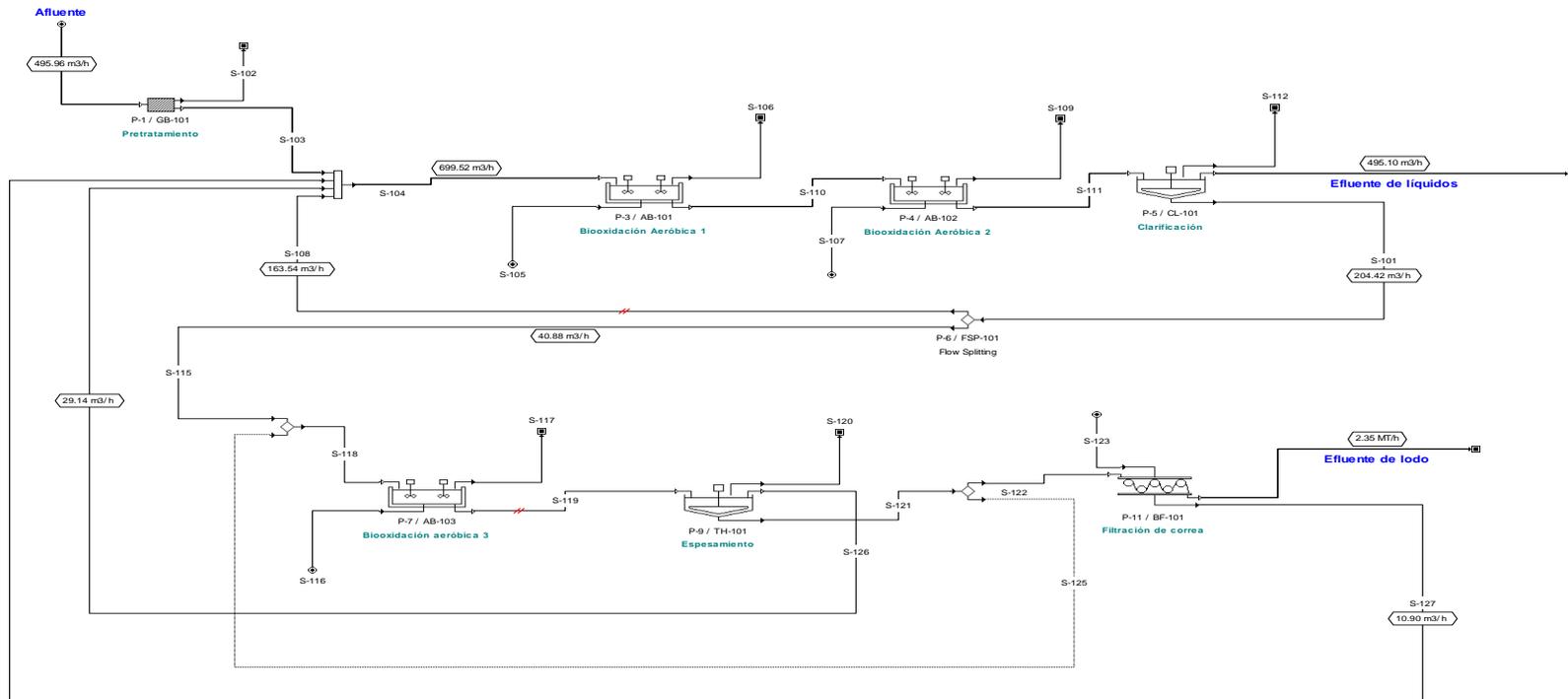


Figura 9. Diagrama del proceso de lodos activados en el simulador

Fuente: SuperPro Designer V9.0

Elaboración propia (2020)

4.1.2. DESCRIPCIÓN DEL PROCESO

En este proceso de biooxidación el efluente proveniente de un tratamiento primario es puesto en contacto con un lodo activado con alta concentración microbiana.

El lodo activado se desarrolla inicialmente a través de una aireación prolongada bajo ciertas condiciones que favorecen el crecimiento de organismos que poseen la capacidad de oxidar la materia orgánica (Chiran, 2017).

Como primera etapa del proceso de lodos activados, el desecho crudo que ha recibido un pretratamiento donde se eliminaron arenas, sólidos gruesos, arcillas, grasas y aceites. etc. Y se produjo una remoción de sólidos en suspensión y reducción de la DBO, tendrá que atravesar dos distintas unidades de tratamiento: el tanque de aireación y el sedimentador secundario (Chiran, 2017).

En este procesos el paso más importante es la aireación, la cual se inyecta a través de una agitación mecánica con paletas o hélices, que provocando una turbulencia en la mezcla de aguas negras y lodos, expondrán el líquido al contacto con la atmósfera y absorberán el oxígeno (Chiran, 2017).

En la entrada del tanque de aireación se mezclan las aguas del proceso con los lodos activados provenientes del sedimentador secundario para formar el licor mezclado. En este reactor se produce la acción bioquímica en presencia de suministro de aire, de tal manera que la mezcla sea homogénea para la siguiente separación en la cual en un sedimentador secundario el lodo y el líquido se separan. Este líquido se podrá disponer si está estable y los lodos una porción regresa al reactor nuevamente para la formación del licor de mezcla y el resto a un tercer reactor aerobio donde los lodos serán oxidados para luego pasar a un proceso de espesamiento y finalmente ser filtrados por medio de una filtración de correa. Al final de este proceso el lodo puede recibir su disposición final (Chiran, 2017).

4.1.3. BALANCE DE MASA DEL PROCESO DE LODOS ACTIVADOS

4.1.3.1. Balance general del proceso de lodos activados

A continuación, en la tabla 3 se presenta el balance general de materia del proceso de lodos activados:

Tabla 3. Balance general del proceso de lodos activados.

Proceso	Lodos activados		
	Afluente (MT/h)	Efluente de líquidos (MT/h)	Efluente de lodos (MT/h)
Amonio	0.00700	0.00010	0
CO2	0.09700	0.00132	0.00004
Residuos orgánicos	0.20000	0.00002	0.00000
FSS Sólidos en suspensión fijos	0.11500	0.00891	0.08322
NO3	0.00154	0.01666	0.00080
TDS Sólidos disueltos totales	0.45000	0.44840	0.00055
Agua	494.89000	494.58690	2.03787
VSS activo (biomasa heterótrofa)	0.10000	0.02233	0.17279
VSS inerte	0.09700	0.00996	0.09886
VSS para nitrificantes (biomasa autótrofa)	0.00600	0.00052	0.00499

Fuente: SuperPro Designer V9.0

Elaboración propia (2020)

En la tabla 3, se evidencia que el amonio se reduce, difiere en un 98.5% entre los valores de ingreso con los del efluente de líquidos, demostrando ser este método muy eficaz en la remoción de amonio, esto se debe a la transformación del amonio en nitratos y posteriormente a hidrógeno molecular ocurrido en los reactores de biooxidación aeróbica; a su vez los niveles de amonio se reducen totalmente hasta el efluente de lodos, ya que antes de llegar al proceso filtración de correa los residuos de amonio son recirculados hacia el subproceso biooxidación aeróbica 3 y hacia el tratamiento primario.

La concentración de nitratos se incrementa en un 981.8% entre los valores de ingreso con los del efluente de líquidos, esto es debido a la gran cantidad de nitratos recirculados provenientes de los subprocesos clarificación, filtración de correa y especialmente del subproceso espesamiento, y a su vez se reducen en un 48% al llegar al efluente de lodos

al ser recirculado antes del subproceso filtración de correa para ser utilizado en el tratamiento primario.

4.2. PROCESO LUDZACK-ETTINGER

4.2.1. DIAGRAMA DEL PROCESO LUDZARCK-ETTINGER EN EL SIMULADOR

A continuación, en la figura 9 se presenta el diagrama del proceso Ludzack- Ettinger en el simulador:

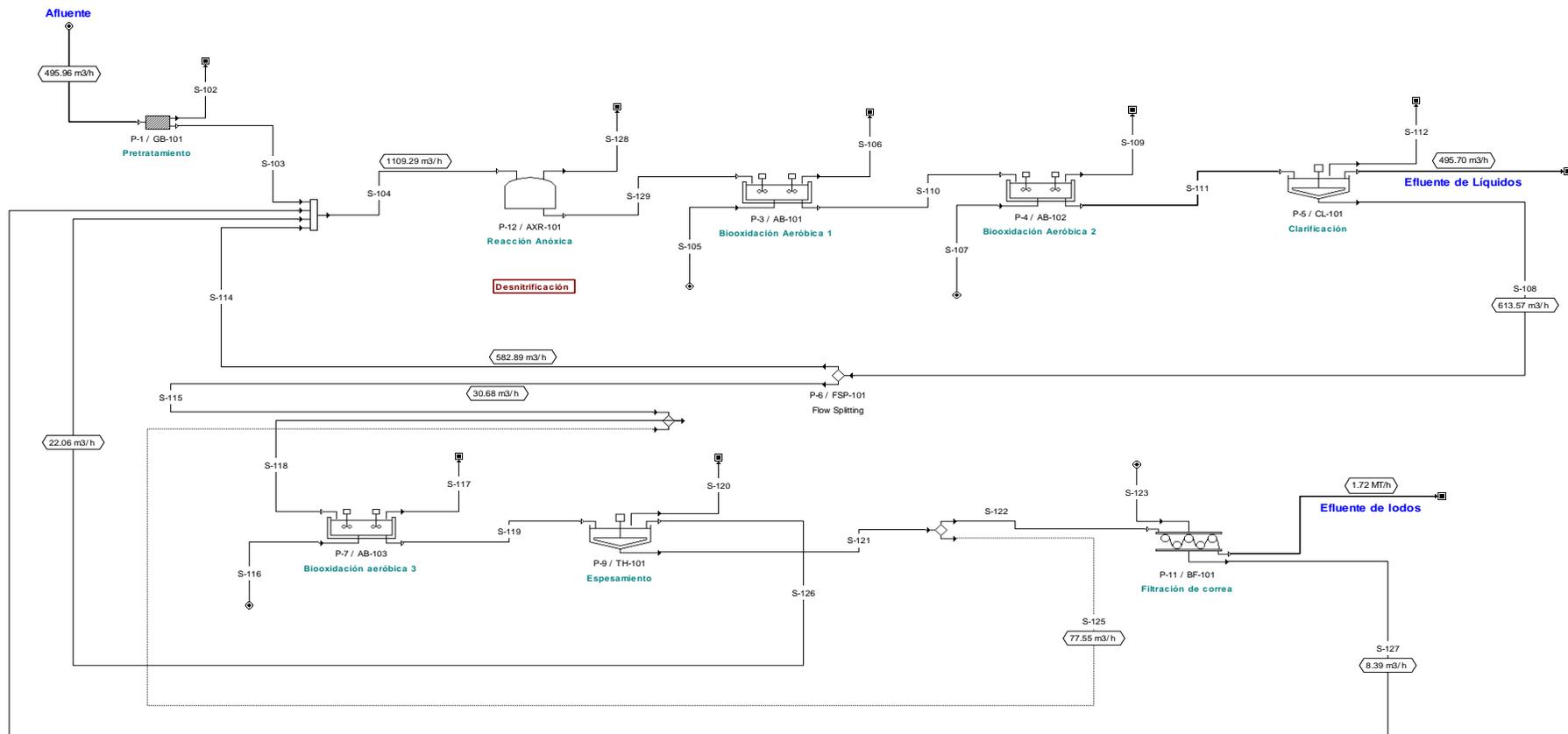


Figura 10. Diagrama del proceso Ludzack- Ettinger en el simulador

Fuente: SuperPro Designer V9.0

Elaboración propia (2020)

4.2.2. DESCRIPCIÓN DEL PROCESO

El proceso comienza con el ingreso del agua residual a un tratamiento preliminar, como puede ser un desarenador, a través del cual se retiene una gran cantidad de sólidos y arenas y se eliminan las grasas que esta posee. A continuación, inicia el proceso biológico, el cual consiste de dos etapas desnitrificación-nitrificación, con una zona anaeróbica seguida de una aeróbica. La zona anaeróbica (reacción anóxica) se coloca antes que la aeróbica (biooxidación aeróbica), esto permite que la zona de desnitrificación posea una fuente de materia orgánica (Ontiveros, Alberto, & Campanella, Evaluación del Comportamiento de PPCP's en Dos Procesos: Ludzack-Ettinger y Ludzack-Ettinger Modificado, 2010). Esta fuente es necesaria para llevar a cabo el proceso de desnitrificación, tarea realizada por las bacterias desnitrificantes que utilizan el oxígeno contenido en el nitrato para metabolizar la materia orgánica presente en el agua residual. Por otro lado, en la segunda etapa, se produce la reducción final de la materia orgánica mediante un proceso de biodegradación en condiciones aerobias. Luego el agua pasa a un clarificador mediante el cual se separan los lodos del agua mediante sedimentación, este líquido se podrá disponer si está estable y los lodos una porción regresan al reactor nuevamente para la formación del licor mezclado y el resto a un 3er reactor aerobio donde los lodos serán oxidados para luego pasar a un proceso de espesamiento y finalmente ser filtrados a través de una filtración de correa. Después de este proceso el lodo puede recibir su disposición final (Ontiveros, Alberto, & Campanella, Evaluación del Comportamiento de PPCP's en Dos Procesos: Ludzack-Ettinger y Ludzack-Ettinger Modificado, 2010).

4.2.3. BALANCE DE MASA DEL PROCESO LUDZACK- ETTINGER

4.2.3.1. Balance general del proceso Ludzack- Ettinger

En la tabla 4 se presenta el balance de masa general del proceso Ludzack- Ettinger:

Tabla 4. Balance de masa general del proceso Ludzack- Ettinger

Proceso	Balance general Proceso Ludzack- Ettinger		
	Afluyente (MT/h)	Efluente de líquidos (MT/h)	Efluente de lodos (MT/h)
Amonio	0.00700	0.00010	0.00000
CO2	0.09700	0.00066	0.00004
Residuos orgánicos	0.20000	0.00001	0.00000
FSS Residuos en suspensión fijos	0.11500	0.02762	0.06448
NO3	0.00154	0.00121	0.00058
TDS Sólidos disueltos totales	0.45000	0.52005	0.00145
Agua	494.89000	495.05115	1.46124
VSS activo (biomasa heterótrofa)	0.10000	0.06462	0.10944
VSS inerte	0.09700	0.03142	0.08127
VSS para nitrificantes (biomasa autótrofa)	0.00600	0.00156	0.00303

Fuente: SuperPro Designer V9.0
Elaboración propia (2020)

En la tabla 4, se evidencia que el amonio se reduce, difiere en un 98.5% entre los valores de ingreso con los del efluente de líquidos, demostrando ser este método muy eficaz en la remoción de amonio, esto se debe a la transformación del amonio en nitratos y posteriormente a hidrógeno molecular ocurrido en los reactores de biooxidación aeróbica y en el reactor anóxico; a su vez los niveles de amonio se reducen totalmente hasta el efluente de lodos, ya que antes de llegar al proceso filtración de correa los residuos de amonio son recirculados hacia el subproceso biooxidación aeróbica 3 y hacia el tratamiento primario.

La concentración de nitratos se reduce en un 21.4% entre los valores de ingreso con los del efluente de líquidos, esto es debido a que los nitratos son recirculados provenientes de los subprocesos clarificación, filtración de correa y especialmente del subproceso espesamiento, estos son reducidos en el reactor anóxico. Por otra parte se reducen en un

62.3% al llegar al efluente de lodos al ser recirculado antes del subproceso filtración de correa para ser utilizado en el tratamiento primario.

4.3. PROCESO BARDENPHO

4.3.1. DIAGRAMA DEL PROCESO BARDENPHO EN EL SIMULADOR

A continuación, en la figura 11 se presenta el diagrama de flujo del proceso Bardenpho en el simulador

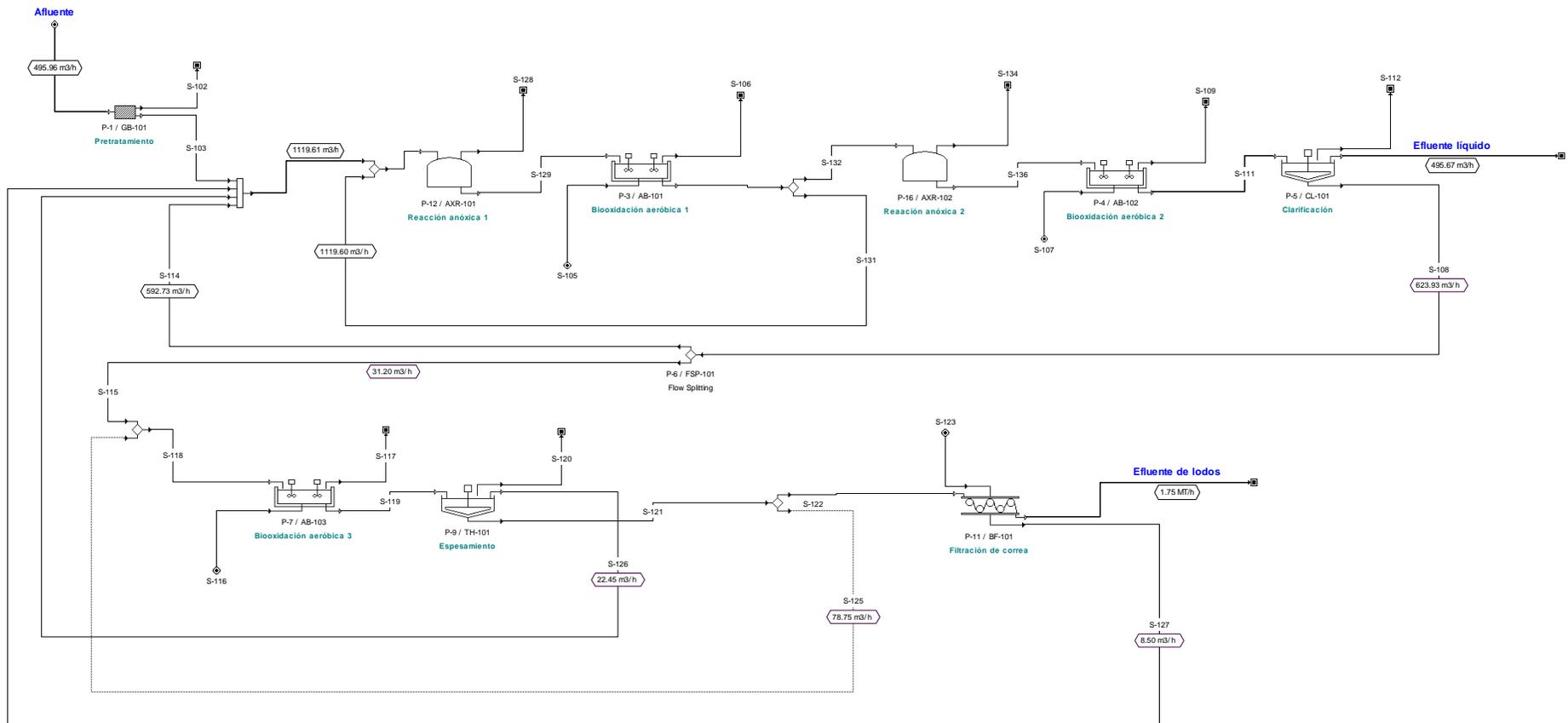


Figura 11. Diagrama del proceso Bardenpho en el simulador

Fuente: SuperPro Designer V9.0
Elaboración propia (2020)

4.3.2. DESCRIPCIÓN DEL PROCESO

El proceso es similar al anterior, con la adición de un reciclo interno. La nitrificación ocurre en la zona aeróbica, que constituye la segunda etapa del sistema Bardenpho. Esta es operada como una simple etapa de nitrificación. Gracias al reciclo interno, parte de la corriente nitrificada retorna a la zona anaeróbica donde, una vez consumido el oxígeno remanente, tiene lugar la desnitrificación. De esta manera, se obtienen altos niveles de desnitrificación debido a la retroalimentación del sistema. El reciclo interno se opera en el rango de 1 a 4 veces el caudal de ingreso (Ontiveros, Alberto, & Campanella, Evaluación del Comportamiento de PPCP's en Dos Procesos: Ludzack-Ettinger y Ludzack-Ettinger Modificado, 2010).

4.3.3. BALANCE DE MASA DEL PROCESO BARDENPHO

4.3.3.1. Balance general del proceso Bardenpho

En la tabla 5 se presenta el balance de masa general del proceso Bardenpho:

Tabla 5. Balance general de masa del proceso Bardenpho

Proceso	Balance general del Proceso Bardenpho		
	Afluente (MT/h)	Efluente de líquidos (MT/h)	Efluente de lodos (MT/h)
Amonio	0.00700	0.00003	0.00000
CO2	0.09700	0.00014	0.00004
Residuos orgánicos	0.20000	0.00004	0.00000
FSS Residuos en suspensión fijos	0.11500	0.02762	0.06448
NO3	0.00154	0.00010	0.00060
TDS Sólidos disueltos totales	0.45000	0.44885	0.00114
Agua	494.89000	495.09153	1.48417
VSS activo (biomasa heterótrofa)	0.10000	0.06718	0.11428
VSS inerte	0.09700	0.03093	0.08033
VSS para nitrificantes (biomasa autótrofa)	0.00600	0.00160	0.00313

Fuente: SuperPro Designer V9.0
Elaboración propia (2020)

En la tabla 5, se evidencia que el amonio se reduce, difiere en un 99.6% entre los valores de ingreso con los del efluente de líquidos, demostrando ser este método muy eficaz en la remoción de amonio, esto se debe a la transformación del amonio en nitratos y

posteriormente a hidrógeno molecular ocurrido en los reactores de biooxidación aeróbica y en los reactores anóxicos; a su vez los niveles de amonio se reducen totalmente hasta el efluente de lodos, ya que antes de llegar al proceso filtración de correa los residuos de amonio son recirculados hacia el subproceso biooxidación aeróbica 3 y hacia el tratamiento primario.

La concentración de nitratos se reduce en un 93.5% entre los valores de ingreso con los del efluente de líquidos, esto es debido a que existe una recirculación interna después de la biooxidación aeróbica 1, permitiendo la recirculación de materia orgánica hacia el reactor anóxico 1 permitiendo una mayor desnitrificación. Por otra parte existe una reducción del 61.04% hasta el efluente de lodos, esta es menor debido a que existe el ingreso de nitrógeno en el reactor aeróbico 3.

4.4. COMPARACIÓN DE LOS PROCESOS CASO BASE, LUDZACK-ETTINGER Y BARDENPHO

4.4.1. Comparación del balance de masa general de los procesos Caso base, Ludzack- Ettinger y Bardenpho.

A continuación, en la tabla 6 se presenta la comparación del balance de masa general perteneciente a los 3 procesos:

Tabla 6. Comparación del balance de masa general perteneciente a los 3 procesos:

Parámetro	Proceso Caso Base			Proceso Ludzack –Ettinger			Proceso Bardenpho		
	Balance de masa general			Balance de masa general			Balance de masa general		
	Entrada (MT/h)	Efluente de líquidos (MT/h)	Efluente de lodos (MT/h)	Entrada (MT/h)	Efluente de líquidos (MT/h)	Efluente de lodos (MT/h)	Entrada (MT/h)	Efluente de líquidos (MT/h)	Efluente de lodos (MT/h)
Amonio	0.00700	0.00010	0.00000	0.00700	0.00010	0.00000	0.00700	0.00003	0.00000
Dióxido de carbono	0.09700	0.00132	0.00004	0.09700	0.00066	0.00004	0.09700	0.00014	0.00004
Residuos orgánicos	0.20000	0.00002	0.00000	0.20000	0.00001	0.00000	0.20000	0.00004	0.00000
FSS	0.11500	0.00891	0.08322	0.11500	0.02762	0.06448	0.11500	0.02762	0.06448
NO3	0.00154	0.01666	0.00080	0.00154	0.00121	0.00058	0.00154	0.00010	0.00060
TDS	0.45000	0.44840	0.00055	0.45000	0.52005	0.00145	0.45000	0.44885	0.00114
Agua	494.89000	494.58690	2.03787	494.89000	495.05115	1.46124	494.89000	495.09153	1.48417
X-VSS-h	0.10000	0.02233	0.17279	0.10000	0.06462	0.10944	0.10000	0.06718	0.11428
X-Vss-i	0.09700	0.00996	0.09886	0.09700	0.03142	0.08127	0.09700	0.03093	0.08033
X-VSS-n	0.00600	0.00052	0.00499	0.00600	0.00156	0.00303	0.00600	0.00160	0.00313

Fuente: SuperPro Designer V9.0
Elaboración propia (2020)

En la tabla 6, se puede evidenciar en relación al amonio que el proceso Bardenpho presenta una mayor eficiencia en su remoción, con una disminución del 99.57% hasta el efluente de líquidos, debido a la recirculación interna que existe antes del reactor anóxico 2, en el cual se recircula una parte de nitratos hacia el birreactor aeróbico 1. Hasta el efluente de lodos los valores son iguales para los 3 procesos.

En el caso de los nitratos, se evidencia de igual forma que el proceso Bardenpho presenta una mayor remoción hasta el efluente de líquidos, con una disminución del 93.5%, esto debido a la presencia de un segundo reactor anóxico, el cual permite una mayor conversión de nitratos en nitrógeno molecular.

4.4.2. Comparación del balance masa de cada uno de los subprocesos pertenecientes a los procesos Caso base, Ludzack- Ettinger y Bardenpho.

A continuación, se en la tabla 7 presenta la comparación del balance de masa del subproceso Desarenador perteneciente a los 3 procesos:

Tabla 7. Comparación del balance de masa del subproceso Desarenador perteneciente a los 3 procesos

Parámetro	Proceso Caso Base		Proceso Ludzack -Ettinger		Proceso Bardenpho	
	Pretratamiento		Pretratamiento		Pretratamiento	
	Entrada (MT/h)	Salida (MT/h)	Entrada (MT/h)	Salida (MT/h)	Entrada (MT/h)	Salida (MT/h)
Amonio	0.00700	0.00700	0.00700	0.00700	0.00700	0.00700
Dióxido de carbono	0.09700	0.09700	0.09700	0.09700	0.09700	0.09700
Residuos orgánicos	0.20000	0.20000	0.20000	0.20000	0.20000	0.20000
FSS	0.11500	0.09200	0.11500	0.09200	0.11500	0.09200
NO3	0.00154	0.00154	0.00154	0.00154	0.00154	0.00154
TDS	0.45000	0.45000	0.45000	0.45000	0.45000	0.45000
Agua	494.89000	494.89000	494.89000	494.89000	494.89000	494.89000
X-VSS-h	0.10000	0.10000	0.10000	0.10000	0.10000	0.10000
X-VSS-i	0.09700	0.09700	0.09700	0.09700	0.09700	0.09700
X-VSS-n	0.00600	0.00600	0.00600	0.00600	0.00600	0.00600

Fuente: SuperPro Designer V9.0
Elaboración propia (2020)

En la tabla 7, se evidencia que no existe ninguna variación en los tres procesos con en relación al pretratamiento, debido a que en este no ocurre ningún tipo de acción que altere o cambie las concentraciones de amonio y nitratos.

En la tabla 8 se presenta la comparación del balance de masa del subproceso Reacción anóxica 1 perteneciente al proceso Ludzack- Ettinger y Bardenpho:

Tabla 8. Comparación del balance de masa del subproceso Reacción anóxica 1 perteneciente al proceso Ludzack- Ettinger y Bardenpho.

Parámetro	Proceso Caso Base		Proceso Ludzack -Ettinger		Proceso Bardenpho	
	Reacción anóxica 1		Reacción anóxica 1		Reacción anóxica 1	
	Entrada (MT/h)	Salida (MT/h)	Entrada (MT/h)	Salida (MT/h)	Entrada (MT/h)	Salida (MT/h)
Amonio			0.00713	0.00713	0.00705	0.00705
Dióxido de carbono			0.09864	0.00538	0.10336	0.00559
Residuos orgánicos			0.20001	0.19077	0.20195	0.19326
FSS			1.38113	1.38113	2.76224	2.76224
NO3			0.01665	0.00008	0.01572	0.00014
TDS			1.15749	1.15749	2.01667	2.01667
Agua			1101.67137	1101.68276	2224.27277	2224.28348
X-VSS-h			3.11352	3.11550	6.59423	6.59609
X-VSS-i			1.56391	1.56391	3.08639	3.08639
X-VSS-n			0.07858	0.07858	0.16071	0.16071

Fuente: SuperPro Designer V9.0
Elaboración propia (2020)

En la tabla 8, se puede observar que existe ausencia de un reactor anóxico en el caso base, por otro lado en los otros dos procesos se presenta una disminución considerable de concentración en el caso de los nitratos, con una mayor disminución en Ludzack-Ettinger con un 99.5%.

A continuación, en la tabla 9 se presenta la comparación del balance de masa del subproceso Biooxidación aeróbica 1 perteneciente a los 3 procesos:

Tabla 9. Comparación del balance de masa del subproceso Biooxidación aeróbica 1 perteneciente a los 3 procesos

Parámetro	Proceso Caso Base		Proceso Ludzack - Ettinger		Proceso Bardenpho	
	Biooxidación aeróbica 1		Biooxidación aeróbica 1		Biooxidación aeróbica 1	
	Entrada (MT/h)	Salida (MT/h)	Entrada (MT/h)	Salida (MT/h)	Entrada (MT/h)	Salida (MT/h)
Amonio	0.00705	0	0.00713	0	0.00705	0
Dióxido de carbono	0.09836	0.01473	0.00538	0.01052	0.00559	0.01061
Residuos orgánicos	0.20001	0.00381	0.19077	0.00197	0.19326	0.00380
FSS	0.44566	0.44566	1.38113	1.38111	2.76224	2.76223
NO3	0.02314	0.02077	0.00008	0.00008	0.00014	0
TDS	0.63171	0.63170	1.15749	1.15748	2.01667	2.01666
Agua	696.61253	696.76428	1101.68276	1101.83546	2224.28348	2224.43703
X-VSS-h	0.98374	1.12709	3.11550	3.24166	6.59609	6.72213
X-Vss-i	0.49248	0.49514	1.56391	1.56874	3.08639	3.09135
X-VSS-n	0.02657	0.02616	0.07858	0.07798	0.16071	0.16010

Fuente: SuperPro Designer V9.0
Elaboración propia (2020)

En la tabla 9, se evidencia que el amonio se reduce totalmente en los tres procesos, debido a que se produce una nitrificación en la cual el amonio se convierte en nitratos que a su vez se convierte en nitrógeno molecular, siendo en Bardenpho donde se reducen los nitratos totalmente debido a la poca cantidad que existía en el ingreso al reactor.

A continuación, en la tabla 10 se presenta la comparación del balance de masa del subproceso Reacción anóxica 2 perteneciente al proceso Bardenpho.

Tabla 10. Comparación del balance de masa del subproceso Reacción anóxica 2 perteneciente al proceso Bardenpho.

Parámetro	Proceso Caso Base		Proceso Ludzack - Ettinger		Proceso Bardenpho	
	Reacción anóxica 2		Reacción anóxica 2		Reacción anóxica 2	
	Entrada (MT/h)	Salida (MT/h)	Entrada (MT/h)	Salida (MT/h)	Entrada (MT/h)	Salida (MT/h)
Amonio					0.00000	0
Dióxido de carbono					0.00531	0.00027
Residuos orgánicos					0.00190	0.00186
FSS					1.38111	1.38111
NO3					0.00007	0.00000
TDS					1.00833	1.00833
Agua					1112.21613	1112.21617
X-VSS-h					3.36096	3.36097
X-V _{ss} -i					1.54567	1.54567
X-VSS-n					0.08007	0.08007

Fuente: SuperPro Designer V9.0
Elaboración propia (2020)

En la tabla 10 se puede observar que solo en Bardenpho existe un segundo reactor anóxico el cual permite reducir totalmente la concentración de nitratos mediante el proceso de desnitrificación,

A continuación, en la tabla 11 se presenta la comparación del balance de masa del subproceso Biooxidación aeróbica 2 perteneciente a los 3 procesos:

Tabla 11. Comparación del balance de masa del subproceso Biooxidación aeróbica 2 perteneciente a los 3 procesos

Parámetro	Proceso Caso Base		Proceso Ludzack – Ettinger		Proceso Bardenpho	
	Biooxidación aeróbica 2		Biooxidación aeróbica 2		Biooxidación aeróbica 2	
	Entrada (MT/h)	Salida (MT/h)	Entrada (MT/h)	Salida (MT/h)	Entrada (MT/h)	Salida (MT/h)
Amonio	0	0.00014	0	0.00023	0	0.00007
Dióxido de carbono	0.01473	0.00186	0.01052	0.00148	0.00027	0.00032
Residuos orgánicos	0.00381	0.00003	0.00197	0.00003	0.00186	0.00010
FSS	0.44566	0.44566	1.38111	1.38111	1.38111	1.38111
NO3	0.02077	0.02347	0.00008	0.00270	0.00000	0.00022
TDS	0.63170	0.63170	1.15748	1.15748	1.00833	1.00833
Agua	696.76428	696.77408	1101.83546	1101.84324	1112.21617	1112.21905
X-VSS-h	1.12709	1.11655	3.24166	3.23084	3.36097	3.35919
X-Vss-i	0.49514	0.49778	1.56874	1.57115	1.54567	1.54629
X-VSS-n	0.02616	0.02595	0.07798	0.07779	0.08007	0.08000

Fuente: SuperPro Designer V9.0
Elaboración propia (2020)

En la tabla 11, se evidencia que existe un pequeño incremento en los niveles de amonio debido a la difusión de aire al interior del reactor en los tres procesos. En relación a los nitratos existe un incremento debido al ingreso de aire al reactor y la conversión del amonio en nitratos a través de la nitrificación.

A continuación, en la tabla 12 se presenta la comparación del balance de masa del subproceso Clarificación perteneciente a los 3 procesos:

Tabla 12. Comparación del balance de masa del subproceso Clarificación perteneciente a los 3 procesos

Parámetro	Proceso Caso Base		Proceso Ludzack - Ettinger		Proceso Bardenpho	
	Clarificación		Clarificación		Clarificación	
	Entrada (MT/h)	Salida (MT/h)	Entrada (MT/h)	Salida (MT/h)	Entrada (MT/h)	Salida (MT/h)
Amonio	0.00014	0.00010	0.00023	0.00010	0.00007	0.00003
Dióxido de carbono	0.00186	0.00132	0.00148	0.00066	0.00032	0.00014
Residuos orgánicos	0.00003	0.00002	0.00003	0.00001	0.00010	0.00004
FSS	0.44566	0.00891	1.38111	0.02762	1.38111	0.02762
NO3	0.02347	0.01666	0.00270	0.00121	0.00022	0.00010
TDS	0.63170	0.44840	1.15748	0.52005	1.00833	0.44885
Agua	696.77408	494.58690	1101.84324	495.05115	1112.21905	495.09153
X-VSS-h	1.11655	0.02233	3.23084	0.06462	3.35919	0.06718
X-Vss-i	0.49778	0.00996	1.57115	0.03142	1.54629	0.03093
X-VSS-n	0.02595	0.00052	0.07779	0.00156	0.08000	0.00160

Fuente: SuperPro Designer V9.0
Elaboración propia (2020)

En la tabla 12, se puede observar que en relación al amonio el proceso Bardenpho continúa con una mayor disminución. En relación a los nitratos también el proceso Bardenpho presenta una menor concentración.

A continuación, en la tabla 13 se presenta la comparación del balance de masa del subproceso Biooxidación aeróbica 3 perteneciente a los 3 procesos:

Tabla 13. Comparación del balance de masa del subproceso Biooxidación aeróbica 3 perteneciente a los 3 procesos

Parámetro	Proceso Caso Base		Proceso Ludzack - Ettinger		Proceso Bardenpho	
	Biooxidación aeróbica 3		Biooxidación aeróbica 3		Biooxidación aeróbica 3	
	Entrada (MT/h)	Salida (MT/h)	Entrada (MT/h)	Salida (MT/h)	Entrada (MT/h)	Salida (MT/h)
Amonio	0.00004	0.00005	0.00003	0.00003	0.00003	0.00003
Dióxido de carbono	0.00257	0.00344	0.00227	0.00313	0.00230	0.00322
Residuos orgánicos	0.00000	0.00000	0.00000	0.00000	0.00000	0.00000
FSS	0.83689	0.83701	0.64861	0.64873	0.64860	0.64872
NO3	0.04415	0.05974	0.03541	0.04962	0.03604	0.05063
TDS	0.12945	0.12945	0.11955	0.11955	0.09707	0.09707
Agua	142.8519 7	142.8775 2	105.4345 3	105.4578 0	107.1323 2	107.1562 3
X-VSS-h	1.68701	1.63949	1.14427	1.10103	1.19411	1.14967
X-Vss-i	1.01325	1.02254	0.80915	0.81762	0.79950	0.80819
X-VSS-n	0.04342	0.04280	0.03115	0.03051	0.03212	0.03148

Fuente: SuperPro Designer V9.0
Elaboración propia (2020)

En la tabla 13, se puede observar que en relación al amonio los valores se mantienen o aumentan, esto debido al ingreso de aire en el reactor. En relación a los nitratos estos también aumentan en los tres procesos a pesar de que una parte del nitrógeno es eliminado.

A continuación, en la tabla 14 se presenta la comparación del balance de masa del subproceso Espesamiento perteneciente a los 3 procesos:

Tabla 14. Comparación del balance de masa del subproceso Espesamiento perteneciente a los 3 procesos

Parámetro	Proceso Caso Base		Proceso Ludzack - Ettinger		Proceso Bardenpho	
	Espesamiento		Espesamiento		Espesamiento	
	Entrada (MT/h)	Salida (MT/h)	Entrada (MT/h)	Salida (MT/h)	Entrada (MT/h)	Salida (MT/h)
Amonio	0.00005	0.00004	0.00003	0.00003	0.00003	0.00003
Dióxido de carbono	0.00344	0.00274	0.00313	0.00248	0.00322	0.00254
Residuos orgánicos	0.00000	0.00000	0.00000	0.00000	0.00000	0.00000
FSS	0.83701	0.83283	0.64873	0.64549	0.64872	0.64548
NO3	0.05974	0.04754	0.04962	0.03926	0.05063	0.04004
TDS	0.12945	0.10310	0.11955	0.09742	0.09707	0.07677
Agua	142.87752	113.793 93	105.4578 0	83.43881	107.1562 3	84.75174
X-VSS-h	1.63949	1.63130	1.10103	1.09551	1.14967	1.14393
X-Vss-i	1.02254	1.01743	0.81762	0.81352	0.80819	0.80415
X-VSS-n	0.04280	0.04259	0.03051	0.03037	0.03148	0.03133

Fuente: SuperPro Designer V9.0
Elaboración propia (2020)

En la tabla 14, se puede observar que los niveles de amonio y nitratos en los tres procesos se reducen, esto debido a que del reactor una parte se desprende para ser recirculado y otra para avanzar hacia la filtración de correa.

A continuación, en la tabla 15 se presenta la comparación del balance de masa del subproceso Filtración de correa perteneciente a los 3 procesos:

Tabla 15. Comparación del balance de masa del subproceso Filtración de correa perteneciente a los 3 procesos

Parámetro	Proceso Base		Proceso Ludzack - Ettinger		Proceso Bardenpho	
	Filtración de correa		Filtración de correa		Filtración de correa	
	Entrada (MT/h)	Salida (MT/h)	Entrada (MT/h)	Salida (MT/h)	Entrada (MT/h)	Salida (MT/h)
Amonio	0.00000	0.00000	0.00000	0.00000	0.00000	0.00000
Dióxido de carbono	0.00027	0.00004	0.00025	0.00004	0.00025	0.00004
Residuos orgánicos	0.00000	0.00000	0.00000	0.00000	0.00000	0.00000
FSS	0.08328	0.08320	0.06455	0.06448	0.06455	0.06448
NO3	0.00475	0.00074	0.00393	0.00058	0.00400	0.00060
TDS	0.01031	0.00160	0.00974	0.00145	0.00768	0.00114
Agua	11.37939	1.99264	8.34388	1.46124	8.47517	1.48417
X-VSS-h	0.16313	0.16297	0.10955	0.10944	0.11439	0.11428
X-VSS-i	0.10174	0.10164	0.08135	0.08127	0.08042	0.08033
X-VSS-n	0.00426	0.00425	0.00304	0.00303	0.00313	0.00313

Fuente: SuperPro Designer V9.0
Elaboración propia (2020)

En la tabla 15, se puede observar que el amonio se reduce totalmente después de haber sido nuevamente recirculado hacia el tratamiento primario. Los niveles de nitratos se reducen con la misma proporción en los tres procesos.

CAPITULO V

CONCLUSIONES Y RECOMENDACIONES

5.1. CONCLUSIONES

- Se pudo determinar que el proceso Ludzack- Ettinger presentó un alto nivel de remoción de nitrógeno presente en el amonio con una disminución del 98.5% hasta el efluente de líquidos y una remoción total hasta el efluente de lodos. En relación a los nitratos, logra una disminución del 21.4% hasta el efluente de líquidos y 62.3% hasta el efluente de lodos.
- En relación al proceso Bardenpho, presentó también un alto nivel de remoción de nitrógeno presente en el amonio con una disminución del 99.6% hasta el efluente de líquidos y una remoción total hasta el efluente de lodos. En relación a los nitratos, logra una disminución del 93.5% hasta el efluente de líquidos y 61.04% hasta el efluente de lodos.
- Se pudo determinar que, en relación a eficiencia de remoción de nitrógeno, el proceso Bardenpho es el más factible ya que logra mayores niveles de remoción de nitrógeno presente en el amonio y nitratos de aguas residuales, debido a que posee un segundo reactor anóxico y un reciclado interno que permite que parte de la corriente nitrificada proveniente del biorreactor aerobio 1 retorne a la zona anóxica 1 donde, una vez consumido el oxígeno remanente se dé lugar a una mayor desnitrificación.

5.2. RECOMENDACIONES

- Se recomienda comparar con otros métodos de tratamiento físico- químicos de remoción de nitrógeno en aguas residuales municipales.
- Se recomienda hacer una ingeniería a detalle para determinar los costos reales tanto para Bardenpho como para Ludzack- Ettinger.
- Se recomienda hacer un estudio de factibilidad económica de cada uno de los procesos con la ingeniería a detalle.

CAPÍTULO VI

BIBLIOGRAFIA

- Abril, R., Leo, R., Sucoshañay, D., & Bucaram, E. (2017). Caracterización preliminar de calidad de aguas en subcuenca media del río Puyo. *Ingeniería Hidráulica y Ambiental*.
- Cárdenas, G., & Sánchez, I. (2013). Nitrógeno en aguas residuales: orígenes, efectos y mecanismos de remoción para preservar el. *Universidad y Salud*.
- Cervantes-Carrillo, F., Pérez, J., & Gómez, J. (2000). *Avances en la Eliminación Biológica del Nitrógeno de las Aguas*. Universidad Autónoma Metropolitana-Iztapalapa, Iztapalapa, D. F.
- Chiran, R. (2017). *Sistema de lodos activados para el tratamiento de aguas residuales*. Editorial Académica Española .
- Curtin, K., Duerre, S., Fitzpatrick, B., & Meyer, P. (2011). *Eliminación biológica de nutrientes*. Minnesota: Nancy Ellefson.
- Grady Jr, C. P. L., Daigger, G. T., Love, N. G., Filipe, C. D. M., & Leslie G., C. P. (2011). *Biological wastewater treatment: IWA Publishing*.
- Hammeken, A., & Romero, E. (2005). Análisis y diseño de una planta de tratamiento de agua residual para el municipio de San Andrés Cholula.
- Himmelblau, D., & Bischoff, K. (2004). *Análisis y simulación de procesos*. Barcelona: Reverté, S.A.
- INEC. (2010). Población Cantón Pastaza .
- INEC. (2016). Estadística de información ambiental económica en Gobiernos Autónomos Descentralizados Municipales 2015 (agua y alcantarillado).
- Kauser, J., Sharria, H., & Tariq, A. (2012). Activated Sludge and Other Suspended Culture Processes.
- Manga Certain, J., Escaf, G., Logreira, N., & García, J. (2011). Simulación de un sistema de fangos activados en discontinuo para la eliminación de materia orgánica y nutrientes. *Revista Científica Ingeniería y Desarrollo*, 13(13), 15-23.
- McCabe, W., Smith, J., & Harriot, P. (2010). *Scilab Code for Unit Operations of Chemical Engineering*. New Delhi: McGraw-Hill, Inc.
- Ontiveros, G., Alberto, L., & Campanella, E. (2010). Evaluación del Comportamiento de PPCP's en Dos Procesos: Ludzack-Ettinger y Ludzack-Ettinger Modificado. *Ingeniería Sanitaria y Ambiental*, 32-35.

- Ramírez, E. (2004). *Instituto e Hidrología, Meteorología y Estudios Ambientales*.
- Rodríguez Urioz, R. (2011). *Avances en la Eliminación Biológica del Nitrógeno de las Aguas*. Universidad Autónoma Metropolitana-Iztapalapa, Iztapalapa, D. F.
- Samer, M. (2015). *Biological and Chemical Wastewater Treatment*. Cairo.
- SENAGUA. (2015). Estadísticas del agua.
- Tchobanoglous, G., & Burton, F. (2002). *Wastewater Engineering: Treatment, Disposal, and Reuse* (4ta ed.). Metclaf and Eddy Inc., Mcgraw- Hill.
- Venegas, C. (2015). *Eliminación biológica de nutrientes en aguas residuales con alto contenido de nitrógeno amoniacal utilizando un reactor biológico secuencial (tesis doctoral)*. Universidad de Cantabria, Santander.

CAPÍTULO VII

ANEXOS

Anexo 1. Balance de masa de los subprocesos: Pretratamiento, Biooxidación aeróbica 1 y Biooxidación aeróbica 2 del Caso Base.

Proceso	Pretratamiento			Biooxidación aeróbica 1				Biooxidación aeróbica 2			
	Entrada 1 (MT/h)	Salida 1 (MT/h)	Salida 2 (MT/h)	Entrada 1 (MT/h)	Entrada 2 (MT/h)	Salida 1 (MT/h)	Salida 2 (MT/h)	Entrada 1 (MT/h)	Entrada 2 (MT/h)	Salida 1 (MT/h)	Salida 2 (MT/h)
Amonio	0.00700		0.00700	0.00705			0	0			0.00014
CO2	0.09700		0.09700	0.09836		0.27984	0.01473	0.01473		0.03526	0.00186
Residuos orgánicos	0.20000		0.20000	0.20001			0.00381	0.00381			0.00003
FSS Residuos en suspensión fijos	0.11500	0.02300	0.09200	0.44566			0.44566	0.44566			0.44566
NO3	0.00154		0.00154	0.02314			0.02077	0.02077			0.02347
TDS Sólidos disueltos totales	0.45000		0.45000	0.63171			0.63170	0.63170			0.63170
Agua	494.89000		494.89000	696.61253			696.76428	696.76428			696.77408
VSS activo (biomasa heterótrofa)	0.10000		0.10000	0.98374			1.12709	1.12709			1.11655
VSS inerte	0.09700		0.09700	0.49248			0.49514	0.49514			0.49778
VSS para nitrificantes (biomasa autótrofa)	0.00600		0.00600	0.02657			0.02616	0.02616			0.02595
Aire					3.00689				3.00689		
Nitrógeno						2.306				2.306	
Oxígeno						0.41235				0.6771	

Fuente: SuperPro Designer V9.0
Elaboración propia (2020)

Anexo 2. Balance de masa de los subprocesos: Clarificación, Biooxidación aeróbica 3 y Espesamiento del Caso Base.

Proceso	Clarificación				Biooxidación aeróbica 3				Espesamiento			
	Entrada 1 (MT/h)	Salida 1 (MT/h)	Salida 2 (MT/h)	Salida 3 (MT/h)	Entrada 1 (MT/h)	Entrada 2 (MT/h)	Salida 1 (MT/h)	Salida 2 (MT/h)	Entrada 1 (MT/h)	Salida 1 (MT/h)	Salida 2 (MT/h)	Salida 3 (MT/h)
Amonio	0.000009		0.000009	0.000009	0.000002			0	0		0	0
CO2	0.000002		0.000002	0.000002	0.000018		0.043833	0.000024	0.000024		0.000024	0.000024
Residuos orgánicos	0.000003		0.000003	0.000003	0.000001			0	0		0	0
FSS Residuos en suspensión fijos	0.000212		0.000005	0.002088	0.005584			0.005585	0.005585		0.00014	0.006938
NO3	0.000019		0.000019	0.000019	0.000314			0.00043	0.00043		0.000441	0.000428
TDS Sólidos disueltos totales	0.000306		0.000306	0.000303	0.000299			0.000299	0.000299		0.000306	0.000297
Agua	0.998645		0.999638	0.989664	0.974949			0.975097	0.975097		0.998622	0.969252
VSS activo (biomasa heterótrofa)	0.00056		0.000012	0.005516	0.011924			0.011595	0.011595		0.000291	0.014404
VSS inerte	0.000229		0.000005	0.002253	0.00657			0.006634	0.006634		0.000167	0.008242
VSS para nitrificantes (biomasa autótrofa)	0.000015		0	0.000143	0			0.000335	0.000335		0.000008	0.000416
Aire						1						
Nitrógeno								0.769522				
Oxígeno								0.186644				

Fuente: SuperPro Designer V9.0
Elaboración propia (2020)

Anexo 3. Balance de masa del subproceso: Filtración de correa del Caso Base.

Proceso	Filtración de correa			
	Entrada 1 (MT/h)	Entrada 2 (MT/h)	Salida 1 (MT/h)	Salida 2 (MT/h)
Amonio		0.00000	0.00000	0.00000
CO2		0.00027	0.00004	0.00023
Residuos orgánicos		0.00000	0.00000	0.00000
FSS Residuos en suspensión fijos		0.08328	0.08320	0.00008
NO3		0.00475	0.00074	0.00402
TDS Sólidos disueltos totales		0.01031	0.00160	0.00872
Agua	1.50000	11.37939	1.99264	10.88675
VSS activo (biomasa heterótrofa)		0.16313	0.16297	0.00016
VSS inerte		0.10174	0.10164	0.00010
VSS para nitrificantes (biomasa autótrofa)		0.00426	0.00425	0.00000

Fuente: SuperPro Designer V9.0
Elaborado por: Víctor de la Torre

Anexo 4. Balance de masa de los subproductos: Pretratamiento, Reacción anóxica y Biooxidación aeróbica 1 del proceso Ludzack- Ettinger.

Proceso	Pretratamiento			Reacción anóxica 1			Biooxidación aeróbica 1			
	Entrada 1 (MT/h)	Salida 1 (MT/h)	Salida 2 (MT/h)	Entrada 1 (MT/h)	Salida 1 (MT/h)	Salida 2 (MT/h)	Entrada 1 (MT/h)	Entrada 2 (MT/h)	Salida 1 (MT/h)	Salida 2 (MT/h)
Amonio	0.00700		0.00700	0.00713		0.00713	0.00713			0
CO2	0.09700		0.09700	0.09864	0.10219	0.00538	0.00538		0.19990	0.01052
Residuos orgánicos	0.20000		0.20000	0.20001		0.19077	0.19077			0.00197
FSS Residuos en suspensión fijos	0.11500	0.02300	0.09200	1.38113		1.38113	1.38113			1.38111
NO3	0.00154		0.00154	0.01665		0.00008	0.00008			0.00008
TDS Sólidos disueltos totales	0.45000		0.45000	1.15749		1.15749	1.15749			1.15748
Agua	494.89000		494.89000	1101.67137		1101.68276	1101.68276			1101.83546
VSS activo (biomasa heterótrofa)	0.10000		0.10000	3.11352		3.11550	3.11550			3.24166
VSS inerte	0.09700		0.09700	1.56391		1.56391	1.56391			1.56874
VSS para nitrificantes (biomasa autótrofa)	0.00600		0.00600	0.07858		0.07858	0.07858			0.07798
Aire	0		0					3.00689		
Nitrógeno	0		0		0.00353				2.30662	
Oxígeno	0		0						0.40807	

Fuente: SuperPro Designer V9.0
Elaboración propia (2020)

Anexo 5. Balance de los subprocesos: Biooxidación aeróbica 2, clarificación y biooxidación aeróbica 3 del proceso Ludzack- Ettinger.

Proceso	Biooxidación aeróbica 2				Clarificación				Biooxidación aeróbica 3				
	Entrada 1 (MT/h)	Entrada 2 (MT/h)	Salida 1 (MT/h)	Salida 2 (MT/h)	Entrada 1 (MT/h)	Salida 1 (MT/h)	Salida 2 (MT/h)	Salida 3 (MT/h)	Entrada 1 (MT/h)	Entrada 2 (MT/h)	Salida 1 (MT/h)	Salida 2 (MT/h)	
Amonio	0			0.00023	0.00023			0.00010	0.00013	0.00003		0.00003	
CO2	0.01052		0.02811	0.00148	0.00148			0.00066	0.00081	0.00227		0.05949	0.00313
Residuos orgánicos	0.00197			0.00003	0.00003			0.00001	0.00001	0.00000			0.00000
FSS Residuos en suspensión fijos	1.38111			1.38111	1.38111			0.02762	1.35349	0.64861			0.64873
NO3	0.00008			0.00270	0.00270			0.00121	0.00149	0.03541			0.04962
TDS Sólidos disueltos totales	1.15748			1.15748	1.15748			0.52005	0.63743	0.11955			0.11955
Agua	1101.835			1101.84	1101.843			495.051	606.792	105.4345			105.457
	46			324	24			15	09	3			80
VSS activo (biomasa heterótrofa)	3.24166			3.23084	3.23084			0.06462	3.16622	1.14427			1.10103
VSS inerte	1.56874			1.57115	1.57115			0.03142	1.53973	0.80915			0.81762
VSS para nitrificantes (biomasa autótrofa)	0.07798			0.07779	0.07779			0.00156	0.07623	0.03115			0.03051
Aire		1.50344										1.55562	
Nitrógeno			1.15332										1.19334
Oxígeno			0.33096										0.29974

Fuente: SuperPro Designer V9.0

Elaboración propia (2020)

Anexo 6. Balance de masa de los subprocesos: Espesamiento y Filtración de correa del proceso Ludzack- Ettinger

Proceso	Espesamiento				Filtración de correa			
	Entrada 1 (MT/h)	Salida 1 (MT/h)	Salida 2 (MT/h)	Salida 3 (MT/h)	Entrada 1 (MT/h)	Entrada 2 (MT/h)	Salida 1 (MT/h)	Salida 2 (MT/h)
Amonio	0.00003		0.00001	0.00003		0.00000	0.00000	0.00000
CO2	0.00313		0.00065	0.00248		0.00025	0.00004	0.00021
Residuos orgánicos	0.00000		0.00000	0.00000		0.00000	0.00000	0.00000
FSS Residuos en suspensión fijos	0.64873		0.00324	0.64549		0.06455	0.06448	0.00006
NO3	0.04962		0.01036	0.03926		0.00393	0.00058	0.00334
TDS Sólidos disueltos totales	0.11955		0.02570	0.09742		0.00974	0.00145	0.00830
Agua	105.45780		22.01498	83.43881	1.50000	8.34388	1.46124	8.38264
VSS activo (biomasa heterótrofa)	1.10103		0.00551	1.09551		0.10955	0.10944	0.00011
VSS inerte	0.81762		0.00409	0.81352		0.08135	0.08127	0.00008
VSS para nitrificantes (biomasa autótrofa)	0.03051		0.00015	0.03037		0.00304	0.00303	0.00000

Fuente: SuperPro Designer V9.0
Elaboración propia (2020)

Anexo 7. Balance de masa de los subprocesos: Pretratamiento, Reacción anóxica 1 y Biooxidación aeróbica 1, pertenecientes al proceso Bardenpho.

Proceso	Pretratamiento			Reacción anóxica 1			Biooxidación aeróbica 1			
	Entrada 1 (MT/h)	Salida 1 (MT/h)	Salida 2 (MT/h)	Entrada 1 (MT/h)	Salida 1 (MT/h)	Salida 2 (MT/h)	Entrada 1 (MT/h)	Entrada 2 (MT/h)	Salida 1 (MT/h)	Salida 2 (MT/h)
Amonio	0.00700		0.00700	0.00705		0.00705	0.00705			0
CO2	0.09700		0.09700	0.10336	0.10617	0.00559	0.00559		0.20160	0.01061
Residuos orgánicos	0.20000		0.20000	0.20195		0.19326	0.19326			0.00380
FSS Residuos en suspensión fijos	0.11500	0.02300	0.09200	2.76224		2.76224	2.76224			2.76223
NO3	0.00154		0.00154	0.01572		0.00014	0.00014			0.00000
TDS Sólidos disueltos totales	0.45000		0.45000	2.01667		2.01667	2.01667			2.01666
Agua	494.89000		494.89000	2224.27277		2224.28348	2224.28348			2224.43703
VSS activo (biomasa heterótrofa)	0.10000		0.10000	6.59423		6.59609	6.59609			6.72213
VSS inerte	0.09700		0.09700	3.08639		3.08639	3.08639			3.09135
VSS para nitrificantes (biomasa autótrofa)	0.00600		0.00600	0.16071		0.16071	0.16071			0.16010
Aire								3.00689		
Nitrógeno					0.00332				2.30663	
Oxígeno									0.40635	

Fuente: SuperPro Designer V9.0
Elaboración propia (2020)

Anexo 8. Balance de masa de los subprocesos: Reacción anóxica 2, Biooxidación aeróbica 2 y Clarificación del proceso Bardenpho.

Proceso	Reacción anóxica 2			Biooxidación aeróbica 2				Clarificación			
	Entrada 1 (MT/h)	Salida 1 (MT/h)	Salida 2 (MT/h)	Entrada 1 (MT/h)	Entrada 2 (MT/h)	Salida 1 (MT/h)	Salida 2 (MT/h)	Entrada 1 (MT/h)	Salida 1 (MT/h)	Salida 2 (MT/h)	Salida 3 (MT/h)
Amonio	0.00000		0.00000	0.00000			0.00007	0.00007		0.00003	0.00004
CO2	0.00531	0.00508	0.00027	0.00027		0.00603	0.00032	0.00032		0.00014	0.00018
Residuos orgánicos	0.00190		0.00186	0.00186			0.00010	0.00010		0.00004	0.00005
FSS Residuos en suspensión fijos	1.38111		1.38111	1.38111			1.38111	1.38111		0.02762	1.35349
NO3	0.00007		0.00000	0.00000			0.00022	0.00022		0.00010	0.00012
TDS Sólidos disueltos totales	1.00833		1.00833	1.00833			1.00833	1.00833		0.44885	0.55948
Agua	1112.216 13		1112.216 17	1112.216 17			1112.219 05	1112.219 05		495.0915 3	617.1275 2
VSS activo (biomasa heterótrofa)	3.36096		3.36097	3.36097			3.35919	3.35919		0.06718	3.29201
VSS inerte	1.54567		1.54567	1.54567			1.54629	1.54629		0.03093	1.51536
VSS para nitrificantes (biomasa autótrofa)	0.08007		0.08007	0.08007			0.08000	0.08000		0.00160	0.07840
Aire						0.37586					
Nitrógeno		0.00001					0.28833				
Oxígeno							0.08128				

Fuente: SuperPro Designer V9.0
Elaboración propia (2020)

Anexo 9. Balance de masa de los subprocesos: Biooxidación aeróbica 3, Espesamiento y Filtración de correa del proceso Bardenpho.

Proceso	Biooxidación aeróbica 3				Espesamiento				Filtración de correa				
	Entrada 1 (MT/h)	Entrada 2 (MT/h)	Salida 1 (MT/h)	Salida 2 (MT/h)	Entrada 1 (MT/h)	Salida 1 (MT/h)	Salida 2 (MT/h)	Salida 3 (MT/h)	Entrada 1 (MT/h)	Entrada 2 (MT/h)	Salida 1 (MT/h)	Salida 2 (MT/h)	
Amonio	0.00003			0.00003	0.00003			0.00001	0.00003	0.00000		0.00000	0.00000
CO2	0.00230		0.06110	0.00322	0.00322			0.00067	0.00254	0.00025		0.00004	0.00022
Residuos orgánicos	0.00000			0.00000	0.00000			0.00000	0.00000	0.00000		0.00000	0.00000
FSS Residuos en suspensión fijos	0.64860			0.64872	0.64872			0.00324	0.64548	0.06455		0.06448	0.00006
NO3	0.03604			0.05063	0.05063			0.01058	0.04004	0.00400		0.00060	0.00341
TDS Sólidos disueltos totales	0.09707			0.09707	0.09707			0.02030	0.07677	0.00768		0.00114	0.00654
Agua	107.13232			107.15623	107.15623			22.40449	84.75174	8.47517	1.50000	1.48417	8.49101
VSS activo (biomasa heterótrofa)	1.19411			1.14967	1.14967			0.00575	1.14393	0.11439		0.11428	0.00011
VSS inerte	0.79950			0.80819	0.80819			0.00404	0.80415	0.08042		0.08033	0.00008
VSS para nitrificantes (biomasa autótrofa)	0.03212			0.03148	0.03148			0.00016	0.03133	0.00313		0.00313	0.00000
Aire		1.55562											
Nitrógeno			1.19334										
Oxígeno			0.29803										

Fuente: SuperPro Designer V9.0
Elaboración propia (2020)