

2020-10

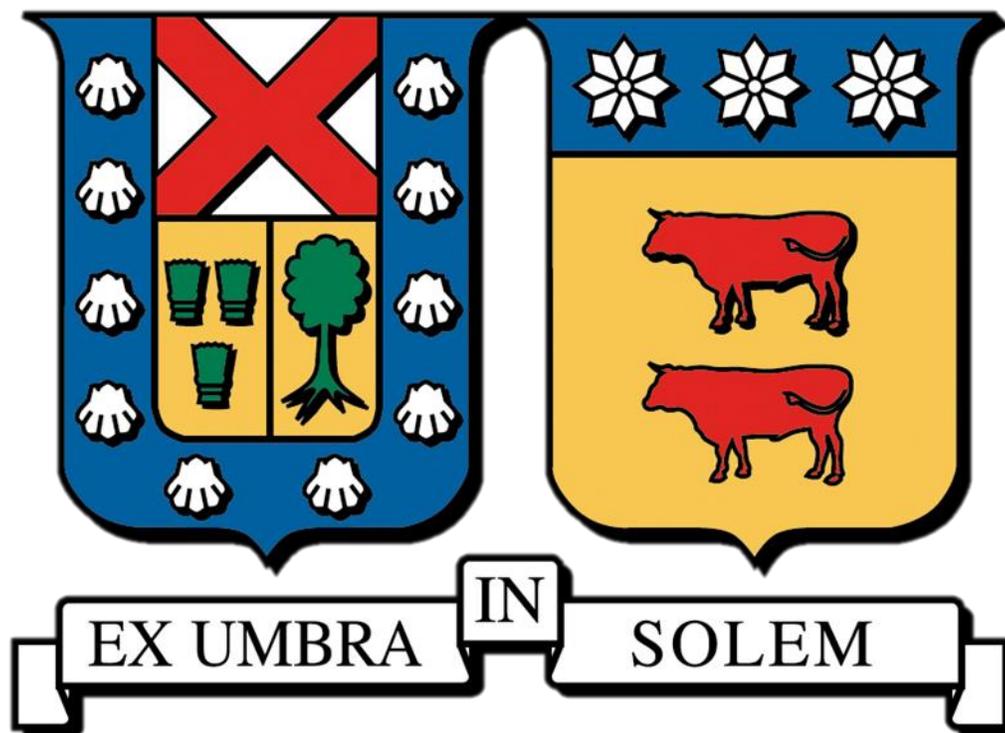
MEJORAMIENTO DE LOS PROCESOS DE TRATAMIENTO DE RILES DE LA PLANTA MALLOA DE AGROFOODS CENTRAL VALLEY CHILE S.A.

ROJAS HERRERA, HERNÁN FELIPE

<https://hdl.handle.net/11673/49752>

Repositorio Digital USM, UNIVERSIDAD TECNICA FEDERICO SANTA MARIA

UNIVERSIDAD TÉCNICA FEDERICO SANTA MARÍA
DEPARTAMENTO DE INGENIERÍA QUÍMICA Y AMBIENTAL
VALPARAISO - CHILE



“MEJORAMIENTO DE LOS PROCESOS DE TRATAMIENTO DE RILES DE LA PLANTA MALLOA
DE AGROFOODS CENTRAL VALLEY CHILE S.A.”

HERNÁN FELIPE ROJAS HERRERA

MEMORIA PARA OPTAR AL TÍTULO DE
INGENIERO CIVIL AMBIENTAL

PROFESOR GUÍA:

Dra. LORNA GUERRERO S.

PROFESOR CORREFERENTE:

Dr. SANTIAGO GARCÍA G.

Octubre, 2020

Dedicatoria

Llegar a estas instancias ha sido un proceso arduo y extenso pero que, llegado este último paso, siento que ha valido la pena todos los instantes en lo que me planteé mi futuro en la carrera y las noches sin dormir.

Mi madre ha sido una figura fundamental y por eso quiero agradecerle todo su apoyo en todos estos años, no lo podría haber logrado sin ti. Agradezco a mis familiares y amigos que he hecho a lo largo de los años, siento que cada uno me ha ayudado un poco para llegar hasta este punto.

Finalmente, agradezco a mis profesores por su labor formativa y motivadora a lo largo de estos años.

Muchas gracias.

Resumen

La industria hortofrutícola es una de las principales actividades agrícolas de Chile, que ha visto incrementada su producción desde la década de los 90 debido al aumento de las exportaciones y la variedad de productos con valor agregado que es capaz de producir. A su vez, la industria genera cantidades importantes de residuos líquidos con una alta carga de material orgánico que se debe tratar.

La Planta Malloa de Agrofoods Central Valley Chile S.A. se dedica principalmente a la elaboración de frutas en conserva, y cuenta con una planta de tratamiento (PTR) de sus residuos industriales líquidos (RILes) que consiste básicamente en un pretratamiento y tratamiento primario para la eliminación de sólidos suspendidos de tamaño mayor (carozos y trozos de fruta), un sistema de biofiltros Tohá para la eliminación de la materia orgánica y un sistema de desinfección.

Se hizo un diagnóstico de la PTR, y se verificó que no cumple la normativa vigente (D.S. 90/2000), principalmente en cuanto a la eliminación de materia orgánica, y que el RIL se diluye antes de su descarga, incumpliendo con lo establecido por la Superintendencia del medio Ambiente en 2015. Por otra parte, esta planta cuenta con un digestor anaerobio de circulación interna (IC) sin operar y que formaba parte del sistema de tratamiento original de la planta Malloa.

Por lo anterior el objetivo de esta memoria es mejorar el actual sistema de tratamiento de aguas residuales, centrándose especialmente en la remoción de materia orgánica, evaluando la incorporación del reactor anaerobio IC ya existente en la planta. Además, se considerarán soluciones para otros problemas operacionales identificados en la PTR.

Para determinar la factibilidad de incorporación del reactor IC, se realizaron estudios de biodegradabilidad anaerobia, los que consisten en la instalación de mini-reactores *batch* de 250 mL de volumen efectivo, mantenidos a 37 °C. Los resultados de los ensayos de laboratorio indicaron una biodegradabilidad del RIL de hasta un 52%, lo cual sugirió que los ensayos no se realizaron en un ambiente ideal para la digestión anaerobia, siendo una de las posibles causas la falta de nutrientes dentro de los reactores.

Considerando la información bibliográfica recopilada y los ensayos de biodegradabilidad a los que se sometió el RIL, se concluyó que el tratamiento mediante digestión anaerobia es una operación unitaria que se debe incorporar al sistema de tratamiento de RILes, de modo que el tratamiento secundario de la PTR pase a ser un proceso combinado anaerobio-aerobio.

Se realizaron balances de materia para determinar la efectividad del tratamiento secundario de la PTR al reincorporar el reactor IC, usando diferentes condiciones de operación. Sin embargo, su reincorporación no basta para cumplir con el límite máximo establecido por ley para este contaminante, por lo que se realizaron balances de materia considerando diferentes escenarios en relación con el caudal a tratar, el contenido de materia orgánica en éste y las tecnologías usadas para su tratamiento secundario, estableciendo diferentes alternativas de tratamiento que sí logran cumplir con la normativa.

Se estableció como propuesta de mejoramiento de la PTR la reincorporación del reactor IC construido en la planta, y la construcción de un segundo reactor IC, para poder tratar la totalidad del caudal de RIL generado por la planta productiva mediante un proceso combinado anaerobio-aerobio. Se concluyó que, es necesario realizar un estudio que evalúe los costos asociados a los diferentes escenarios planteados para la mejora de la PTR. Se escogerá aquella alternativa que represente un menor impacto económico para la empresa.

Además, se indicaron las correcciones necesarias para corregir los problemas identificados en el diagnóstico de la PTR, centrándose en la remoción de carozos y restos de fruta del caudal a tratar. Se estableció que es necesario realizar un análisis más detallado del RIL producido por la planta Malloa, con el objetivo de mejorar la operación de las operaciones unitarias del tratamiento secundario.

Tabla de contenido

Resumen	ii
Capítulo 1: Introducción y Objetivos	1
1.1. Introducción.....	1
1.2. Objetivos	2
Capítulo 2: Antecedentes de la empresa y su planta de tratamiento.....	3
2.1. Planta productiva Malloa	3
2.2. Sistema de tratamiento de RILes	3
2.2.1. Pretratamiento y tratamiento primario	4
2.2.2. Tratamiento por biofiltración aerobia.....	6
2.2.3. Post-tratamiento y Desinfección.....	7
2.3. Características del RIL producido por la planta productiva	8
2.4. Reactor IC de la planta	9
Capítulo 3: Eliminación de materia orgánica	10
3.1. Digestión Anaerobia	10
3.2. Factores Ambientales e Inhibición de la Metanogénesis.....	12
3.2.1. O ₂ y potencial redox	12
3.2.2. pH.....	12
3.2.3. Temperatura	13
3.2.4. Nutrientes.....	13
3.2.5. Tiempo de residencia hidráulico y velocidad de carga orgánica.....	14
3.2.6. Sustancias tóxicas en la digestión anaerobia	15
3.2.6.1. Ácidos grasos volátiles.....	15
3.2.6.2. Sulfuros.....	15
3.2.6.3. Amoníaco.....	15
3.2.6.4. Metales pesados	16
3.2.6.5. Sales	16
3.2.6.6. Compuestos orgánicos.....	17
3.3. Reactores anaerobios de circulación interna	17
Capítulo 4: Metodología	19
4.1. Diagnóstico de la planta de tratamiento	19
4.2. Operación de reactor IC dentro de la planta	19
4.2.1. Caracterización de muestras	19
4.2.2. Ensayos de biodegradabilidad.....	19
4.2.3. Determinación del caudal para tratar en el reactor IC	22
Capítulo 5: Resultados y Discusión.....	23
5.1. Diagnóstico y modificaciones de la planta de tratamiento de RILes	23
5.2. Ensayos de biodegradabilidad.....	24
5.2.1. Caracterización RIL e inóculo anaerobio	24
5.2.2. Reactores anaerobios	25
5.2.3 Producción de metano.....	26

5.3. Caudal para tratar en el reactor IC.....	27
5.4. Propuesta de mejoramiento.....	31
Capítulo 6: Conclusiones	32
Capítulo 7: Referencias.....	33
Anexos	38
Anexo A: Determinación de contenido de sólidos en muestras	38
Anexo B: Determinación de DQO en muestras	39
Anexo C: Resultados balances de materia en tratamiento secundario de la planta de tratamiento de RILes	41

Índice de tablas

Tabla 1: Caracterización de RILes ingresados a la planta de tratamiento durante una temporada.	8
Tabla 2: Reacción y parámetros cinéticos de la ruta acetoclástica de producción de metano.....	12
Tabla 3: Funciones de los nutrientes en la digestión anaerobia.	14
Tabla 4: Valores de IC ₅₀ para diferentes metales pesados sobre la producción de metano.....	16
Tabla 5: Clasificación de los reactores anaerobios.....	17
Tabla 6: Cantidad de nutrientes necesarios para una adecuada digestión anaerobia.....	20
Tabla 7: Conjunto de problemas operacionales identificados y sus soluciones propuestas.	24
Tabla 8: Resultado de caracterización del RIL y del lodo con inóculo anaerobio.	24
Tabla 9: Resultados ensayo de biodegradabilidad en reactores anaerobios con una relación DQO/SV de 5/10.	25
Tabla 10: Resultados ensayo de biodegradabilidad en reactores anaerobios con una relación DQO/SV de 2,5/10.....	25
Tabla 11: Porcentaje de metanización medio de reactores anaerobios con una relación DQO/SV de 0,5 y 0,25.	27
Tabla 12: Resultados de balance de materia en tratamiento secundario tras aplicar medidas de mejoramiento para la PTR.....	28
Tabla 13: Resultados de balance de materia en tratamiento secundario empleando un tratamiento aerobio de lodos activados.	29
Tabla 14: Resultados de balance de materia en tratamiento secundario tras aplicar medidas en sistema de tratamiento y en planta productiva	30
Tabla 15: Resultados de balance de materia en tratamiento secundario dimensionado para tratar el caudal de RIL generado por la planta Malloa.....	31
Tabla 16: Propuesta de mejoramiento para la planta de tratamiento de RILes de la planta Malloa.....	31
Tabla 17: Resultados de balance de materia en tratamiento secundario variando los parámetros operacionales en el reactor IC y la eficiencia del sistema de biofiltros.....	41

Índice de figuras

Figura 1: Diagrama de flujo planta de tratamiento de RILes	4
Figura 2: Diagrama de funcionamiento de separador parabólico.....	5
Figura 3: Diagrama de funcionamiento de trommel.....	5
Figura 4: Diagrama biofiltro con Sistema Tohá.	7
Figura 5: Reactor IC no operativo de la planta de tratamiento de RILes.	9
Figura 6: Ubicación reactor IC dentro de la planta de tratamiento de RILes.	9
Figura 7: Fases de la digestión anaerobia y poblaciones bacterianas.....	11

Figura 8: Diagrama de operación reactor IC..	18
Figura 9: Diagrama de reactores a escala de laboratorio empleados en los ensayos.	21
Figura 10: Montaje de reactores a escala de laboratorio empleados en los ensayos	21
Figura 11: Producción de metano en reactor 1 con una relación DQO/SV de 5/10 considerando el efecto del blanco.	26
Figura 12: Producción media de metano en reactores con una relación DQO/SV de 2,5/10 considerando el efecto del blanco.	27
Figura 13: Diagrama de flujo de tratamiento secundario de la planta de tratamiento de RILes.	28

Capítulo 1: Introducción y Objetivos

1.1. Introducción

La industria hortofrutícola es una de las principales actividades agrícolas en Chile, incrementando su producción desde la década de los 90 debido al aumento de las exportaciones y la multiplicidad de bienes con valor agregado que es capaz de producir, como lo señala el Consejo Nacional de Producción Limpia (2009).

En términos generales, la producción hortofrutícola tiene dos destinos, el consumo fresco y su procesamiento industrial. De dependiendo de su uso final, las frutas y hortalizas frescas pueden ser sometidas a los siguientes procesos industriales:

- Conservación de frutas y hortalizas.
- Deshidratación de frutas y hortalizas.
- Elaboración de jugos clarificados concentrados de frutas.
- Elaboración de pulpas y mermeladas de frutas y de pastas de hortalizas.
- Congelación de frutas y hortalizas.
- Sulfitado y confitado de frutas.
- Acetificación y/o fermentación de hortalizas.

La industria procesadora de frutas y hortalizas genera importantes cantidades de residuos líquidos, con una alta carga de material orgánico. Por otra parte, produce residuos sólidos que pueden destinarse a la preparación de pienso animal o fertilizante orgánico.

El carácter estacional de la industria hortofrutícola se traduce en una alta generación de residuos en períodos puntuales, principalmente durante los meses de enero y febrero. El tratamiento de diversas especies frutícolas en una misma instalación permite mitigar en parte la estacionalidad de los procesos, favoreciendo un uso más eficiente de las plantas procesadoras.

Las principales fuentes de generación de residuos líquidos en la industria procesadora de frutas y/o hortalizas son los procesos de lavado. Estos se realizan tanto a las frutas y/o hortalizas, como también a las maquinarias y equipos de la línea de producción.

Los residuos líquidos generados en el lavado de frutas y hortalizas se caracterizan por contener principalmente sólidos suspendidos y materia orgánica disuelta. También es común encontrar pesticidas, insectos, lechada soluble y jugos provenientes de la materia prima, hojas, tallos y otras partes de las plantas. El consumo de agua para el lavado de fruta y/o hortalizas varía dependiendo tanto del tipo de producto como del tipo de industria.

Respecto de las aguas para el lavado de equipos, éstas se caracterizan por sufrir fluctuaciones importantes de pH ácidos y básicos. A su vez, es común encontrar productos detergentes y materia orgánica disuelta.

Adicionalmente, existen otros procesos generadores de residuos líquidos; entre ellos destaca el proceso de pelado, en el que se generan importantes cantidades de agua con alto contenido orgánico soluble y sólidos suspendidos. Las aguas del proceso de esterilización y del proceso de evaporación también tienen alto contenido de materia orgánica soluble.

La cantidad y calidad de todos los efluentes combinados de la industria de frutas y hortalizas están muy relacionadas con el proceso.

La Planta Malloa de Agrofoods Central Valley Chile S.A. es un complejo en el cual se elaboran y almacenan diversos productos alimenticios, produciendo frutas en conserva, mermeladas y salsas de tomate.

Dentro del presente estudio se analizará el actual sistema de tratamiento de RILes que emplea la planta, cuya principal operación unitaria consiste en un conjunto de biofiltros basados en el Sistema Tohá, abarcando un área aproximada de 2,5 ha para el tratamiento secundario del efluente.

El Sistema Tohá corresponde a un biofiltro percolador compuesto por un soporte, un medio de soporte, una población de microorganismos y lombrices. El agua por tratar percola a través del medio de soporte y la materia orgánica es consumida por la acción de microorganismos aerobios que a su vez son consumidos por la población de lombrices contenida en el biofiltro.

La planta de tratamiento de RILes actual presentó problemas operacionales relacionados con la remoción de carozos del caudal en el proceso de pretratamiento, sobrecarga hidráulica en los biofiltros, disminución del tiempo de residencia del RIL en el biofiltro a causa de fracturas en el soporte, y la emanación de malos olores al agotarse el suministro de hipoclorito sódico usado para el proceso de desinfección del RIL.

El sistema de tratamiento por biofiltros no logra reducir el contenido de materia orgánica en el RIL para cumplir con lo establecido en el Decreto Supremo N° 90/2000, norma de emisión de contaminantes asociados a la descarga de RILes en cuerpos de agua marinos o continentales superficiales, por lo que se diluye el caudal tratado en la planta, incumpliendo de esta forma con lo establecido en el protocolo para la ejecución de actividades de fiscalización ambiental de normas de emisión de residuos industriales líquidos, aprobado por la Superintendencia del medio Ambiente en 2015.

1.2. Objetivos

El objetivo general del trabajo es:

- Mejorar el Sistema de Tratamiento de los RILes de la Planta Malloa de Agrofoods Central Valley Chile S.A., con énfasis en la eliminación de materia orgánica.

Y los objetivos específicos son:

- Analizar en forma crítica el Sistema de Tratamiento de RILes, identificando problemas operacionales existentes.
- Evaluar la reincorporación del digestor anaerobio de circulación interna ya existente en la planta para el tratamiento del RIL como etapa previa al sistema de biofiltros.

Capítulo 2: Antecedentes de la empresa y su planta de tratamiento

2.1. Planta productiva Malloa

Agrofoods Central Valley Chile S.A. es una compañía procesadora de comida, que produce y vende sus productos en Chile, América Latina, Estados Unidos y Europa.

Los principales productos son la fruta enlatada, fruta picada en copas plásticas, salsa de tomate y mermelada.

La compañía atiende al mercado local con su propia maca, EL Vergel Fruta lista, además de prestar servicio de empaquetado de productos para otros competidores. Los principales destinos para sus exportaciones son Estados Unidos, Perú, Colombia, México y Ecuador.

Sus principales áreas dentro de su planta de producción son: las líneas de copas de fruta, las líneas de fruta enlatada, las líneas de semilíquidos, el área de etiquetado, los almacenes y las líneas de proceso calentamiento óhmico aséptico.

Las características de planta de producción de Agrofoods, son:

- Completa flexibilidad operacional, lo cual permite la producción de una amplia variedad de productos.
- Tecnología de calentamiento óhmico aséptico, el cual permite una producción a lo largo de todo el año independientemente de las temporadas de frutas específicas.

Los productos elaborados en la planta son:

- Mermeladas de fruta
- Salsa de tomates
- Fruta enlatada:
 - Duraznos en mitades/cubos (15 oz – 29 oz – 105 oz).
 - Peras en rodajas/cubos (15 oz – 29 oz – 105 oz).
 - Coctel de frutas (29 oz – 105 oz).
- Copas de fruta en jugo y almíbar:
 - Duraznos en cubo, peras en cubo, manzanas en cubo, mezcla de frutas y cerezas de 4 oz/7 oz.
- Tambores asépticos de 55 galones:
 - Puré de frutas 30/32 °Bx (durazno, pera y manzana).
 - Fruta en cubos de 5/8” (durazno, pera y manzana).
 - Fruta en cubos de 5 mm (durazno, pera y manzana).

2.2. Sistema de tratamiento de RILes

El sistema actual contempla 3 operaciones unitarias:

- Pretratamiento.
- Tratamiento por biofiltro aerobio.
- Desinfección.

La figura 1 muestra la disposición de los equipos empleados en las operaciones unitarias señaladas.

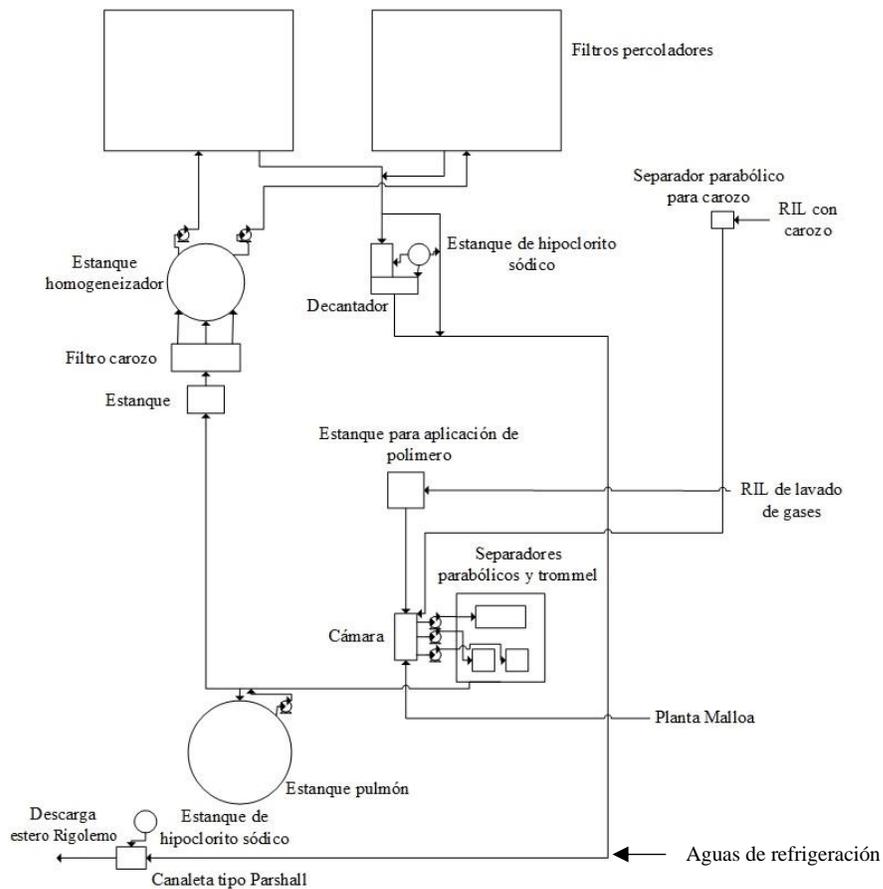


Figura 1: Diagrama de flujo planta de tratamiento de RILes.

2.2.1. Pretratamiento y tratamiento primario

Una de las corrientes de RIL crudo se origina durante el transporte de carozos generados en el proceso productivo de la planta. Este efluente es sometido a un pretratamiento adicional mediante un filtro parabólico que separa los carozos del efluente líquido. El efluente líquido continúa hacia el mismo sistema de pretratamiento que las demás corrientes de RILes generados en la planta. Los carozos extraídos son depositados en bateas metálicas para su posterior transporte y gestión.

Un separador parabólico (figura 2) es un sistema de rejillas empleado para la remoción de sólidos suspendidos presentes en un flujo de RIL. Su funcionamiento consiste en la descarga de un flujo de RIL en la sección superior del separador, separando los sólidos de este mediante un tamiz con forma parabólica. El RIL filtrado fluye a través de la sección inferior del separador para ser sometido a las siguientes operaciones unitarias, y los sólidos retenidos por el tamiz caen en un receptáculo para su acumulación.

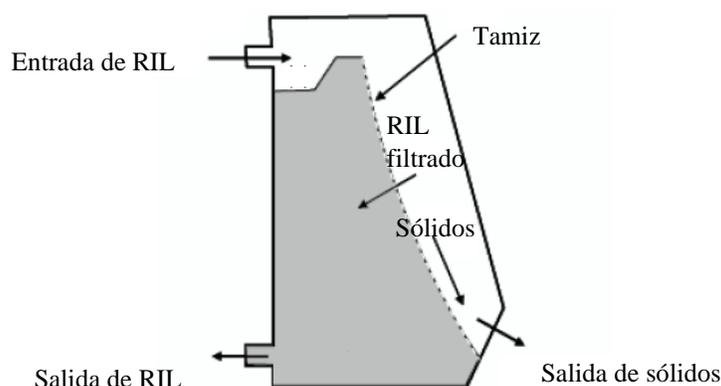


Figura 2: Diagrama de funcionamiento de separador parabólico.

El RIL crudo se transporta por gravedad hasta un pozo de acumulación, contando con un sistema para eliminar los carozos que pudiesen permanecer en el RIL, el cual consiste en un sistema de correa transportadora con aletas que capturan los carozos y los depositan en un recipiente de acumulación. Este sistema presentó fallas a causa del contenido de sólidos suspendidos en la corriente de RIL, viéndose obstruidos los tubos que alimentan al sistema de filtrado a causa de la presencia de carozos en el caudal de RIL.

El RIL es bombeado desde el pozo hacia un sistema de filtrado que sirve como su tratamiento primario. Este consta de 2 separadores parabólicos y un trommel ubicados en una plataforma a 7 m de altura, que retienen los sólidos con un diámetro superior a 0,5 mm. Posteriormente, por gravedad, se envía el RIL desde la plataforma hacia un tanque homogeneizador con una capacidad útil de 500 m³, que cuenta con un sistema de agitación mediante una turbina horizontal y un conjunto de 22 bombas para enviar el RIL hacia el sistema de tratamiento de biofiltración. Durante el período de observación de la planta se evidenció que restos de fruta con un diámetro superior al que deberían ser retenidos por el sistema de pretratamiento pasaron hacia las siguientes etapas de tratamiento.

Un trommel (figura 3), también llamado criba rotatoria, es un equipo de cribado mecánico usado para la separación de materiales, principalmente en la industria minera y el procesamiento de residuos sólidos. Sin embargo, también es empleado en la separación de sólidos en el tratamiento de aguas residuales urbanas e industriales.

Consiste en un tambor cilíndrico perforado que normalmente se eleva en ángulo en el extremo de alimentación. La separación del tamaño físico se logra a medida que el flujo de alimentación desciende en espiral por el tambor giratorio, donde el material de menor tamaño que las aberturas del tamiz pasa a través de este, mientras que el material de gran tamaño sale por el otro extremo del tambor.

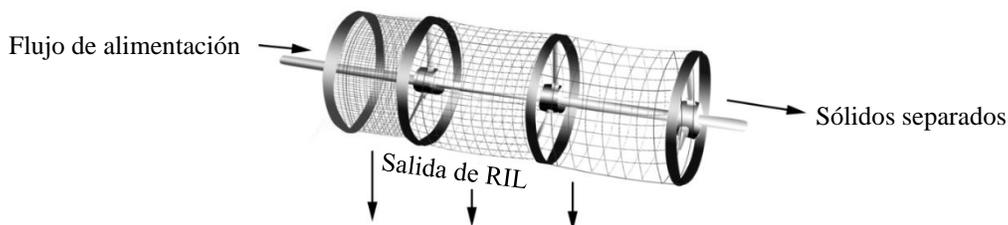


Figura 3: Diagrama de funcionamiento de trommel.

En el trayecto entre la plataforma y el tanque homogeneizador se intercala un tanque pulmón, con un volumen útil de 600 m³, y un sistema de bombas que permiten la recirculación del RIL. Esta configuración

permite mantener un mayor control del caudal a tratar. Además, se intercala un filtro de lecho de carozos de 1 m de altura y una superficie total de 600 m², que funciona como un sistema adicional (y opcional) de filtrado antes de ingresar al tanque homogeneizador. Adicionalmente se cuenta con un segundo tanque con un volumen útil de 600 m³, el cual no se emplea dentro del sistema actual.

2.2.2. Tratamiento por biofiltración aerobia

El biofiltro emplea el sistema Tohá y está compuesto por un medio de soporte de virutas de madera, lombrices y microorganismos, un sistema de ventilación con tubos de venteo y un fondo doble, el cual puede estar construido con adoquines de cemento o un soporte plástico. El sistema emplea aspersores para depositar el afluente sobre la superficie del biofiltro.

El sistema no presenta riesgo de infiltraciones de RIL hacia el suelo ya que cuenta con una losa de cemento en su base y paredes de ladrillo. Además, posee un sistema de drenaje por gravedad para conducir los efluentes líquidos hacia las siguientes etapas de tratamiento, quedando gran parte de la materia orgánica retenida en el biofiltro. El sistema de biofiltración se compone de 10 celdas con un área de 1000 m², 8 con un área de 1666 m² y 2 con un área de 833 m², todas ellas con una altura de 1,2 m.

El Sistema Tohá fue diseñado por el investigador chileno Dr. José Tohá Castellá en 1986, gracias a sus observaciones y experimentos relacionados con el tratamiento de aguas residuales mediante lombricultura (A.V.F. Ingeniería Ambiental, 2003). Este sistema se ideó originalmente para el tratamiento de aguas residuales urbanas, pero es posible emplearlo para el tratamiento de RILes cuando éstos no presenten características que dañen a la población de lombrices contenida en el biofiltro.

La lombricultura es la crianza y producción de lombrices, y el uso de estas para el tratamiento de residuos orgánicos, convirtiéndolos en una forma de abono conocido como humus. La especie utilizada en Chile corresponde a la *Eisenia foetida*. En el biofiltro el sustrato es proporcionado por el RIL a tratar, empleando aspersores para su distribución, el cual percola a través de un medio de soporte, donde se encuentran la población de lombrices y una población de microorganismos adheridos a este medio.

Un biofiltro que emplea el sistema Tohá (figura 4) se compone 3 capas: un soporte, un medio de soporte constituido por virutas de madera, sobre el cual se dispone una población de lombrices, y una capa de humus en la parte superior del filtro. En la base del biofiltro se encuentra un sistema de drenaje a través del cual sale el caudal de RIL tratado.

La materia orgánica contenida en el RIL es consumida por los microorganismos adheridos al medio de soporte, los que se encargan de degradar la materia orgánica que utilizan como fuente de alimento, energía para sus procesos metabólicos y una fracción que pasa a formar parte de su masa corporal. Las lombrices luego de digerir la materia orgánica producen a través de sus deyecciones el denominado humus de lombriz, que cada cierto tiempo puede extraerse y ser utilizado como abono orgánico para el suelo (Salazar, 2005).

El uso de este sistema se considera como un tratamiento biológico aerobio dado que la acción de las lombrices ayuda a mantener la permeabilidad del lecho impidiendo la colmatación de éste, ya que las lombrices consumen a los microorganismos aerobios responsables de la degradación del material orgánico retenido en el medio de soporte, integrándolo al suelo en forma de humus, que por su estructura granular aumenta en forma progresiva la porosidad del medio de soporte, y facilitando la oxigenación producto de las constantes excavaciones que realizan en el terreno, en forma de túneles y canales, a través de los movimientos migratorios de estas (A.V.F. Ingeniería Ambiental, 2003). Adicionalmente se dispone de tubos de venteo para facilitar la oxigenación de niveles más profundos dentro del medio de soporte.

El movimiento constante de la población de lombrices permite el biofiltro cuente con un alto índice de absorción, lo cual se traduce en un rápido paso del caudal a tratar por el filtro, de modo que se evita la

generación de malos olores y la proliferación de vectores como moscas y otros insectos en la superficie de este (Salazar, 2005).

Las principales ventajas de este sistema de tratamiento son el aprovechamiento de la materia orgánica contenida en el RIL para producir abono, el bajo consumo energético necesario para su operación y la nula producción de lodos inestables al degradar la materia orgánica, alcanzando eficiencias cercanas al 90% en la remoción de materia orgánica. Su principal desventaja radica en la sensibilidad de la población de lombrices ante variaciones bruscas en los parámetros químicos del RIL a tratar (A.V.F. Ingeniería Ambiental, 2003).



Figura 4: Diagrama biofiltro con Sistema Tohá.

En base a estudios previos realizados durante los meses de enero y febrero del año 2018, se estableció que este sistema de biofiltros tuvo una eficiencia de eliminación del contenido de demanda química de oxígeno en el RIL de entre un 46,64% y 73,79%, y su media fue del 62,89%. Se estableció que la eficiencia de eliminación del contenido de sólidos suspendidos totales fue de entre un 66,43% y 97,74%, con una media del 78,74%.

Los rangos de eficiencia presentados por los biofiltros se relacionan con el grado de compactación del medio de soporte y la edad de la población de lombrices presente en ellos, los cuales varían en cada una de las celdas.

El sistema de biofiltros presentó como problemas operacionales la inundación del medio de soporte a causa de caudales excesivos, afectando de forma negativa a la población de lombrices y microorganismos aerobios presentes en este, y la pérdida de capacidad para tratar el RIL al colapsar el soporte plástico de una de las celdas, lo cual hizo que el RIL tuviese un menor tiempo de contacto con el medio de soporte y los microorganismos en dicha celda hasta que la rotura fue reparada.

2.2.3. Post-tratamiento y Desinfección

Los efluentes de cada biofiltro son enviados a un decantador con el fin de retener los sólidos y lombrices que se pudieran ver arrastrados por el flujo de líquidos. Tiene una profundidad de 1 m y un área transversal de 303 m². En la salida del decantador se encuentran dos mangueras dosificadoras de una disolución de hipoclorito sódico, el cual se emplea como agente desinfectante, reduciendo además la emanación de malos olores provenientes del RIL filtrado.

La decantación es un método físico para separar componentes de diferente densidad, situándose los más densos en el fondo del decantador por gravedad y el agua clarificada en la superficie. La decantación de los sólidos más densos se logra mediante la reducción de la velocidad del caudal con el que se alimenta al decantador, para ello se usan paredes de concreto con el fin de dificultar el flujo del RIL desde su punto de alimentación hasta el punto de salida de este.

Los sólidos acumulados en el lecho del decantador deben ser retirados periódicamente para permitir la acumulación de nuevas cargas de sólidos.

El objetivo de la desinfección es la eliminación de microorganismos patógenos, afectando su pared celular o inhibiendo la actividad enzimática dentro de estos. El hipoclorito sódico (NaOCl) es un compuesto oxidante de rápida acción utilizado a gran escala para la desinfección de superficies, ropa hospitalaria y desechos, descontaminar salpicaduras de sangre, desinfección de equipos y mesas de trabajo resistentes a la oxidación, eliminación de olores y desinfección del agua.

En presencia de compuestos nitrogenados o sulfurados, el cloro reacciona químicamente con ellos, disminuyendo su concentración efectiva como sanitizante, por lo que se debe conocer la concentración de este tipo de compuestos en el RIL a tratar para calcular una dosis de hipoclorito y tiempo de contacto adecuados. La dosis de cloro debe superar a la demandada por estos compuestos, de modo que exista una cantidad de cloro disponible como sanitizante (cloro libre residual).

Las ventajas que presenta este agente desinfectante radican en lo bien establecida que está su tecnología; su eficiencia en relación con los costos que implica si se compara con otros métodos de desinfección; el efecto de desinfección prolongado gracias al cloro residual presente en el agua tratada; su dosificación flexible y su capacidad para eliminar un amplio espectro de organismos patógenos.

Las desventajas del uso del cloro como agente desinfectante radican en la toxicidad del cloro residual contra los organismos acuáticos, requiriendo incluso de un proceso de dechloración; el desconocimiento actual respecto de los efectos a largo plazo que puede tener la descarga de compuestos de la dechloración al medio ambiente y la toxicidad y corrosividad que presenta el cloro, requiriendo normas de seguridad industrial exigentes para su manejo, almacenamiento y transporte.

La corriente de salida del decantador se conduce por gravedad a través de un canal subterráneo, hacia una canaleta tipo *Parshall*, en la cual se encuentra un segundo tanque y sistema dosificador de hipoclorito, donde se mezcla el caudal de RIL tratado con aguas empleadas en diferentes procesos de refrigeración de la planta, las cuales no presentan contaminantes. Finalmente, la corriente tratada se descarga en el estero Rigolemo. Esto incumple con lo establecido en el protocolo para la ejecución de actividades de fiscalización ambiental de normas de emisión de residuos industriales líquidos, aprobado por la Superintendencia del medio Ambiente en 2015.

Durante el período de observación de la planta se produjo la emanación de malos olores al agotarse las reservas de hipoclorito usadas en el decantador. Esto derivó en el establecimiento de revisiones más frecuentes del nivel de hipoclorito sódico presente en los estanques dispensadores.

2.3. Características del RIL producido por la planta productiva

El RIL fue caracterizado por Agrofoods en su declaración de impacto ambiental para la regularización de su planta de tratamiento de RILes, obteniendo los resultados que se muestran en la tabla 1.

Tabla 1: Caracterización de RILes ingresados a la planta de tratamiento durante una temporada.

Parámetros	Unidad	Baja temporada	Alta temporada
		Promedio	Promedio
DBO ₅	mg/L	1117	1711
Nitrógeno Kjeldahl	mg/L	53	16,21
Fósforo	mg/L	16	2,82
Sólidos suspendidos totales	mg/L	117	452
Aceites y grasas	mg/L	-	34
Caudal	m ³ /d	3600	7800
Caudal promedio	m ³ /h	150	325
Temperatura	°C	18-29	25
pH	-	6,1-9,1	7,1-12,5

(Fuente: Servicio de Evaluación de Impacto Ambiental, 2012)

2.4. Reactor IC de la planta

El antiguo sistema de tratamiento anaerobio con el que contaba la planta consistía en un reactor anaerobio de circulación interna (IC) con un volumen de 706 m^3 y una altura de 26 m. Como se muestra en la figura 5, el reactor se encuentra emplazado junto al sistema de separadores parabólicos y estanque pulmón, ya que este último originalmente se encontraba conectado al reactor IC. Este reactor fue diseñado para tratar caudales de RIL inferiores a los generados actualmente por la planta productiva Malloa.

La figura 6 muestra una vista aérea de la superficie de la planta, destacando la ubicación del digestor IC y la zona de biofiltros.

El reactor fue sacado de operación y sustituido por el sistema de tratamiento de biofiltros aerobios. El cambio se realizó debido a dificultades operacionales relacionadas con la generación del RIL, principalmente por las fluctuaciones del contenido de materia orgánica y la variación de su pH a lo largo de los periodos de operación del reactor.



Figura 5: Reactor IC no operativo de la planta de tratamiento de RILes.



Figura 6: Ubicación reactor IC dentro de la planta de tratamiento de RILes.

Capítulo 3: Eliminación de materia orgánica

Para la remoción de la materia orgánica contenida en un caudal de RIL se emplean microorganismos que la consumen como su fuente de nutrientes, los cuales se pueden clasificar como aerobios o anaerobios.

Guerrero (2017) indica que los tratamientos aerobios presentan una mayor eficiencia en la depuración del RIL tratado, pero requiere de una mayor cantidad de nutrientes y sus costos totales en función de la concentración de materia orgánica a remover son mayores a los requeridos por un tratamiento anaerobio. Por este motivo, para el tratamiento de caudales con un alto contenido de materia orgánica se emplean procesos combinados, sometiendo primero al caudal a un tratamiento anaerobio para disminuir la concentración de materia orgánica, de modo que los costos derivados del tratamiento aerobio se ven disminuidos.

3.1. Digestión Anaerobia

La digestión anaerobia es un proceso biológico que ocurre espontáneamente en la naturaleza. Transforma la materia orgánica en biogás (una mezcla gaseosa compuesta principalmente por metano y dióxido de carbono) a través de un mecanismo de reacción catalizado por diferentes grupos de microorganismos en ausencia de un aceptor de electrones externo (Anderson *et al.*, 2003). Algunas de las ventajas que presenta esta tecnología es su configuración sencilla, la baja producción de lodos y la posibilidad de emplear el metano producido como fuente de energía (Van Lier *et al.*, 2008).

Según lo expuesto por Guerrero *et al.* (2018), la concentración de metano en el biogás es de 50% a 70% en volumen, de 50% a 30% en volumen de dióxido de carbono, dependiendo del contenido de carbohidratos, proteínas y lípidos presentes en la materia orgánica degradada. Además, posee trazas de nitrógeno, hidrógeno, sulfuro de hidrógeno, vapor de agua y amoníaco.

El proceso de digestión anaerobia está constituido principalmente por cuatro etapas de reacción en serie: hidrólisis, acidogénesis, acetogénesis y metanogénesis (Campos *et al.*, 2005), como se muestra en la figura 7.

- **Hidrólisis:** Los compuestos orgánicos complejos como lípidos, proteínas e hidratos de carbono son transformados, por enzimas hidrolíticas (celulasas, proteasas y lipasas), en moléculas solubles y fácilmente degradables, como azúcares, ácidos grasos de cadena larga, aminoácidos y alcoholes. Es un proceso extracelular, y las bacterias responsables de su generación son las bacterias hidrolíticas-acidogénicas (*Clostridium*, *Staphylococcus* y *Bacteroides*).
- **Acidogénesis:** Proceso de fermentación de aminoácidos y monosacáridos, y β -oxidación de ácidos grasos de cadena larga a hidrógeno, bicarbonato y ácidos grasos volátiles (AGV) como son el ácido acético, propiónico, butírico y valérico, así como a otros productos orgánicos como alcoholes y ácido láctico. Las bacterias acidogénicas más comunes son *Butyrivibrio*, *Propionibacterium*, *Clostridium*, *Bacteroides*, *Ruminococos*, *Bifidobacterium*, *Lactobacillus*, *Streptococos* y *Enterobacterias*.
- **Acetogénesis:** Oxidación de productos orgánicos reducidos a acetato, hidrógeno y bicarbonato por la acción de las bacterias acetogénicas productoras obligadas de hidrógeno. Como ejemplos de bacterias acetogénicas cabe mencionar *Syntrophobacter wolinii*, que descompone el ácido propiónico, o *Syntrophomonas wolfei*, que descompone el butírico. Estos microorganismos requieren presiones parciales de H_2 bajas para metabolizar los AGV. Debido a ello, existe una estrecha relación entre bacterias acetogénicas (productoras de H_2) y arqueas metanogénicas (consumidoras de H_2). Estas últimas ayudan a reducir la presión parcial de H_2 requerida por las acetogénicas. La presión parcial de hidrógeno debe mantenerse en el rango de $10^{-4} - 10^{-6}$ atm para favorecer termodinámicamente tanto a las arqueas metanogénicas hidrogenotróficas como a las bacterias acetogénicas, que producen ácido acético a partir de la degradación de ácidos superiores (aquellos con más de dos C). En el grupo de bacterias acetogénicas se incluyen las homoacetogénicas, capaces de producir ácido acético a partir

de hidrógeno y dióxido de carbono, que pertenecen a los géneros *Acetobacterium*, *Acetoanaerobium*, *Acetogenium*, *Clostridium* o *Eubacterium*.

- **Metanogénesis:** Constituye la etapa final del proceso donde el acetato, hidrógeno, dióxido de carbono, formiato o metanol, se transforman en metano, dióxido de carbono, al tiempo que se sintetiza nuevo material celular. Se distinguen dos tipos principales de microorganismos, los que degradan el ácido acético (arqueas acetoclásticas) y los que consumen hidrógeno (arqueas hidrogenotróficas).

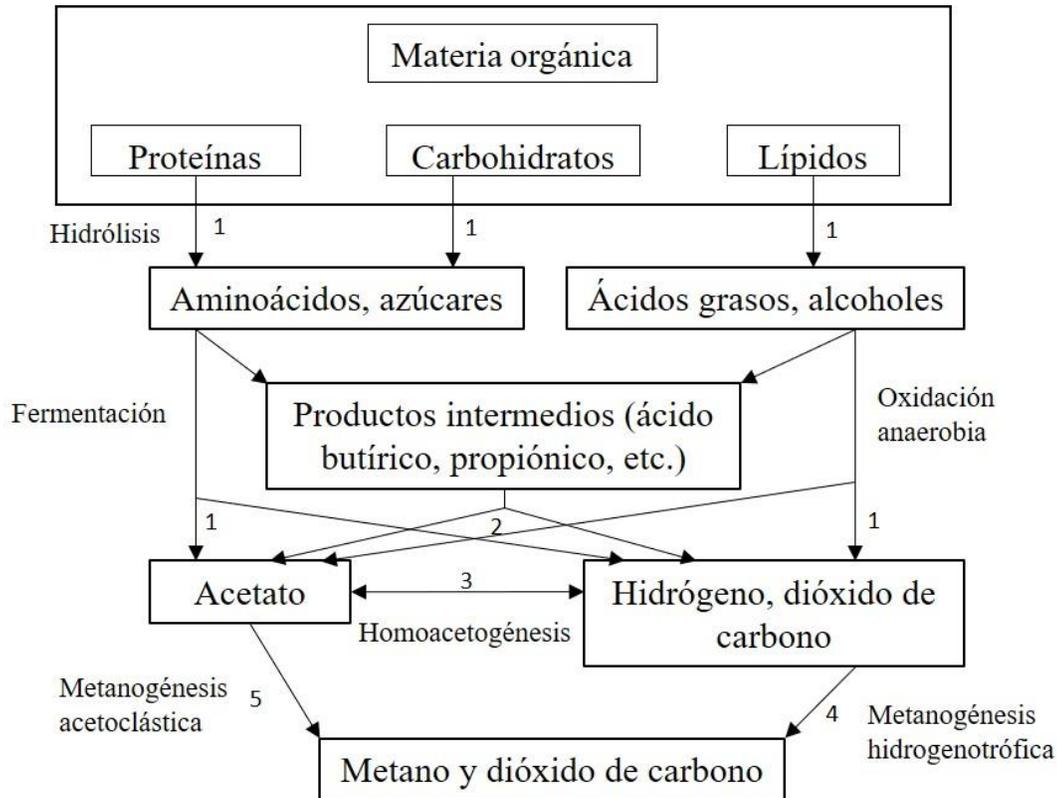


Figura 7: Fases de la digestión anaerobia y poblaciones bacterianas: 1) Hidrólisis, mediante bacterias hidrolíticas y fermentativas; 2) Acidogénesis/Acetogénesis, mediante bacterias acidogénicas y acetogénicas; 3) Homoacetogénesis, mediante bacterias homoacetogénicas; 4) Metanogénesis, mediante arqueas metanogénicas hidrogenotróficas; 5) Metanogénesis, mediante arqueas metanogénicas acetoclásticas. Adaptado de Gujer y Zehnder, (1983).

Los microorganismos que intervienen en las etapas previas a la metanogénesis forman una cadena trófica compleja y equilibrada operando de manera consecutiva en la transformación de sustratos orgánicos complejos. En la última etapa tiene lugar la reducción de dióxido de carbono, usando H_2 como donante de electrones, y la descarboxilación de acetato para obtener metano (Weiss *et al.*, 2009). Las arqueas metanogénicas son microorganismos anaerobios obligados que sólo pueden emplear como fuente de carbono y energía al acetato, H_2 , CO_2 , formiato y otros compuestos con un átomo de carbono como metanol y metilaminas (Thauer, 1998). Crecen lentamente, con tiempos de generación desde 3 días a $35^\circ C$ hasta 50 días a $10^\circ C$ (Bitton, 2005).

Dependiendo del sustrato que empleen para producir metano las arqueas se pueden dividir en dos grupos, metanogénicas acetoclásticas y metanogénicas hidrogenotróficas, como se muestra en la tabla 2:

- **Metanogénicas acetoclásticas:** Emplean acetato para formar metano. Son responsables del 70% del metano producido durante la digestión anaerobia. Crecen lentamente, con tiempos de generación de entre 3,5 y 9 d (Anderson *et al.*, 2003). A pesar de ser la vía más importante, sólo microorganismos pertenecientes a los géneros *Methanosaeta* y *Methanosarcina* son capaces de producir metano a partir de acetato (Campos *et al.*, 2005). *Methanosaeta sp.* se caracteriza por una morfología filamentosa, formando aglomerados. Solo pueden utilizar acetato para transformarlo en metano. Cinéticamente, se caracteriza por una baja velocidad máxima de crecimiento (μ_{\max}) y una alta afinidad por el sustrato (Van Lier *et al.*, 2008). *Methanosaeta sp.* es el grupo dominante en reactores anaerobios cuando la concentración de acetato y AGVs es baja, indicando que el reactor opera de forma estable (McHugh *et al.*, 2003; Karakashev *et al.*, 2005) y el tratamiento de aguas residuales está siendo efectivo. *Methanosarcina sp.* tiene forma cocoide (Subramanyam *et al.*, 2013). El rango de sustratos que puede emplear para producir metano es más amplio que en el caso anterior, pudiendo emplear acetato, H_2/CO_2 , metilaminas, metanol y formiato. Se caracterizan por una alta μ_{\max} y una baja afinidad por el sustrato (Van Lier *et al.*, 2008). Estas predominan sobre las anteriores cuando la concentración de acetato en el medio es alta (Smith e Ingram-Smith, 2007) debido a que su crecimiento es más rápido (Anderson *et al.*, 2003).
- **Metanogénicas hidrogenotróficas:** Estas arqueas pueden reducir CO_2 , formiato, metanol y metilaminas usando el H_2 producido en las etapas anteriores (Anderson *et al.*, 2003). Producen solo el 30% del metano en el proceso de digestión anaerobia. Crecen más rápido que las acetoclásticas, con tiempos de generación de 4 a 12 h (Van Lier *et al.*, 2008). Los géneros más representativos son *Methanobrevibacter* y *Methanobacterium* (Macarie y Guyot, 1995).

Tabla 2: Reacción y parámetros cinéticos de la ruta acetoclástica de producción de metano.

Reacción	ΔG° kJ/mol	μ_{\max} l/d	t_d d	K_s mg DQO/L
$CH_3COO^- + H_2O$ $\rightarrow CH_4 + HCO_3^-$	-31	0,12 ^a	5,8 ^a	30 ^a
		0,71 ^b	1,0 ^b	300 ^b

(a) *Methanosarcina sp.*

(b) *Methanosaeta sp.*

(Fuente: Van Lier *et al.*, 2008)

3.2. Factores Ambientales e Inhibición de la Metanogénesis

Dada la naturaleza biológica del proceso, las condiciones ambientales en las que se encuentran los microorganismos afectan significativamente a su actividad y, por tanto, al rendimiento global de la reacción. A continuación, se describen los principales factores ambientales que afectan a las comunidades microbianas presentes en la digestión anaerobia.

3.2.1. O_2 y potencial redox

Muchos de los grupos bacterianos presentes en la digestión anaerobia son anaerobios facultativos, por lo que pueden mantener su actividad aun en presencia de O_2 . Sin embargo, las arqueas metanogénicas son anaerobias estrictas cuya actividad se inhibe incluso con pequeñas concentraciones de O_2 . No obstante, cuando se encuentran formando agregados con otros grupos bacterianos, se sitúan en su interior, favoreciendo un ambiente anaerobio para las arqueas metanogénicas. Del mismo modo, el potencial redox debe ser suficientemente bajo para asegurar el desarrollo de las poblaciones metanogénicas estrictas. Las arqueas metanogénicas requieren potenciales de oxidación-reducción en torno a -350 mV (Anderson *et al.*, 2003).

3.2.2. pH

Los diferentes grupos de microorganismos presentan sus valores máximos de actividad en un determinado rango de pH. Los microorganismos hidrolíticos, entre 7,2 y 7,4; los acetogénicos, entre 7,0 y 7,2 y los metanogénicos, entre 6,5 y 7,5. El equilibrio entre los diferentes compuestos de carbono inorgánico (dióxido

de carbono, bicarbonatos y carbonatos) tienen un efecto amortiguador sobre el pH del medio. En algunas aguas residuales con bajo poder tampón puede llegar a ser necesario controlar externamente el pH, a fin de evitar la acumulación de AGV, acidificación del sistema y pérdida de actividad. No es así para los residuos orgánicos complejos, como los ganaderos o los municipales, para los cuales su alta alcalinidad permite una autorregulación del pH (Campos *et al.*, 2005).

3.2.3. Temperatura

Es uno de los principales factores que influyen en la digestión anaerobia, ya que influye en la conversión global del proceso y la estabilidad de la operación (Sánchez *et al.*, 2001), la actividad microbiana y la ruta para la producción de biogás (Dhaked *et al.*, 2010). El proceso de digestión anaerobia puede realizarse en tres rangos diferentes de temperatura:

- Psicrófilico: $5 < T < 20^{\circ}\text{C}$.
- Mesófilico: $20 < T < 40^{\circ}\text{C}$. La temperatura más empleada en aplicaciones industriales se encuentra en el rango 35-40°C.
- Termófilico: $45 < T < 65^{\circ}\text{C}$.

Al elevar la temperatura aumenta la tasa de hidrólisis, la velocidad de crecimiento de las bacterias y arqueas y, con ello, la velocidad de producción de biogás (Campos *et al.*, 2005). Sin embargo, bajo condiciones termofílicas los reactores son menos estables, lo que puede ser debido a una menor diversidad microbiana (Levén *et al.*, 2007), acumulación de propionato (Speece *et al.*, 2006) y a un aumento de la toxicidad debido a los intermedios generados (Labatut *et al.*, 2013), además de requerir más energía para alcanzar condiciones termofílicas (Levén *et al.*, 2007).

En condiciones psicrófilicas la metanogénesis acetoclástica es la principal ruta de producción de metano, mientras que a altas temperaturas predomina la ruta hidrogenotrófica (Dhaked *et al.*, 2010). Del mismo modo, Conrad (2002) establece que:

- A bajas temperaturas (en torno a 10°C), la formación de acetato está favorecida frente a la de propionato, por lo que el metano se produce principalmente a partir de acetato (85%) y solo una pequeña parte se formaría a partir de H_2/CO_2 (15%).
- A temperaturas intermedias (alrededor de 30°C) un 33% del metano producido procede del H_2/CO_2 .
- A altas temperaturas (aproximadamente 50°C) el metano es producido exclusivamente a partir de H_2/CO_2 , mientras que el acetato no es consumido y por lo tanto se acumula.

Un aumento de la temperatura de operación conlleva una menor diversidad de arqueas metanógenas. Existe mayor diversidad de arqueas en condiciones psicrófilicas que en mesofílicas. *Methanosaeta* predomina a bajas temperaturas mientras que *Methanosarcina* prevalece en condiciones mesofílicas (Dhaked *et al.*, 2010). En condiciones mesofílicas se pueden encontrar metanógenas acetoclásticas, hidrogenotróficas y metilotróficas. Sin embargo, al aumentar la temperatura a 55°C todas las metanógenas son hidrogenotróficas (Levén *et al.*, 2007).

3.2.4. Nutrientes

En el medio debe existir una relación de nutrientes adecuada para el desarrollo y mantenimiento de los microorganismos. Una de las ventajas de la digestión anaerobia es la baja necesidad de nutrientes, derivada de su pequeña velocidad de crecimiento. Estos nutrientes, que pueden clasificarse en macro y micronutrientes, se describen en la tabla 3, junto a sus funciones en la digestión anaerobia.

Los principales nutrientes necesarios para el crecimiento de los microorganismos son carbono, nitrógeno y fósforo, siendo el primero también su principal fuente de energía. La relación C/N debe ser 15-30:1 gDQO/gN y para el fósforo la relación óptima (C/P) debe estar comprendida entre 75-113:1 (Speece, 1987).

Tabla 3: Funciones de los nutrientes en la digestión anaerobia.

	Nutriente	Función
Macronutrientes	Carbono	Energía y material celular.
	Nitrógeno	Síntesis de proteínas.
	Fósforo	Síntesis de ácidos nucleicos.
	Potasio	Aumenta la permeabilidad de la pared celular.
	Azufre	Componente de varias enzimas como la monóxido de carbono deshidrogenasa (CODH) y la formiato deshidrogenasa (FDH).
Micronutrientes	Cobalto	Presente en enzimas específicas (CODH) y corrinoides.
	Cobre	Componente de la súper óxido dismutasa (SODH) e hidrogenasa.
	Hierro	Forma parte y ayuda a la activación de numerosas enzimas. Precipita sulfuros. Promueve la excreción de polímeros extracelulares.
	Molibdeno	Presente en FDH.
	Níquel	Componente de COHD. Síntesis del factor F ₄₃₀ . Ayuda a la conversión de H ₂ /CO ₂ .
	Selenio	Componente de enzimas y ácidos nucleicos bacterianos anaerobios (FDH). Ayuda a metabolizar ácidos grasos.
	Tungsteno	FDH. Es posible que intervenga en el metabolismo de H ₂ /CO ₂
	Zinc	FDH, SODH e hidrogenasa.

(Fuente: Kayhanian y Rich, 1995)

3.2.5. Tiempo de residencia hidráulico y velocidad de carga orgánica

El tiempo de residencia hidráulico (TRH) es el tiempo de permanencia promedio de la corriente de entrada en el reactor. El TRH aplicado debe permitir el crecimiento de la biomasa y favorecer la eliminación de DQO y producción de metano; en caso contrario, el inóculo se lavará por la corriente de salida del digestor, provocando el colapso completo del proceso.

La velocidad de carga orgánica (VCO), cantidad de materia orgánica introducida en reactor por unidad de tiempo y volumen de reactor, debe ajustarse para alcanzar la máxima producción de metano sin causar la acumulación de productos intermedios que inhiben la etapa de metanogénesis.

Las sobrecargas, hidráulica (debido a TRH relativamente cortos) y orgánica (debido a altas VCO) provocan el lavado de la biomasa y la acidificación del reactor por una acumulación de AGVs, y la consiguiente inhibición de la metanogénesis (Graef y Andrews, 1974; Leitão *et al.*, 2006; Van Lier *et al.*, 2008).

3.2.6. Sustancias tóxicas en la digestión anaerobia

Los procesos de digestión anaerobia pueden ser inhibidos en mayor o menor grado por la presencia de sustancias tóxicas en el sistema. Estas sustancias pueden ser productos intermedios generados por el propio mecanismo de la digestión anaerobia (que pueden acumularse y exceder la capacidad tampón del reactor) o sustancias que acompañan a la alimentación (Stronach *et al.*, 1986).

El efecto sinérgico o antagónico que la presencia de una sustancia puede tener sobre la actividad tóxica de otra, juega un papel importante en el momento de definir concentraciones críticas. Por otro lado, cabe destacar la capacidad de adaptación de los microorganismos anaerobios a la presencia de compuestos tóxicos después de un período de exposición a los mismos (Campos *et al.*, 2005).

3.2.6.1. Ácidos grasos volátiles

La inestabilidad de un reactor anaerobio se manifiesta generalmente por la acumulación de AGV en el medio. Esta situación puede generarse por sobrecargas hidráulicas y orgánicas que generan un desequilibrio en el mecanismo de reacción entre las etapas acidogénicas y acetogénicas (cinéticas de reacción rápida) frente a la etapa metanogénica (cinética relativamente más lenta), presencia de tóxicos, cambios de temperatura o de sustrato. La acumulación de AGV refleja un desequilibrio entre los microorganismos productores de ácidos y los que los consumen (Ahring *et al.*, 1995).

El resultado de la acumulación de ácidos provoca el agotamiento de la capacidad amortiguadora y la consecuente caída del pH (Siegert y Banks, 2005). Al disminuir el pH los ácidos se encuentran en sus formas no disociadas, que son las realmente tóxicas, ya que atraviesan fácilmente la membrana celular. Dentro de la célula el pH es neutro por lo que estas especies se disociarían, aumentando la concentración de protones en el interior, lo que conlleva una disminución del pH intracelular. Para expulsar esos protones en exceso y mantener el gradiente de estos, debe existir un flujo de protones hacia afuera de la célula, lo que consume energía y afecta al crecimiento y mantenimiento del microorganismo (Fukuzaki *et al.*, 1990).

3.2.6.2. Sulfuros

Las aguas residuales que contienen sulfato se generan en procesos en los que se usa o bien ácido sulfúrico, sulfato o compuestos de azufre reducidos como el sulfuro, tiosulfato o ditionita (Hulshoff Pol *et al.*, 1998). En condiciones anaerobias las bacterias sulfato-reductoras utilizan el sulfato u otros compuestos oxidados del azufre como aceptor final de electrones, para la degradación de compuestos orgánicos obteniéndose como producto sulfuro (Muyzer y Stams, 2008).

A relaciones $\text{gDQO/gSO}_4^{-2} < 10$, las bacterias sulfato reductoras compiten de manera significativa con las bacterias acidogénicas y arqueas metanogénicas por los mismos sustratos (hidrógeno, formiato y acetato), con una cinética de reacción mayor que las metanógenas. El sulfuro producido por las bacterias sulfato reductoras en altas concentraciones es tóxico para muchos microorganismos. El efecto inhibitorio del sulfuro se debe a la forma no ionizada ya que solamente las moléculas neutras pueden atravesar la membrana celular. El sulfuro puede interferir en el metabolismo asimilatorio del azufre afectando al pH intracelular. Los metanógenos son más sensibles a la inhibición por sulfuro que los acidógenos y los acetógenos (Hulshoff Pol *et al.*, 1998). La concentración de sulfuro que provoca inhibición sobre los diferentes grupos involucrados en la producción de metano se encuentra entre 80–100 mg/L de H_2S disuelto y 50–430 mg/L de H_2S no ionizado (Parkin *et al.*, 1990).

3.2.6.3. Amoniaco

El amoniaco se produce por degradación biológica de materia nitrogenada. Las dos principales formas de nitrógeno amoniacal que provocan inhibición sobre la digestión anaerobia son el ion amonio (NH_4^+) y el amoniaco libre (NH_3), siendo este último el más inhibitorio. La inhibición depende de las características del sustrato, pH, temperatura, inóculo, tipo de reactor y de la concentración de amonio y amoniaco (Yenigün y Demirel, 2013). Se han propuesto algunos mecanismos que explican la inhibición por amoniaco, como el

cambio del pH intracelular, aumento de la energía requerida para el mantenimiento de la biomasa o la inhibición de reacciones enzimáticas (Wittmann *et al.*, 1995). Las concentraciones a partir de las cuales este compuesto resulta inhibitorio varían mucho de unos autores a otros. Chen *et al.* (2008) recoge en su revisión que la concentración de nitrógeno amoniacal total (amonio más amoníaco) que provoca la reducción de un 50% de la producción de metano se encuentra en el rango 1,7–14 g/L.

3.2.6.4. Metales pesados

Muchos metales pesados forman parte de enzimas y coenzimas que intervienen en la digestión anaerobia. Sin embargo, concentraciones mayores a las requeridas para llevar a cabo la actividad biológica pueden causar inhibición o incluso toxicidad (Chen *et al.*, 2014; Mudhoo y Kumar, 2013). La inhibición depende de diferentes factores como la naturaleza del metal, su concentración en disolución, su carga iónica, cantidad y distribución de la biomasa en el digester, tipo de reactor, sustrato utilizado, pH y potencial redox (Mudhoo y Kumar, 2013). El efecto tóxico se atribuye a la disrupción de la actividad enzimática debido a la unión de los metales con los tioles u otros grupos presentes en proteínas o por reemplazamiento de un metal perteneciente a una enzima por otro metal (Chen *et al.*, 2008). Otros mecanismos de inhibición/toxicidad son: i) sustitución de cofactores enzimáticos metálicos, ii) combinación con el grupo –SH, iii) inactivación del grupo mercapto de la coenzima M en metanógenas y iv) unión a grupos ácidos de los aminoácidos en la cadena de polipéptidos (Chen *et al.*, 2014).

Los metales pesados se encuentran en aguas residuales industriales y en aguas residuales urbanas, siendo los más comunes cobre (Cu), zinc (Zn), plomo (Pb), mercurio (Hg), cromo (Cr), cadmio (Cd), hierro (Fe), níquel (Ni), cobalto (Co) y molibdeno (Mo) (Altaş, 2009). En la Tabla 4 se muestran diferentes concentraciones inhibitorias máximas medias (IC₅₀) para diferentes metales pesados.

Tabla 4: Valores de IC₅₀ para diferentes metales pesados sobre la producción de metano.

Fuente de carbono	IC ₅₀ mg/L					
	Cd	Cr	Cu	Ni	Zn	Pb
Glucosa	36	27	-	35	7,5	-
AGV	330	250	130	1600	270	8000
Almidón	>550	630	158	118	97	-
Benzoato	150	210	175	100	110	-

(Fuente: Altaş, 2009)

3.2.6.5. Sales

Las sales son necesarias para el crecimiento de los microorganismos. Sin embargo, elevadas concentraciones de estas pueden provocar inhibición severa o toxicidad (Soto *et al.*, 1993) debido a cambios en la presión osmótica (De Baere, 1984, Yerkes *et al.*, 1997). La toxicidad es provocada por el catión (McCarty y McKinney, 1961). Además, la presencia de un catión puede disminuir la toxicidad de otro catión, dando lugar a un efecto antagónico (Kugelman y McCarty, 1965). Los principales cationes que pueden interferir en la digestión anaerobia son:

- **Aluminio:** Puede afectar al crecimiento bacteriano, ya que es capaz de competir con hierro y manganeso y además puede adherirse a la pared celular (Cabirol *et al.*, 2003). Jackson-Moss y Duncan (1989) establecieron que concentraciones mayores de 2500 mg/L de aluminio causan inhibición sobre la metanogénesis.
- **Calcio:** Puede precipitar en la forma de carbonato y fosfato y, además, provocar una disminución de la actividad metanogénica específica. Asimismo, puede ocasionar una pérdida de capacidad tampón y de nutrientes (Chen *et al.*, 2008). Kugelman y McCarty (1965) observaron inhibición sobre la metanización de ácido acético a partir de 2500 mg/L de Ca²⁺.

- **Magnesio:** Una elevada concentración de Mg^{2+} causa desintegración de los gránulos y estimula la producción de células individuales, siendo su concentración óptima 720 mg/L (Amani *et al.*, 2010).
- **Potasio:** Una de las razones por las que el K^+ es inhibitorio está relacionada con la presión osmótica que regula el flujo de agua hacia dentro y hacia fuera de la célula. Pudiendo provocar en condiciones extremas turgencia o plasmólisis celular (Carucci *et al.*, 2005). Mouneimne *et al.* (2003) establecieron una IC_{50} de 0,74 mol/L para los microorganismos consumidores de acetato.
- **Sodio:** Un alto contenido en sodio lleva a una disminución del tamaño del gránulo debido a que este sustituye al calcio en la matriz del gránulo (Jeison *et al.*, 2008). El calcio une los polímeros extracelulares haciendo que las células se unan entre sí para formar los gránulos (Liu *et al.*, 2003). Feijoo *et al.* (1995) establecieron una IC_{50} entre 2 y 16 g/L de Na^+ para lodo granular anaerobio.

3.2.6.6. Compuestos orgánicos

Existe un amplio rango de compuestos orgánicos que pueden inhibir la digestión anaerobia: alquilbencenos, bencenos halogenados, nitrobencenos, fenoles y alquilfenoles, fenoles halogenados, nitrofenoles, alcanos, compuestos alifáticos halogenados, alcoholes, alcoholes halogenados, aldehídos, éteres, cetonas, acrilatos, ácidos carboxílicos, aminas, nitrilos, amidas, piridinas y sus derivados, ácidos grasos de cadena larga, surfactantes y detergentes. La concentración que causa inhibición/toxicidad depende del tipo de compuesto tóxico, su concentración, cantidad de biomasa, tiempo de exposición, edad del lodo, alimentación al reactor, aclimatación y temperatura. La acumulación de estos contaminantes en la membrana celular provoca la alteración del gradiente iónico a través de la membrana causando finalmente lisis celular (Chen *et al.*, 2008).

3.3. Reactores anaerobios de circulación interna

Existen diferentes tipos de reactores, digestores, sistemas o procesos anaerobios ya aplicados o que se están estudiando con intensidad a escala de laboratorio (Guerrero *et al.*, 2018). En la tabla 5 se indican los reactores anaerobios utilizados con mayor frecuencia a escala industrial.

Tabla 5: Clasificación de los reactores anaerobios.

De 1ª generación	De 2ª generación		
	Con biomasa adherida	Con biomasa suspendida	
		Biomasa dispersa	Biomasa granular
Tanques sépticos	Filtro anaerobio (FA, SD)*	Reactor de contacto	UASB
Lagunas anaerobias	Reactores de lecho fijo (FA y SO; FD y SD; FD y SO)*	Reactor con membrana	EGSB
Minidigestores		Proceso anaerobio secuencial (ASBR)	Reactor de circulación interna (IC)
Digestores convencionales	Reactor de lecho fluidizado o expandido		

*FA: Flujo ascendente ; SD: Soporte desordenado; SO: Soporte ordenado; FD: Flujo descendente

(Fuente: Guerrero *et al.*, 2018)

En los reactores de primera generación, el tiempo de retención hidráulico es igual al tiempo de retención de sólidos, con excepción de las lagunas anaerobias y tanques sépticos. En los de segunda generación, el tiempo de retención de sólidos es mayor que el tiempo de retención hidráulico. Esta característica previene el lavado del inóculo y permite procesar mayores caudales afluentes.

Según Metcalf y Eddy (2013), los modelos de reactor anaerobio más ampliamente usados para el tratamiento de RILes generados por industrias corresponden a los reactores de manto de lodos con flujo ascendente o UASB (por sus siglas en inglés, Upflow Anaerobic Sludge Blanket) y los de manto de lodo granular expandido o EGSB (por sus siglas en inglés, Expanded Granular Sludge Blanket). Además, se señala que los reactores de circulación interna o IC (Internal Circulation) y los EGSB, que suponen una variante del modelo

UASB, son algunas de las alternativas para el tratamiento de RILes dada su relativamente pequeña huella ecológica, eficacia del proceso y el permitir el tratamiento de mayores caudales.

Un reactor IC (figura 8) consiste en un reactor UASB montado en serie sobre un reactor EGSB, cada uno con separador de gas en su parte superior. El sistema usa una tubería desde la base de una cámara superior hasta una entrada en la base del reactor y un tubo elevador desde el primer separador de gas para inducir la recirculación y aumentar la velocidad de ascenso del manto de lodos en el primer reactor. El gas producido en el reactor inferior es capturado en el primer separador y crea un arrastre por gas para el agua y los biosólidos en el tubo elevador. El gas se desorbe del líquido en la cámara ubicada en la parte superior de la unidad, por encima del separador de gas del segundo reactor. Por su parte, la corriente líquida recircula internamente hacia el primer reactor.

Las altas tasas de recirculación conllevan una alta velocidad de ascenso en el reactor de la base, entre 8 y 20 veces mayor a la de un reactor UASB convencional, permitiendo un buen mezclado. El reactor superior permite una segunda etapa de tratamiento anaerobio, sujeta a una menor concentración de materia orgánica, donde la menor velocidad de ascenso y de producción de biogás mejora la captura de biomasa y sólidos del efluente. Se han usado alturas de hasta 25 m para este tipo de reactores.

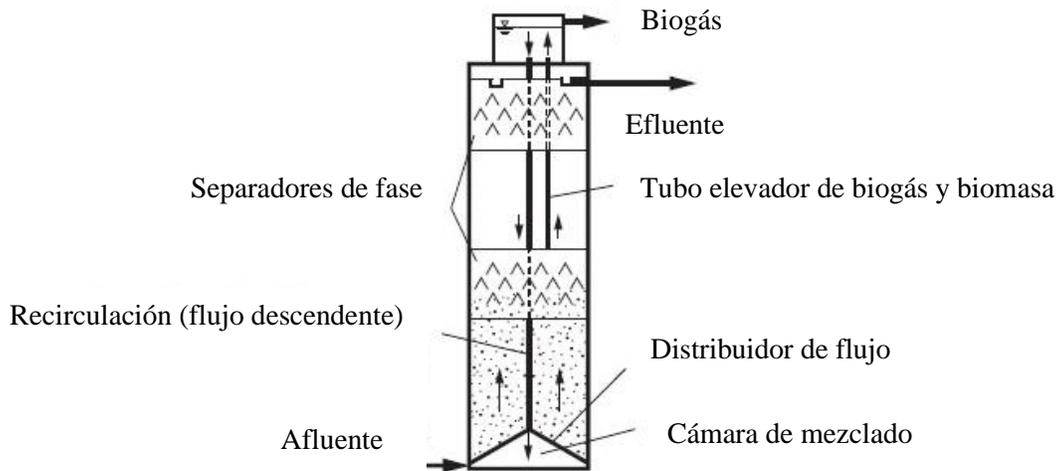


Figura 8: Diagrama de operación reactor IC. (Metcalf y Eddy, 2013).

Según señalan Guerrero *et al.* (2018), los reactores IC pueden operar con VCO superiores a $40 \text{ kg/m}^3/\text{d}$, con tasas de eliminación de DQO de más de 90%. Poseen la ventaja adicional que pueden trabajar con concentraciones de SST relativamente altas, sin presentar los problemas de acumulación de sólidos que ocurren en los lechos de los reactores UASB convencionales, ni los arrastres de sólidos que existen en los EGSB.

Reactores IC presentes en el mercado como el BIOPAQ®IC trabajan con VCO de $20 - 30 \text{ kg/m}^3/\text{d}$ y un contenido de materia orgánica en su caudal de alimentación de $1 - 20 \text{ kg DQO/m}^3$ (Paques Technology, 2015)

Capítulo 4: Metodología

4.1. Diagnóstico de la planta de tratamiento

Durante los meses de enero y febrero del año 2018 se trabajó en la planta de tratamiento, observándose una serie de problemas en sus operaciones unitarias operacionales. En base a ellas se elaboró un recopilación de estas y se propusieron cambios en la planta para corregirlos.

4.2. Operación de reactor IC dentro de la planta

Con el fin de determinar la viabilidad del proceso de digestión anaerobia, se realizaron ensayos de biodegradabilidad del RIL en reactores discontinuos a escala laboratorio. Se midieron principalmente los parámetros de producción de metano, eliminación de materia orgánica (DQO) y eliminación de sólidos volátiles. El lodo con inóculo anaerobio usado para el presente estudio se obtuvo a partir del sistema de tratamiento de RILes empleado por British American Tobacco Chile Operaciones S.A.

Para realizar los análisis de biodegradabilidad fue necesario establecer previamente una caracterización del RIL y del inóculo. Se determinaron los siguientes parámetros: pH, temperatura, el contenido de sólidos totales (ST), sólidos volátiles (SV), sólidos suspendidos totales (SST), sólidos suspendidos volátiles (SSV) y la demanda química de oxígeno total y soluble (DQO_t y DQO_s). Para el inóculo, se determinaron el contenido de ST, SV, SST, SSV, DQO_t y DQO_s.

Una vez caracterizadas ambas muestras, se estableció la combinación de inóculo, RIL, agua destilada y nutrientes necesaria para el montaje de 8 reactores anaerobios discontinuos, tres con una relación entre la DQO del RIL y el contenido de SV del lodo de 0,5, y otros tres reactores con una relación de 0,25. Se dejaron dos reactores en blanco, que sólo incluyen una mezcla de agua y lodo en su interior.

Cada reactor fue sometido a una caracterización de su contenido al inicio y al final del periodo de ensayo, determinando su contenido de ST, SV, SST, SSV, DQO_t y DQO_s.

4.2.1. Caracterización de muestras

Para determinar el pH y la temperatura de las muestras se empleó un pH-metro, depositando una muestra dentro de un vaso precipitado, homogeneizando la muestra mediante un agitador magnético.

Para la determinación de sólidos se emplearon los métodos 2540 B, D y E estandarizados por APHA, AWWA y WEF (2017). La descripción detallada de los métodos empleados se encuentra en el anexo A.

El método utilizado para la determinación de la DQO fue el de oxidación por dicromato, usando el método titrimétrico estandarizado por APHA, AWWA y WEF (2017). La descripción detallada del método empleado se encuentra en el anexo B.

Se utilizaron muestras diluidas de 2,5 mL en tubos de ensayo, a las cuales se agregó 1,5 mL de solución digestora (mezcla en base a dicromato de potasio) y 3,5 mL de solución catalítica (mezcla basada en ácido sulfúrico). Posteriormente el tubo de ensayo fue sometido a calor en un digestor a 150°C por 2 h. Finalmente, la muestra enfriada fue sometida a un proceso de titulación, empleando ferroína como indicador. El valor de DQO obtenido mediante este método se expresa en mg O₂/L.

4.2.2. Ensayos de biodegradabilidad

Los reactores empleados para los ensayos de biodegradabilidad contienen un volumen útil de 250 mL y una concentración del inóculo de 10 g/L. Se elaboró la mezcla para cada tipo de reactor en vasos de precipitado, por lo que el volumen total de mezcla producida fue de 900 mL para ambos conjuntos de reactores con RIL, y 600 mL para los reactores en blanco.

El volumen de inóculo requerido para el montaje de los reactores se determinó empleando la siguiente fórmula:

$$L * S = V * X_r$$

Donde:

- L : Volumen de lodo con inóculo requerido, en mL.
- S : Concentración de SV del lodo con inóculo, en g/L.
- V : Volumen de mezcla para reactores a elaborar, en mL.
- X_r : Concentración de SV deseada para el lodo con inóculo dentro de los reactores, en g/L.

Considerando los dos casos a estudiar, es decir, que el sustrato tenga una concentración de DQO de 5 gDQO/L o de 2,5 gDQO/L, se determinó el volumen de RIL y agua destilada necesarios para lograr dichas concentraciones en base al volumen útil dentro de cada reactor una vez agregado el inóculo y la concentración de DQO obtenida de la caracterización del RIL.

El volumen requerido de RIL se determinó empleando las siguientes fórmulas:

$$R * C = D * M$$

Donde:

- R : Volumen de RIL requerido en la mezcla, en mL.
- C : Concentración de DQO del RIL, en gDQO/L.
- D : Concentración de DQO de la mezcla deseada, en gDQO/L.
- M : Volumen de mezcla líquida deseada, en mL.

Para lograr la relación adecuada de carbono, nitrógeno y fósforo dentro de los reactores. Se consideró el contenido de carbono presente en los reactores en base a la DQO_i presente en el lodo y el RIL.

Con el contenido de carbono determinado, se procedió a calcular la cantidad de nitrógeno y fósforo necesarios para cumplir con la proporción C:N:P de 400:5:1 (en g DQO/g N/g, P) considerando la información aportada por Agrofoods en cuanto al contenido de nitrógeno Kjeldahl presente en el RIL. Se utilizaron cloruro amónico (NH₄Cl) y fosfato dipotásico (K₂HPO₄) como fuente de nutrientes, se calcularon las masas necesarias de N y P para cumplir la proporción de nutrientes antes mencionada (tabla 6).

Tabla 6: Cantidad de nutrientes necesarios para una adecuada digestión anaerobia.

	C existente en g	NH₄Cl necesario en g	K₂HPO₄ necesario en g
Reactores con relación 5/10	14,0161	0,6485	0,1971
Reactores con relación 2,5/10	12,0756	0,5663	0,1698
Reactores en blanco	6,7957	0,3227	0,0951

Se agregó una solución buffer fosfato 1 M a las mezclas para ajustar el pH del sistema a pH neutro. Se midió el pH de cada reactor al comienzo y al final de su operación.

Se utilizaron botellas de vidrio para el montaje de los reactores. Cada montaje consta de: una botella que contiene el digestor anaerobio y una botella adicional conectada a ésta mediante un sistema de mangueras con válvula antirretorno que contiene una solución de soda cáustica al 2,5% (figura 9). La disolución de soda permite capturar el dióxido de carbono generado en el digestor.

Una vez armados los reactores, se selló cada conjunto de botellas y se depositó los reactores dentro de un baño termostático a 37°C (figura 10).

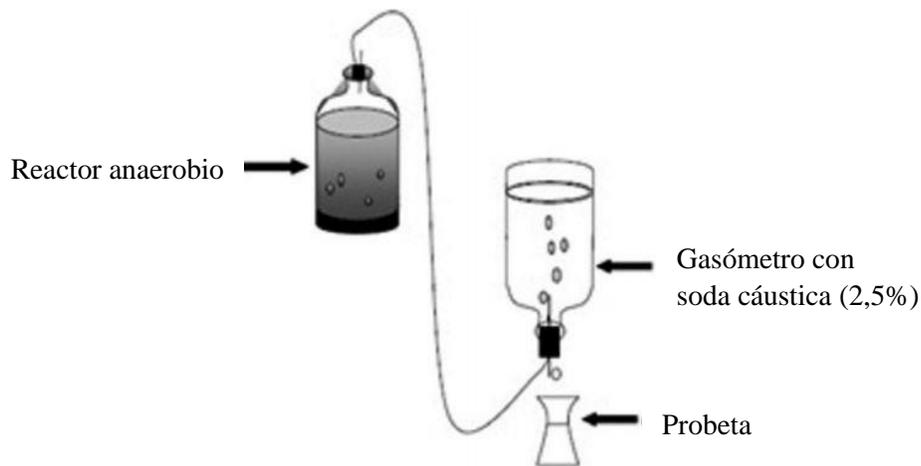


Figura 9: Diagrama de reactores a escala de laboratorio empleados en los ensayos.



Figura 10: Montaje de reactores a escala de laboratorio empleados en los ensayos

Transcurridos 5 días se removieron las prensas de todos los tubos, permitiendo el paso del gas generado dentro de los reactores hacia las botellas con soda cáustica, la cual absorbe el CO_2 contenido en el biogás y permite el paso del metano, el cual desplaza a la soda fuera de las botellas a través de una aguja.

El volumen de soda caustica desplazada se midió empleando probetas ubicadas bajo las botellas que la contienen.

Se midió diariamente el volumen de metano producido. Las mediciones se realizaron hasta que las curvas de producción de metano indicaron que la producción de metano se detuvo. Dichas curvas presentan el comportamiento de un modelo de primer orden, por lo que la detención en la producción se establece cuando la curva se vuelve horizontal, alcanzando la biodegradabilidad máxima del RIL dentro del reactor.

Los reactores en blanco se emplearon para establecer el efecto que tiene la degradación del inóculo a lo largo del periodo de operación de los reactores, con el fin de considerar únicamente el volumen de biogás generado por la degradación del RIL.

El porcentaje de eliminación de DQO se calculó en base al contenido de DQO_t inicial y final en cada uno de los reactores.

Se graficaron las curvas considerando el efecto de los blancos y dividiendo el volumen de metano registrado por la masa de sólidos totales volátiles que se ingresó en cada reactor. Empleando la curva de producción media para los dos tipos de reactores se determinó su potencial metanogénico en relación con el contenido de sólidos volátiles totales.

Se calculó el porcentaje de metanización, a partir de la producción de metano teórica y experimental. Para la determinación del volumen de metano producido de forma teórica se consideró la cantidad de materia orgánica consumida dentro del reactor durante el período de tratamiento, a partir de la diferencia en el contenido de DQO_t dentro de los reactores tras finalizar el ensayo. Para ello se usó la fórmula de la oxidación completa del metano, por lo que la relación entre ambos es aproximadamente 0,35 L CH_4/g DQO en condiciones normales y 0,38 L CH_4/g DQO en condiciones estándar.

4.2.3. Determinación del caudal para tratar en el reactor IC

Se determinó los parámetros de tiempo de residencia hidráulico (TRH) y caudal que ingresa al reactor y necesarios para la operación del reactor, tomando en consideración los resultados de la caracterización del RIL, los datos de producción del RIL aportados por Agrofoods y un valor de velocidad de carga orgánica (VCO) alcanzable para un reactor IC según información bibliográfica. Además, se consideraron los resultados de la caracterización del RIL y los datos de producción del RIL aportados por Agrofoods

El TRH se calculó según la siguiente fórmula:

$$TRH = \frac{S_o}{VCO}$$

Donde:

TRH : Tiempo de residencia hidráulico, en d.

S_o : Concentración de DQO_t presente en la corriente de entrada al reactor, en DQO/m^3 .

VCO : Velocidad de carga orgánica del reactor, en $kg DQO/m^3/d$.

El caudal se calculó según la fórmula:

$$Q = \frac{V}{TRH} * \frac{1}{24}$$

Donde:

Q : Caudal de RIL que ingresa al reactor, en m^3/h .

V : Volumen del reactor, en m^3 .

Se realizaron balances de masa para el sistema de tratamiento secundario, evaluando diferentes valores de VCO y porcentaje de eliminación de materia orgánica en el reactor IC y en los biofiltros. A partir de estos balances se determinó la mejor alternativa para la eliminación de materia orgánica contenida en el RIL y el cumplimiento de lo establecido en la ley.

Se empleó un diagrama del sistema de tratamiento secundario para la identificación de los caudales y concentraciones de DQO empleados en los balances. Los resultados de todos los balances realizados se encuentran en el anexo C.

Capítulo 5: Resultados y Discusión

5.1. Diagnóstico y modificaciones de la planta de tratamiento de RILes

Como se indicó en la descripción del sistema de tratamiento de RILes con el que actualmente opera la planta Malloa, se observó una serie de problemas operacionales durante los meses de enero y febrero del año 2018, lo cuales repercuten en el adecuado funcionamiento de la planta de tratamiento y reducen la eficiencia de esta. El conjunto de problemas observados y sus soluciones propuestas se resumen en la tabla 7.

El sistema empleado para la eliminación de los carozos presentes en el RIL antes de que este se mezcle con los demás corrientes a tratar no es capaz de retirar la totalidad de éstos y el sistema de paletas empleado para retirarlos antes de llegar a las bombas que impulsan al RIL hacia su proceso de pretratamiento tampoco es capaz de hacerlo, generándose obstrucciones en las tuberías del sistema de tratamiento primario.

Para la corrección de esta falla se debe inspeccionar el sistema de remoción antes de unirse a la corriente principal de RILes, con el fin de determinar si el tamaño del tamiz es el adecuado para la captura de los carozos o si la falla del filtro parabólico se produce por otras causas.

El sistema de tratamiento primario presentó fallas para separar sólidos con diámetros mayores a los esperados al considerar el diámetro de los agujeros en los tamices usados, encontrándose pulpa de fruta de diferentes diámetros en la capa superior de los biofiltros.

Para la corrección de este fallo es necesario realizar una inspección de los sistemas de separación empleados, identificando posibles fisuras en los tamices y realizando su reemplazo en caso de ser necesario. Se debe realizar una caracterización de los diámetros de sólidos presentes en el RIL y considerar una reducción del diámetro máximo de partículas que puedan pasar a través de ellos con el fin de mejorar la eficiencia del proceso.

El sistema de biofiltros presentó como problemas operacionales la inundación del medio de soporte a causa de caudales excesivos, afectando de forma negativa a la población de lombrices y microorganismos aerobios presentes en este, y la pérdida de capacidad para tratar el RIL al colapsar el soporte plástico de una de las celdas, lo cual hizo que el RIL tuviese un menor tiempo de contacto con el medio de soporte y los microorganismos en dicha celda hasta que la rotura fue reparada.

Para evitar la inundación de las celdas se debe mejorar la dosificación del flujo de RIL a través de los aspersores y el nivel dentro de los estanques pulmón y homogeneizador. Además, se debe realizar una gestión de efluentes en la planta productiva para disminuir el caudal de RIL generado.

Se debe mejorar el sistema de soporte de las capas de viruta, reemplazando los soportes plásticos por soportes de adoquines de cemento, pues estos son más resistentes a las cargas que son sometidos durante el periodo de operación del biofiltro.

El Decreto Supremo N° 90/2000, norma de emisión de contaminantes asociados a la descarga de RILes en cuerpos de agua marinos o continentales superficiales, establece como contenido máximo de materia orgánica en el efluente descargado a cuerpos de agua fluviales un contenido de demanda biológica de oxígeno (DBO₅) de 35 mg O₂/L. Considerando a la DBO₅ como aproximadamente un 50% del contenido de DQO en una muestra, esto se traduce en un límite máximo aproximado de DQO de 70 mg O₂/L.

Con esta información y considerando la capacidad de remoción de materia orgánica presentada por las celdas del sistema de biofiltros, se evidencia que el tratamiento secundario actual no logra reducir la concentración de este contaminante a niveles que cumplan con lo establecido en el decreto, razón por la cual la planta de tratamiento actual diluye el caudal de RIL tratado con un efluente de aguas generado por los procesos de enfriamiento en la planta productiva, incumpliendo con lo establecido en el protocolo para la ejecución de

actividades de fiscalización ambiental de normas de emisión de residuos industriales líquidos, aprobado por la Superintendencia del medio Ambiente en 2015.

Para corregir este incumplimiento de la normativa ambiental vigente es necesario agregar una operación adicional dentro de los procesos de tratamiento secundario, siendo la reincorporación del reactor IC una de las alternativas más simples de realizar, puesto que se ubica en una posición previa a la descarga del RIL en el estanque homogeneizador, de modo que se puede realizar un proceso de tratamiento secundario combinado, reduciendo la carga orgánica que deberá ser procesada por el tratamiento aerobio. Además, Se debe clausurar la conexión entre el caudal de RIL tratado y las aguas de enfriamiento descargadas, ubicando el punto de descarga de estas últimas en una posición en la que no afecte la toma de muestras relacionadas con el monitoreo de la operación de la planta de tratamiento de RILes.

Tabla 7: Conjunto de problemas operacionales identificados y sus soluciones propuestas.

Problemas identificados	Soluciones propuestas
Sistema de eliminación de carozos ineficaz.	Inspección del tamiz del separador parabólico y reemplazo del tamiz en caso de ser necesario.
Sobrecarga hidráulica de las celdas de biofiltro.	Gestión de efluentes para disminuir el caudal de RIL generado.
Sistema de tratamiento primario ineficaz.	Inspección de los tamices empleados, caracterización de los sólidos presentes en el RIL y reemplazo de estos en caso de ser necesario.
Ruptura del soporte plástico sobre el que se apoya el medio de soporte para los microorganismos y la población de lombrices.	Reemplazo de los soportes plásticos por soportes de cemento.
Dilución del RIL para cumplir con los límites establecido en la ley, incumpliendo con lo establecido en la normativa para la fiscalización de emisión de RILes.	Mejoramiento del tratamiento secundario dentro de la planta de tratamiento de RILes y reubicación del punto de descarga de las aguas usadas para diluir el RIL.

5.2. Ensayos de biodegradabilidad

5.2.1. Caracterización RIL e inóculo anaerobio

Empleando la metodología descrita en el capítulo anterior, se obtuvieron los siguientes resultados para la caracterización del RIL y del inóculo anaerobio (tabla 8).

Tabla 8: Resultado de caracterización del RIL y del lodo con inóculo anaerobio.

	RIL	Inóculo
ST g/L	1,78±0,18	129,25±5,82
SV g/L	1,44±0,01	72,71±3,05
SST g/L	1,27±0,14	122,55±0,78
SSV g/L	1,25±0,19	69,90±1,56
DQOt g O ₂ /L	11,51±0,55	81,88±0,57
DQOs g O ₂ /L	1,95±0,28	13,13±1,40
pH	4,16	-

Se pudo establecer que la mayor parte de los sólidos contenidos en el RIL corresponde a materia orgánica que se encuentra en suspensión, siendo esta principalmente restos de fruta.

5.2.2. Reactores anaerobios

Los resultados de la caracterización del contenido de los reactores con una relación DQO/SV de 0,5 y 0,25, al inicio y al final de su operación, se muestran en las tablas 9 y 10, respectivamente. Los ensayos de biodegradabilidad indicaron que hubo una degradación de la materia orgánica en todos los reactores, siendo esta mayor en los reactores con un mayor contenido de materia orgánica en relación con la concentración de microorganismos presentes.

Se determinó el porcentaje de eliminación de materia orgánica del RIL respecto al contenido de DQOt presente al comienzo de la operación. Además, el tiempo necesario para lograr la biodegradabilidad máxima dentro de cada reactor se determinó en base a la curva producción de metano a lo largo del ensayo.

Tabla 9: Resultados ensayo de biodegradabilidad en reactores anaerobios con una relación DQO/SV de 5/10.

Tipo de muestra	ST g/L	SV [g/L]	DQOt g O ₂ /L	DQOs g O ₂ /L	pH	Eliminación de DQO %	Tiempo de biodegradación máximo d
Promedio inicial	17,49±0,47	8,77±0,28	18,09±0,23	3,48±0,46	6,00		
Reactor 1 final	19,42±0,04	9,72±0,01	9,88±0,57	0,27±0,23	7,12	45	63
Reactor 2 final	24,53±0,72	12,17±0,26	11,71±0,29	1,15±0,29	7,08	35	63
Reactor 3 final	19,29±2,54	9,36±1,11	17,73±0,23	2,03±0,23	7,20	2	63

Tabla 10: Resultados ensayo de biodegradabilidad en reactores anaerobios con una relación DQO/SV de 2,5/10.

Tipo de muestra	ST g/L	SV [g/L]	DQOt g O ₂ /L	DQOs g O ₂ /L	pH	Eliminación de DQO %	Tiempo de biodegradación máximo d
Promedio inicial	16,19±0,79	8,33±0,39	15,68±0,61	3,75±0,40	7,03		
Reactor 1 final	19,30±0,60	10,67±0,71	7,47±0,41	0,67±0,24	7,16	52	60
Reactor 2 final	20,21±1,70	10,26±0,82	12,93±0,29	3,79±0,70	7,22	18	60
Reactor 3 final	19,14±0,58	11,21±0,89	8,66±0,41	1,22±0,23	7,37	45	60

No se consideraron los resultados de los reactores 3 y 2 de los ensayos con una relación DQO/SV de 0,5 y 0,25, respectivamente.

Los resultados de eliminación de materia orgánica en los 2 escenarios empleados en los ensayos de biodegradabilidad indicaron que el RIL puede ser degradado por los microorganismos, presentando un nivel de degradación similar en ambos sin ser afectado por la concentración de materia orgánica a degradar en los ensayos. Sin embargo, los porcentajes de eliminación obtenidos en todos los reactores fueron menores a los esperables para este tipo de RIL, lo cual sugiere que las condiciones dentro de estos no son las ideales para un proceso de digestión anaerobia.

En relación con las condiciones que podrían haber afectado el desarrollo de la digestión anaerobia en los reactores, una de las posibles razones es que no se cumplió con una proporción C:N:P adecuada para el

proceso, ya que no se determinó el contenido de nitrógeno presente en la muestra de RIL empleada en los ensayos, sino que se empleó la información entregada por la empresa Agrofoods respecto de la concentración de nitrógeno. Es necesario realizar una caracterización más completa de la muestra de RIL para concluir si la falta de nitrógeno es una causa de los resultados obtenidos.

Los procesos de digestión aerobia son más sensibles a la proporción de nutrientes presentes durante su operación, por lo que la falta de nitrógeno en el RIL también explicaría la diferencia entre los valores de remoción de carga orgánica medidos durante el periodo de observación de la planta y los esperables para un biofiltro que emplea el sistema Tohá.

Los porcentajes de biodegradabilidad más bajos en cada escenario sugieren que no se logró generar un habiente completamente anaerobio en el interior de dichos reactores debido a fallas en el sellado de estos, ya que no registraron producción de metano durante la totalidad del período en el que se desarrollaron los ensayos.

5.2.3 Producción de metano

Al final del período de operación de los reactores, el volumen de metano producido en aquellos con una relación DQO/SV de 0,5 fue de 234 mL y 30 mL en los reactores 1 y 2, respectivamente, mientras que en el reactor 3 no se registró producción de metano.

En el caso de los reactores cuya relación DQO/SV es de 0,25, el volumen de metano producido fue de 234 mL y 198 mL en los reactores 1 y 3, respectivamente, mientras que en el reactor 2 no se registró producción de metano.

Se consideró como efecto del blanco al volumen de metano producido por estos hasta el día 20, ya que se determinó que este era el período adecuado en el que el inóculo dentro de todos los reactores se comporta de forma similar. Para los días posteriores se consideró el volumen de metano generado por los blancos el día 20.

A partir del registro diario del volumen de metano producido dentro del reactor 1 con una relación DQO/SV de 0,5 y la metodología anteriormente descrita se elaboró su curva de producción de metano (figura 11). Se estableció que el potencial metanogénico del reactor es de 101 mL CH₄/g SV.

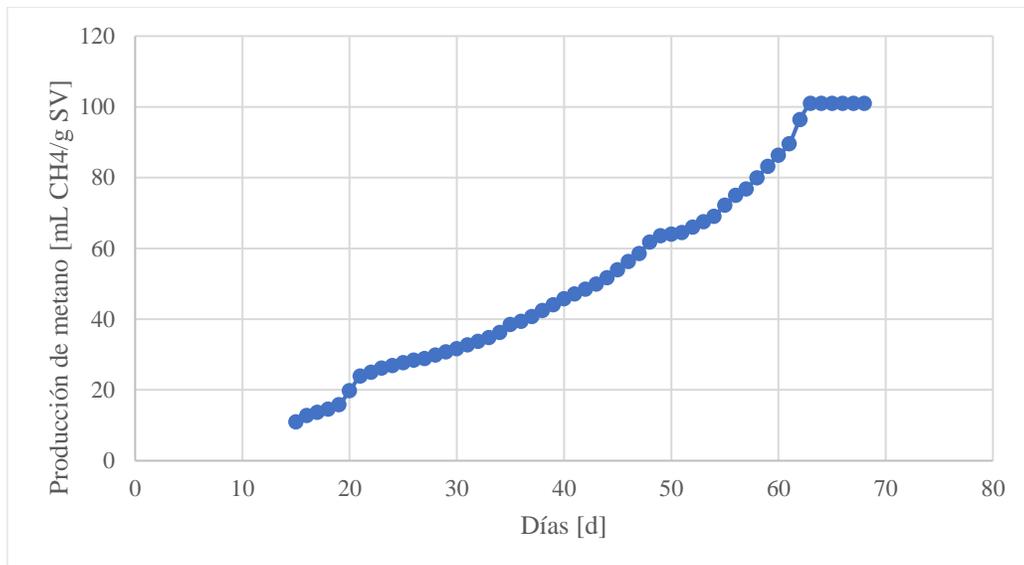


Figura 11: Producción de metano en reactor 1 con una relación DQO/SV de 5/10 considerando el efecto del blanco.

A partir del registro diario del volumen de metano producido dentro de los reactores con una relación DQO/SV de 0,25 y la metodología anteriormente descrita se elaboró su curva de producción media de metano (figura 12). Se estableció que el potencial metanogénico de los reactores es de 93 mL CH₄/g SV.

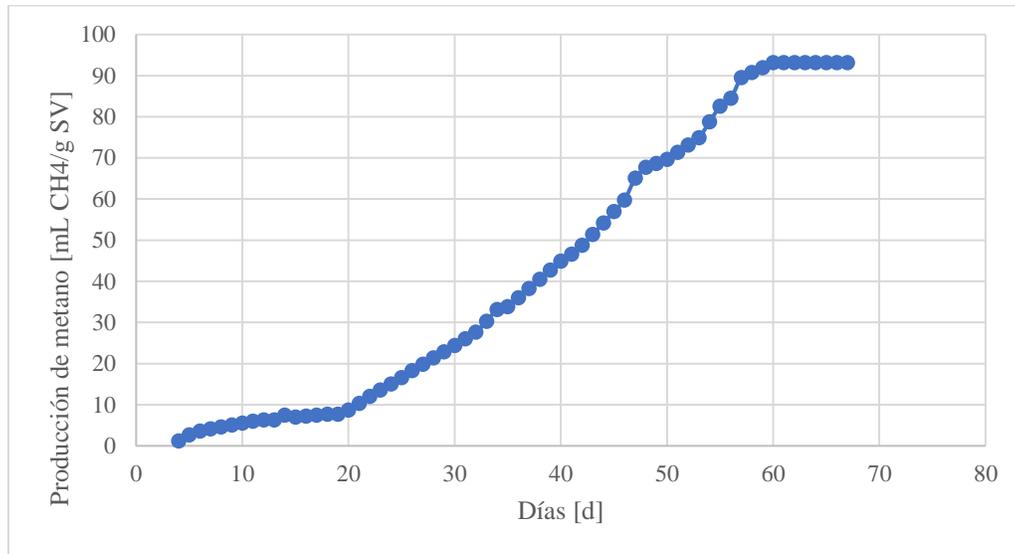


Figura 12: Producción media de metano en reactores con una relación DQO/SV de 2,5/10 considerando el efecto del blanco

Considerando el tiempo necesario para lograr la biodegradabilidad máxima en ambos ensayos y el período de latencia identificado en las curvas de producción de metano, se estableció que futuros ensayos de biodegradabilidad del RIL se deben realizar con un inóculo que ya haya sido empleado en el tratamiento del RIL generado en la planta, disminuyendo el tiempo necesario para lograr la máxima biodegradación de la materia orgánica, puesto que los microorganismos ya estarán acostumbrados a las condiciones presentes en los ensayos.

Empleando la producción teórica de metano a partir de la cantidad de materia orgánica consumida en los reactores se determinó el porcentaje de metanización promedio obtenido en los ensayos de biodegradabilidad (tabla 11).

La similitud en los resultados concuerda con la información obtenida a partir del análisis de la biodegradabilidad del RIL. Además, la baja metanización obtenida también sugiere que el proceso de digestión anaerobia no se desarrolló en condiciones ideales, ya que al final del proceso de digestión anaerobia la mayor parte de la materia orgánica consumida es transformada en metano, por lo que se deduce que las condiciones dentro de los reactores afectaron el proceso de metanogénesis durante el periodo de operación de los ensayos. Sin embargo, es necesario realizar una caracterización más extensa del contenido de los reactores para establecer conclusiones certeras.

Tabla 11: Porcentaje de metanización medio de reactores anaerobios con una relación DQO/SV de 0,5 y 0,25.

Relación DQO/SV	Porcentaje de metanización %
0,5	34,3
0,25	34,1

5.3. Caudal para tratar en el reactor IC

Para determinar la efectividad del tratamiento secundario y el caudal a tratar en el reactor IC se realizaron balances de materia para esta sección de la planta de tratamiento. Para la identificación de los diferentes

caudales y concentraciones de materia orgánica dentro de estos se empleó un diagrama de flujo de esta sección de la planta (figura 13), donde Q_i corresponde a la identificación de los diferentes caudales y x_i corresponde a la identificación de la DQO presente en su respectivo caudal.

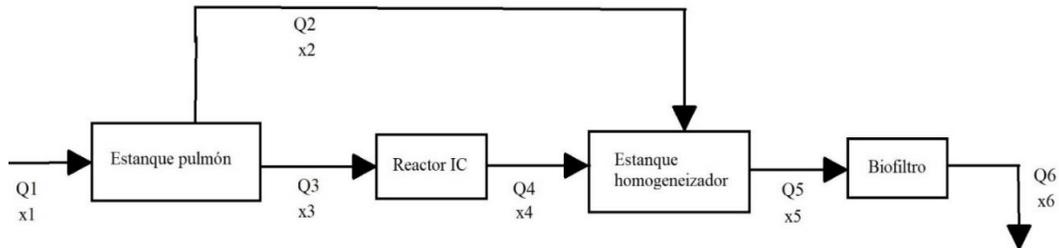


Figura 13: Diagrama de flujo de tratamiento secundario de la planta de tratamiento de RILes.

Guerrero *et al.* (2018) señalan que un reactor IC puede trabajar con VCO mayores a 40 kg/m³/d, y reactores IC presentes en el mercado como el BIOPAQ®IC trabajan con VCO de 20 – 30 kg/m³/d (Paques Technology, 2015). Se consideraron valores para la VCO de 20, 30 y 40 kg/m³/d, con eficiencias del reactor IC en un rango entre el 50 y 90%, eficiencias para el sistema de biofiltros en un rango entre el 60 y 80%, y un caudal de ingreso a la planta de 300 m³/h. Como se detalla en la tabla 16 del anexo C, al realizar los balances ninguno de los escenarios planteados anteriormente logró cumplir con el límite máximo aproximado de DQO de 70 mg O₂/L.

Estos resultados indicaron que el uso del reactor IC es una alternativa factible para su incorporación como parte del tratamiento secundario, puesto que mejora la eficiencia total del tratamiento secundario. Por este motivo se realizó un balance de materia considerando las modificaciones señaladas tras realizar el diagnóstico de la PTR. Para ello se estimó que la gestión de efluentes redujo el caudal de RIL en un 30% y que las mejoras en el sistema de pretratamiento permitieron una reducción del 40% en el contenido de DQO del RIL, ya que se identificó en la caracterización de este que un porcentaje mayoritario de los sólidos contenidos en este corresponde a materia orgánica en forma material en suspensión.

Los resultados del balance de materia se muestran en la tabla 12. Se empleó una VCO de 35 kg/m³/d, una eficiencia del 92% para la remoción de materia orgánica en el reactor IC y para el sistema de biofiltros se empleó una eficiencia del 80%. Estos resultados no logran cumplir con el límite establecido en la ley, por lo que es necesario evaluar otras alternativas para la etapa de tratamiento secundario en la PTR.

Tabla 12: Resultados de balance de materia en tratamiento secundario tras aplicar medidas de mejoramiento para la PTR.

Q₁ m³/h	210
X₁ mg O₂/L	6907,32
Q₂ m³/h	60,91
X₂ mg O₂/L	6907,32
Q₃ m³/h	149,09
X₃ mg O₂/L	6907,32
Q₄ m³/h	149,09
X₄ mg O₂/L	552,59
Q₅ m³/h	210,00
X₅ mg O₂/L	2395,90
Q₆ m³/h	210,00
X₆ mg O₂/L	479,18

La reducción del caudal a tratar en un porcentaje mayor al previamente establecido es un objetivo complicado de conseguir sólo con una gestión de efluentes en la planta productiva Malloa, por lo que se propuso el reemplazo del sistema de biofiltros por un tratamiento aerobio mediante lodos activados, en los cuales se puede conseguir una eficiencia en la remoción de materia orgánica de entre un 90 y 95%.

Considerando las mejoras previamente establecidas para la PTR, y una eficiencia del 92% en el reactor IC y de un 95% el sistema de lodos activados se obtuvieron los resultados presentados en la tabla 13. Los resultados obtenidos para esta configuración en el tratamiento secundario de la PTR superan el límite máximo establecido por la ley, por lo que es necesario evaluar otras opciones para que el proceso de remoción de materia orgánica sea efectivo.

Tabla 13: Resultados de balance de materia en tratamiento secundario empleando un tratamiento aerobio de lodos activados.

Q₁ m³/h	210
X₁ mg O₂/L	6907,32
Q₂ m³/h	60,91
X₂ mg O₂/L	6907,32
Q₃ m³/h	149,09
X₃ mg O₂/L	6907,32
Q₄ m³/h	149,09
X₄ mg O₂/L	552,59
Q₅ m³/h	210,00
X₅ mg O₂/L	2395,90
Q₆ m³/h	210,00
X₆ mg O₂/L	119,80

Además de considerar las modificaciones en el sistema de tratamiento primario y la gestión de efluentes, se consideró el cambio de prácticas dentro de la planta productiva, principalmente respecto de la descarga de sustancias con alto contenido de materia orgánica, como el almíbar usado en diferentes productos dentro de la planta. El objetivo de estas medidas es disminuir el contenido de DQO presente en el caudal de RIL a tratar, teniendo como meta la reducción de este en un 65% respecto de los resultados obtenidos en la caracterización del RIL.

Con este tipo de medidas se realizaron balances de materia para 2 escenarios, uno con el uso del sistema de biofiltros actual operando con una eficiencia del 84%, y otro en el que se reemplazó el sistema de tratamiento aerobio actual por uno de lodos activados con una eficiencia del 90%. El reactor IC operó con una VCO de 35 kg/m³/d y una eficiencia en la remoción de materia orgánica de un 94% en ambos casos. La reducción en el caudal a tratar fue de un 32% respecto al caudal original de 300 m³/h.

Los resultados obtenidos (tabla 14) indicaron que los dos escenarios planteados logran cumplir con el límite máximo establecido en la ley. Para establecer cuál es la mejor alternativa es necesario realizar un estudio respecto de los costos relacionados al reemplazo del sistema de tratamiento aerobio actual por uno de lodos activados., y el tiempo necesario para recuperar la inversión en comparación a la operación del sistema actual.

Además, se debe realizar un estudio detallado respecto de los diferentes productos y los RILes que se originan por su elaboración en la planta productiva, de modo que las medidas orientadas a la reducción del

contenido de materia orgánica en el RIL a tratar tengan el menor efecto posible en la capacidad de producción de la planta Malloa.

Si se determina que no es posible lograr la disminución en el contenido de materia orgánica en el RIL sólo con cambios en la forma que se generan estos, se deberá evaluar la reducción en el volumen o variedad de productos elaborados en la planta Malloa, reduciendo de esta forma el caudal de RIL generado y la concentración de materia orgánica en el mismo.

Tabla 14: Resultados de balance de materia en tratamiento secundario tras aplicar medidas en sistema de tratamiento y en planta productiva

	Biofiltro	Lodos activados
Q₁ m³/h	204	204
X₁ mg O₂/L	5180,49	5180,49
Q₂ m³/h	5,22	5,22
X₂ mg O₂/L	5180,49	5180,49
Q₃ m³/h	198,78	198,78
X₃ mg O₂/L	5180,49	5180,49
Q₄ m³/h	198,78	198,78
X₄ mg O₂/L	310,83	310,83
Q₅ m³/h	204,00	204,00
X₅ mg O₂/L	435,42	435,42
Q₆ m³/h	204,00	204,00
X₆ mg O₂/L	69,67	43,54

Otra alternativa que se evaluó es el diseño de una nueva planta de tratamiento, la cual está dimensionada para procesar de forma efectiva un flujo de RIL con el caudal y concentración de materia orgánica que se esperaría producir tras la implementación de las soluciones propuestas tras el diagnóstico de la planta, por lo que la totalidad del caudal es sometido a ambos procesos.

Se consideraron 2 escenarios, diferenciándose por el uso de sistema de biofiltros actual o su reemplazo por un sistema de lodos activados. El nuevo reactor IC se consideró con una eficiencia del 94%, empleando una VCO de 35 kg/m³/d, mientras que el sistema de biofiltros se consideró con una eficiencia del 84% y el sistema de lodos activados con una eficiencia del 95%.

Se consideró que las medidas establecidas tras el diagnóstico de la PTR implicaron la reducción del caudal actual en un 30% y la reducción de su contenido de materia en un 40%.

Se determinaron las dimensiones del nuevo reactor IC a partir del caudal tratado y las condiciones de operación del reactor. De esta forma se determinó que el volumen necesario para el reactor IC es de aproximadamente 995 m³, por lo que un reactor de 26 m de alto tendrá un diámetro de aproximadamente 7 m, en comparación con el diámetro de 6 m que presenta el actual reactor IC ubicado en la planta.

Los resultados de los balances de masa (tabla 15) indicaron que ambos escenarios logran cumplir con los límites máximos establecidos por ley para el contenido de materia orgánica.

Tabla 15: Resultados de balance de materia en tratamiento secundario dimensionado para tratar el caudal de RIL generado por la planta Malloa.

	Biofiltro	Lodos activados
Q₁ m³/h	210,00	210,00
X₁ mg O₂/L	6907,32	6907,32
Q₂ m³/h	0,00	0,00
X₂ mg O₂/L	0,00	0,00
Q₃ m³/h	210,00	210,00
X₃ mg O₂/L	6907,32	6907,32
Q₄ m³/h	210,00	210,00
X₄ mg O₂/L	414,44	414,44
Q₅ m³/h	210,00	210,00
X₅ mg O₂/L	414,44	414,44
Q₆ m³/h	210,00	210,00
X₆ mg O₂/L	66,31	20,72

5.4. Propuesta de mejoramiento

Considerando los resultados de los balances de materia realizados en diferentes escenarios, y el diagnóstico de los problemas presentados en la actual PTR, se determinó una propuesta de mejoramiento que supone modificaciones en diferentes operaciones de la planta productiva Malloa y la PTR, como se muestra en la tabla 16.

Esta propuesta de mejoramiento para el proceso de tratamiento del RIL se elaboró considerando la disponibilidad de espacio dentro de la planta, y los sistemas de tratamiento ya construidos en esta, incluyendo el reactor IC que no se encuentra en operación. A propuesta debe ser sometida a una evaluación económica, con el fin de determinar los costos asociados a su implementación y el tiempo requerido para recuperar la inversión requerida para su ejecución. Con esta información se podrá comparar con los diferentes escenarios planteados en los balances de materia.

Tabla 16: Propuesta de mejoramiento para la planta de tratamiento de RILes de la planta Malloa.

Operación afectada	Medidas de mejoramiento propuestas
Pretratamiento, tratamiento primario y punto de descarga del RIL tratado.	Aplicación de las medidas de corrección a los problemas operacionales evidenciados tras el diagnóstico de la planta de tratamiento de RILes.
Procesos productivos y de limpieza de planta Malloa.	Adopción de medidas orientadas a la disminución del caudal de RIL generado por la planta productiva, y del contenido de materia orgánica presente en este. enfocándose en la gestión de efluentes de la planta productiva Malloa.
Tratamiento Secundario.	Reincorporación del reactor IC existente en la planta e instalación de un segundo reactor IC, el cual esté dimensionado para tratar el caudal de RIL que no puede ser tratado en el primero, sometiendo ambos caudales de salida de los reactores a un proceso de tratamiento aerobio en los biofiltros actualmente instalados en la planta.

Capítulo 6: Conclusiones

Se concluye que la adopción de las medidas presentadas tras el diagnóstico de la planta de tratamiento de RILes constituye una acción necesaria para el mejoramiento del sistema de tratamiento y el cumplimiento de la normativa actual relacionada con la descarga de RILes.

Respecto de la reincorporación del reactor IC presente en las instalaciones de la PTR, la aplicación de un proceso combinado anaerobio-aerobio es necesaria para que el tratamiento secundario de un RIL con las características presentadas por el generado en la planta productiva Malloa, cumpla con lo establecido en la ley. Sin embargo, al estar dimensionado para tratar un caudal inferior al que actualmente se genera, es necesario evaluar diferentes escenarios en relación con el caudal con el que se alimenta al reactor IC, su contenido de materia orgánica, la eficiencia de este tratamiento y el tipo de tratamiento aerobio empleado.

Además de mejorar la capacidad de remoción de materia orgánica, la operación de un reactor IC permite la recuperación energética dentro del proceso de tratamiento, ya que el biogás producido en la digestión anaerobia puede ser empleado en el sistema de calefacción del reactor IC.

Puesto que los ensayos de laboratorio realizados corresponden a ensayos de biodegradabilidad, es necesario realizar ensayos de laboratorio con reactores piloto con el fin de determinar las condiciones óptimas para la operación de un reactor IC.

Es necesario estudiar los diferentes escenarios planteados en relación con el caudal de RIL generado y su contenido de materia orgánica, considerando el aspecto económico derivado de las modificaciones en la producción dentro de la planta productiva Malloa y cómo esto afecta a la elección de la configuración del tratamiento secundario, considerando la inversión necesaria para las modificaciones de este. Con esta evaluación económica se podrá establecer la mejor alternativa a emplear para lograr cumplir con lo establecido en la ley para la descarga del RIL tratado en el estero Rigolemo.

Capítulo 7: Referencias

- A.V.F. Ingeniería Ambiental. (2003). *Programa de Descontaminación de Aguas, Biofiltro*. Fundación para la Transferencia Tecnológica. Universidad de Chile.
- Ahring, B. K., Sandberg, M., & Angelidaki, I. (Julio de 1995). Volatile fatty acids as indicators of process imbalance in anaerobic digestors. *Applied Microbiology and Biotechnology*, 43(3), 559-565. doi:10.1007/BF00218466
- Altaş, L. (15 de Marzo de 2009). Inhibitory effect of heavy metals on methane-producing anaerobic granular sludge. *Journal of Hazardous Materials*, 162(2-3), 1551-1556. doi:10.1016/j.jhazmat.2008.06.048
- Amani, T., Nosrati, M., & Sreerishnan, T. R. (2010). Anaerobic digestion from the viewpoint of microbiological, chemical, and operational aspects-a review. *Environmental Reviews*, 18(NA), 255-278. doi:10.1139/A10-011
- Anderson, G. K., Sallis, P. J., & Uyanik, S. (2003). Anaerobic treatment process. En *Handbook of water and wastewater microbiology* (págs. 391-426).
- APHA; AWWA; WEF. (2017). 2540 SOLIDS. En *Standard Methods For the Examination of Water and Wastewater* (23 ed.). doi:10.2105/SMWW.2882.030
- APHA; AWWA; WEF. (2017). 5220 CHEMICAL OXYGEN DEMAND (COD). En *Standard Methods For the Examination of Water and Wastewater* (23 ed.). doi:10.2105/SMWW.2882.103
- Bitton, G. (2005). *Wastewater microbiology*. John Wiley & Sons.
- Cabirol, N., Barragán, E. J., Durán, A., & Noyola, A. (1 de Septiembre de 2003). Effect of aluminium and sulphate on anaerobic digestion of sludge from wastewater enhanced primary treatment. *Water Science and Technology*, 48(6), 235-240. doi:10.2166/wst.2003.0407
- Campos Pozuelo, E., Elías Castells, X., & Flotats Ripoll, X. (2005). Procesos biológicos: digestión anaerobia y compostaje. En *Tratamiento y valorización energética de residuos* (págs. 617-686). Barcelona.
- Carucci, G., Carrasco, F., Trifoni, K., Majone, M., & Beccari, M. (Julio de 2005). Anaerobic digestion of food industry wastes: effect of codigestion on methane yield. *Journal of Environmental Engineering*, 131(7), 1037-1045.
- Chen, J. L., Ortiz, R., Steele, T. W., & Stuckey, D. C. (Diciembre de 2014). Toxicants inhibiting anaerobic digestion: a review. *Biotechnology advances*, 32(8), 1523-1534. doi:10.1016/j.biotechadv.2014.10.005
- Chen, Y., Cheng, J. J., & Creamer, K. S. (Julio de 2008). Inhibition of anaerobic digestion process: A review. *Bioresource Technology*, 99(10), 4044-4064. doi:10.1016/j.biortech.2007.01.057
- Conrad, R. (Octubre de 2002). Control of microbial methane production in wetland rice fields. *Nutrient Cycling in Agroecosystems*, 64(1-2), 59-69. doi:doi.org/10.1023/A:1021178713988
- De Baere, L. A., Devocht, M., Van Assche, P., & Verstraete, W. (1984). Influence of high NaCl and NH₄Cl salt levels on methanogenic associations. *Water Research*, 18(5), 543-548. doi:10.1016/0043-1354(84)90201-X

- Dhaked, R. K., Singh, P., & Singh, L. (Diciembre de 2010). Biomethanation under psychrophilic conditions. *Waste Management*, 30(12), 2490-2496. doi:10.1016/j.wasman.2010.07.015
- Feijoo, G., Soto, M., Mendez, R., & Lema, J. M. (Febrero de 1995). Sodium inhibition in the anaerobic digestion process: antagonism and adaptation phenomena. *Enzyme and Microbial Technology*, 17(2), 180-188. doi:10.1016/0141-0229(94)00011-F
- Fukuzaki, S., Nishio, N., Shobayashi, M., & Nagai, S. (1 de Marzo de 1990). Inhibition of the Fermentation of Propionate to Methane by Hydrogen, Acetate, and Propionate. *Applied and environmental microbiology*, 56(3), 719-723.
- Graef, S. P., & Andrews, J. F. (Abril de 1974). Stability and Control of Anaerobic Digestion . *Journal (Water Pollution Control Federation)*, 46(4), 666-683.
- Guerrero S, L. (2017). Apuntes de tratamiento de residuos industriales líquidos. Universidad Técnica Federico Santa María.
- Guerrero S, L., Huiliñir C, C., Montalvo M, S., & Barahona L, A. (2018). Reactores o Procesos Anaerobios. En *Tratamiento Anaerobio de Residuos: Fundamentos y Avances en la Producción de Biogás* (págs. 211-212; 273-274).
- Gujer, W., & Zehnder, A. J. (1983). Conversion processes in anaerobic digestion. *Water Science and Technology*, 15(8-9), 127-167.
- Hulshoff Pol, L. W., Lens, P. N., Stams, A. J., & Lettinga, G. (Mayo de 1998). Anaerobic treatment of sulphate-rich wastewaters. *Biodegradation*, 9(3-4), 213-224. doi:10.1023/A:1008307929134
- Jackson-Moss, C. A., Duncan, J. R., & Cooper, D. R. (Marzo de 1989). The effect of calcium on anaerobic digestion. *Biotechnology letters*, 11(3), 219-224. doi:10.1007/BF01026064
- Jeison, D., Del Rio, A., & Van Lier, J. B. (Marzo de 2008). Impact of high saline wastewaters on anaerobic granular sludge functionalities. *Water Science and Technology*, 57(6), 815-819. doi:10.2166/wst.2008.098
- Karakashev, D., Batstone, D. J., & Angelidaki, I. (2005). Influence of Environmental Conditions on Methanogenic Compositions in Anaerobic Biogas Reactors. *Applied and environmental microbiology*, 71(1), 331-338. doi:10.1128/AEM.71.1.331-338.2005
- Kayhanian, M., & Rich, D. (1995). Pilot-scale high solids thermophilic anaerobic digestion of municipal solid waste with an emphasis on nutrient requirements. *Biomass and Bioenergy*, 8(6), 433-444. doi:10.1016/0961-9534(95)00043-7
- Kugelman, I. J., & McCarty, P. L. (Enero de 1965). Cation toxicity and stimulation in anaerobic waste treatment. *Journal (Water Pollution Control Federation)*, 37(1), 97-116.
- Labatut, R. A., Angenent, L. T., & Scott, N. R. (15 de Abril de 2014). Conventional mesophilic vs. thermophilic anaerobic digestion: A trade-off between performance and stability? *Water research*, 53, 249-258. doi:10.1016/j.watres.2014.01.035

- Leitão, R. C., Van Haandel, A. C., Zeeman, G., & Lettinga, G. (Junio de 2006). The effects of operational and environmental variations on anaerobic wastewater treatment systems: A review. *Bioresource Technology*, 97(9), 1105-1118. doi:10.1016/j.biortech.2004.12.007
- Levén, L., Eriksson, A. R., & Schnürer, A. (1 de Marzo de 2007). Effect of process temperature on bacterial and archaeal communities in two methanogenic bioreactors treating organic household waste. *FEMS Microbiology Ecology*, 59(3), 683–693. doi:10.1111/j.1574-6941.2006.00263.x
- Liu, Y., Xu, H.-L., Yang, S.-F., & Tay, J.-H. (Febrero de 2003). Mechanisms and models for anaerobic granulation in upflow anaerobic sludge blanket reactor. *Water Research*, 37(3), 661-673. doi:10.1016/S0043-1354(02)00351-2
- Macarie, H., & Guyot, J. P. (1995). Use of Ferrous Sulphate to Reduce the Redox Potential and Allow the Start-Up of UASB Reactors Treating Slowly Biodegradable Compounds: Application to a Wastewater Containing 4-Methylbenzoic Acid. *Environmental Technology*, 16(12), 1185-1192. doi:10.1080/09593331608616354
- McCarty, P. L., & McKinney, R. E. (1961). Salt Toxicity in Anaerobic Digestion. *Journal (Water Pollution Control Federation)*, 33(4), 399-415.
- McHugh, S., O'reilly, C., Mahony, T., Colleran, E., & O'flaherty, V. (Junio de 2003). Anaerobic granular sludge bioreactor technology. *Reviews in Environmental Science and Biotechnology*, 2(2-4), 225-245.
- Metcalf, L., & Eddy, H. P. (2013). Anaerobic Suspended and Attached Growth Biological Treatment Processes. En *Wastewater Engineering Treatment and Resource Recovery* (Quinta ed., págs. 1067-1071). New York: McGraw-Hill Education.
- MINISTERIO SECRETARÍA GENERAL DE LA PRESIDENCIA. (2000). *D.S. N°90/2000, ESTABLECE NORMA DE EMISION PARA LA REGULACION DE CONTAMINANTES ASOCIADOS A LAS DESCARGAS DE RESIDUOS LIQUIDOS A AGUAS MARINAS Y CONTINENTALES SUPERFICIALES*. Obtenido de <https://www.leychile.cl/Navegar?idNorma=182637>
- Mouneimne, A. H., Carrère, H., Bernet, N., & Delgenès, J. P. (Octubre de 2003). Effect of saponification on the anaerobic digestion of solid fatty residues. *Bioresource Technology*, 90(1), 89-94. doi:10.1016/S0960-8524(03)00091-9
- Mudhoo, A., & Kumar, S. (Noviembre de 2013). Effects of heavy metals as stress factors on anaerobic digestion processes and biogas production from biomass. *International Journal of Environmental Science and Technology*, 10(6), 1383–1398. doi:10.1007/s13762-012-0167-y
- Muyzer, G., & Stams, A. J. (7 de Mayo de 2008). The ecology and biotechnology of sulphate-reducing bacteria. *Nature Reviews Microbiology*, 6, 441-454. doi:10.1038/nrmicro1892
- Paques Technology. (2015). <https://es.paques.nl/>. Obtenido de <https://es.paques.nl/productos/featured/biopaq/biopaqic>
- Parkin, G. F., Lynch, N. A., Kuo, W.-C., Van Keuren, E. L., & Bhattacharya, S. K. (1990). Interaction between Sulfate Reducers and Methanogens Fed Acetate and Propionate. *Research Journal of the Water Pollution Control Federation*, 62(6), 780-788.

- Salazar, P. (2005). *Sistema Tohá; una alternativa ecológica para el tratamiento de aguas residuales en sectores rurales*. Universidad Austral de Chile, Facultad de Ciencias de la Ingeniería, Escuela de Construcción Civil.
- Sánchez, E., Borja, R., Weiland, P., Travieso, L., & Martín, A. (20 de Diciembre de 2001). Effect of substrate concentration and temperature on the anaerobic digestion of piggery waste in a tropical climate. *Process Biochemistry*, 37(5), 483-489. doi:10.1016/S0032-9592(01)00240-0
- Servicio de Evaluación de Impacto Ambiental. (2012). *Resolución de Calificación Ambiental N°36*. Rancagua.
- Siegert, I., & Banks, C. (Noviembre de 2005). The effect of volatile fatty acid additions on the anaerobic digestion of cellulose and glucose in batch reactors. *Process Biochemistry*, 40(11), 3412-3418. doi:10.1016/j.procbio.2005.01.025
- Smith, K. S., & Ingram-Smith, C. (4 de Abril de 2007). Methanosaeta, the forgotten methanogen? *Trends in microbiology*, 15(4), 150-155. doi:10.1016/j.tim.2007.02.002
- Soto, M., Méndez, R., & Lema, J. M. (1993). Sodium inhibition and sulphate reduction in the anaerobic treatment of mussel processing wastewaters. *Journal of Chemical Technology and Biotechnology*, 58(1), 1-7. doi:10.1002/jctb.280580102
- Speece, R. E. (1987). *Nutrient requirements*. In *Anaerobic Digestion of Biomass*. New York: Elsevier Science Publishing Co.
- Speece, R. E., Boonyakitsombut, S., Kim, M., Azbar, N., & Ursillo, P. (2006). Overview of Anaerobic Treatment: Thermophilic and Propionate Implications-Keynote Address—Association of Environmental Engineering and Science Professors—78th Annual Water Environment Federation Technical Exposition and Conference, Washington, DC, Oct. *Water environment research*, 78(5), 460-473.
- Stronach, S. M., Rudd, T., & Lester, J. N. (1986). The Microbiology of Anaerobic Digestion. En *The Microbiology of Anaerobic Digestion* (págs. 21-38). Springer Berlin Heidelberg. doi:/10.1007/978-3-642-71215-9_2
- Subramanyam, R. (15 de Mayo de 2013). Physicochemical and Morphological Characteristics of Granular Sludge in Upflow Anaerobic Sludge Blanket Reactors. *Environmental Engineering Science*, 30(5), 201-212. doi:10.1089/ees.2012.0347
- Superintendencia del Medio Ambiente - Gobierno de Chile . (2015). *Protocolo para la ejecución de actividades de fiscalización ambiental de normas de emisión de residuos industriales líquidos*. Santiago.
- Thauer, R. K. (1998). Biochemistry of methanogenesis: a tribute to Marjory Stephenson: 1998 Marjory Stephenson Prize Lecture. *Microbiology*, 144(9), 2377-2406.
- Van Lier, J. B., Mahmoud, N., & Zeeman, G. (2008). Anaerobic wastewater treatment. En *Biological Wastewater Treatment* (págs. 415-456).

- Weiss, A., Jérôme, V., Burghardt, D., Likke, L., Peiffer, S., Hofstetter, E. M., . . . Freita, R. (Octubre de 2009). Investigation of factors influencing biogas production in a large-scale thermophilic municipal biogas plant. *Applied Microbiology and Biotechnology*, *84*(5), 987-1001.
- Wittmann, C., Zeng, A.-P., & Deckwer, W.-D. (Diciembre de 1995). Growth inhibition by ammonia and use of a pH-controlled feeding strategy for the effective cultivation of *Mycobacterium chlorophenolicum*. *Applied Microbiology and Biotechnology*, *44*(3-4), 519–525. doi:10.1007/BF00169954
- Yenigün, O., & Demirel, B. (Mayo-Junio de 2013). Ammonia inhibition in anaerobic digestion: A review. *Process Biochemistry*, *48*(5-6), 901-911. doi:10.1016/j.procbio.2013.04.012
- Yerkes, D. W., Boonyakitsombut, S., & Speece, R. E. (1997). Antagonism of sodium toxicity by the compatible solute betaine in anaerobic methanogenic systems. *Water Science and Technology*, *36*(6-7), 15-24. doi:10.1016/S0273-1223(97)00502-7

Anexos

Anexo A: Determinación de contenido de sólidos en muestras

Para la determinación de los sólidos totales se empleó el método 2540 B. Se homogeneizan las muestras y se extrae un volumen determinado en base a la densidad de estas, los cuales se depositan dentro de crisoles pesados previamente, y se los lleva a una estufa a 105°C por 24 h. Luego se depositan los crisoles dentro de un desecador hasta alcanzar la temperatura ambiente, tras lo cual son pesados. Este proceso se realiza por triplicado.

Para la determinación de los sólidos totales volátiles se empleó el método 2540 E. Se emplean los crisoles con la muestra deshidratada que se obtienen en la determinación de los sólidos totales, los cuales son depositados dentro de una canoa de papel de aluminio y se ingresan a una mufla a 550°C por una hora, tras la cual se los depositan en un desecador hasta enfriarse, siendo pesados posteriormente.

Para el cálculo de ST y SV se usaron las siguientes fórmulas:

$$ST = \frac{T_{CD} - T_C}{V} * 1000$$
$$SV = \frac{T_{CD} - T_{CV}}{V} * 1000$$

Donde:

- ST : Sólidos totales en g/L.
- SV : Sólidos totales volátiles en g/L.
- T_{CD} : Masa de la muestra extraída del horno a 105°C en g.
- T_C : Masa del crisol en g.
- T_{CV} : Masa de muestra extraída de la mufla a 550°C en g.
- V : Volumen de muestra filtrada en mL.

Para la determinación de los sólidos suspendidos totales se empleó el método 2540 D. Se utilizó un crisol y papel filtro, el cual fue previamente secado en una estufa a 105°C. Se pesaron ambos elementos por separado. Se extrajeron muestras, las cuales se filtraron al vacío, tras lo cual se depositó los filtros en placas de Petri y se introdujeron en una estufa a 105°C durante una hora, después de la cual se las depositó en un desecador, pesando los filtros luego de alcanzar la temperatura ambiente. Todo el proceso se realizó por triplicado.

Para determinar los sólidos suspendidos volátiles se empleó el método 2540 D. Se emplean los crisoles previamente pesados, depositando en ellos el papel filtro usado en la determinación de los sólidos suspendidos totales. Los crisoles se dejan sobre una canoa de papel de aluminio y se ingresan a una mufla a 550°C por una hora, tras la cual se dejan en un desecador para que se enfríen y luego se pesa cada crisol.

En el cálculo SST y SSV se usaron las siguientes fórmulas:

$$SST = \frac{T_{CFD} - (T_F + T_C)}{V} * 1000$$
$$SSV = \frac{T_{CFD} - T_F - T_{CV}}{V} * 1000$$

Donde:

- SST : Sólidos suspendidos totales en g/L.
- SSV : Sólidos suspendidos volátiles en g/L.
- T_{CFD} : Tara de muestra extraída del horno a 105 °C en g.
- T_F : Masa del filtro empleado en g.
- T_C : Masa del crisol empleado en g.
- T_{CV} : Masa de muestra extraída de la mufla a 550°C en g.
- V : Volumen de muestra filtrada en mL.

Anexo B: Determinación de DQO en muestras

El método utilizado para la determinación de la DQO fue el de oxidación por dicromato, empleando un factor de dilución de la muestra, la cual fue filtrada o centrifugada para la determinación de la DQO soluble, además, se empleó agua destilada como muestra en blanco, realizando la determinación para cada muestra por triplicado. Los pasos que se siguieron fueron los siguientes:

Preparación de reactivos:

- Solución Digestora: Disolver 10,216 g de $K_2Cr_2O_7$, 250 mL de H_2SO_4 concentrado, 17,0 g de $HgSO_4$ (cantidad que puede aumentar o disminuir dependiendo de la cantidad de cloruros presentes en la muestra, de manera de mantener una relación igual o superior a 10:1 de $HgSO_4:Cl^-$) en 500 mL de agua destilada. Una vez disueltos los reactivos, la mezcla esté homogenizada y a temperatura ambiente, aforar a 1 L con agua destilada.
- Solución Catalítica: Disolver en 1 L de H_2SO_4 concentrado, 10,7 g de Ag_2SO_4 , dejándolo reposar dos días hasta su total disolución.
- Solución valoradora de sulfato ferroso amoniacal (FAS) 0,025N: Disolver 9,8 g de $Fe(NH_4)_2(SO_4)_2 \cdot 6H_2O$ en agua destilada añadiendo 20 mL de H_2SO_4 concentrado, enfriar y diluir a 1 L. Esta disolución debe valorarse diariamente con una solución de dicromato como patrón.
- Solución patrón de dicromato 0,025N: Disolver 1,2258 g de $K_2Cr_2O_7$ que previamente se ha secado durante dos horas a $105^\circ C$, en agua destilada y diluir a 1 L.
- Indicador (solución de ferroína): Disolver 1,485 g de 1,10 fenantrolina monohidratada junto con 0,695 g de $FeSO_4 \cdot 7 H_2O$ en agua destilada y diluir a 100 mL.

Procedimiento:

- Diluir la muestra del RIL en una relación deseada en un matraz aforado de 100 mL
- Se filtran 20 mL de muestra diluida empleando papel filtro y un matraz kitasato, con el fin de preparar la muestra para la determinación de DQO soluble.
- Añadir 1,5 mL de solución digestora en un tubo de ensayo para DQO.
- Añadir 3,5 mL de solución catalítica al tubo de ensayo. La misma que se debe adicionar de manera que se separen en 2 capas para que no se mezclen.
- Colocar 2,5 mL de muestra diluida en un tubo de ensayo para DQO, de igual manera y en paralelo, se realizan muestras en blanco con 2,5 mL de agua destilada y muestras filtradas o centrifugadas con 2,5 mL, cada una de ellas por triplicado.
- Colocar teflón y se tapó cada tubo, cerrándolos herméticamente.
- Agitar el contenido y se colocan los tubos en un digestor calentado a $150^\circ C$ de forma previa.
- Mantener a esta temperatura por 2 h.
- Después de las dos horas se sacan los tubos y se dejan enfriar a temperatura ambiente.
- Vaciar el contenido de los tubos en un matraz Erlenmeyer de 25 mL, se lavan con 1 o 2 mL de agua destilada, que se vertieron en el Erlenmeyer. A continuación, se añade una gota de ferroína y se valoró con FAS hasta el viraje de azul a rojo.
- Para la valoración del FAS se pipetea 10 [mL] de solución patrón de dicromato 0,025N y se pasan a un matraz Erlenmeyer al que se adicionan 3 mL de H_2SO_4 , se enfría, se añade una gota de ferroína y se valora con FAS cuya normalidad se determinó.

Cálculos:

Para los cálculos se siguieron las siguientes fórmulas:

La normalidad del FAS se calcula con la siguiente fórmula:

$$N_{FAS} = \frac{10 \cdot 0,025}{C}$$

Donde:

N_{FAS} : Normalidad del FAS.

C : Volumen de FAS consumidos en su valoración, en mL.

Cálculo de DQO:

$$DQO(mgO_2 / L) = \frac{(B - A) \cdot 8000 \cdot N_{FAS}}{V * f}$$

Dónde:

B : Volumen de FAS consumidos en la valoración del blanco, en mL.

A : Volumen de FAS consumidos en la valoración de la muestra, en mL.

V : Volumen de muestra empleado, en mL.

f : Factor de dilución empleado.

Anexo C: Resultados balances de materia en tratamiento secundario de la planta de tratamiento de RILes

Tabla 17: Resultados de balance de materia en tratamiento secundario variando los parámetros operacionales en el reactor IC y la eficiencia del sistema de biofiltros.

	Eficiencia de reactor de un 50% y de biofiltros de un 60%			Eficiencia de reactor de un 60% y de biofiltros de un 60%			Eficiencia de reactor de un 70% y de biofiltros de un 60%			Eficiencia de reactor de un 80% y de biofiltros de un 60%			Eficiencia de reactor de un 90% y de biofiltros de un 60%			Eficiencia de reactor de un 90% y de biofiltros de un 70%			Eficiencia de reactor de un 90% y de biofiltros de un 80%					
	Con VCO de 20 kg/m ³ /d	Con VCO de 30 kg/m ³ /d	Con VCO de 40 kg/m ³ /d	Con VCO de 20 kg/m ³ /d	Con VCO de 30 kg/m ³ /d	Con VCO de 40 kg/m ³ /d	Con VCO de 20 kg/m ³ /d	Con VCO de 30 kg/m ³ /d	Con VCO de 40 kg/m ³ /d	Con VCO de 20 kg/m ³ /d	Con VCO de 30 kg/m ³ /d	Con VCO de 40 kg/m ³ /d	Con VCO de 20 kg/m ³ /d	Con VCO de 30 kg/m ³ /d	Con VCO de 40 kg/m ³ /d	Con VCO de 20 kg/m ³ /d	Con VCO de 30 kg/m ³ /d	Con VCO de 40 kg/m ³ /d	Con VCO de 20 kg/m ³ /d	Con VCO de 30 kg/m ³ /d	Con VCO de 40 kg/m ³ /d	Con VCO de 20 kg/m ³ /d	Con VCO de 30 kg/m ³ /d	Con VCO de 40 kg/m ³ /d
Q ₁ m ³ / h	300	300	300	300	300	300	300	300	300	300	300	300	300	300	300	300	300	300	300	300	300	300	300	300
X ₁ mg O ₂ / L	11512,2	11512,2	11512,2	11512,2	11512,2	11512,2	11512,2	11512,2	11512,2	11512,2	11512,2	11512,2	11512,2	11512,2	11512,2	11512,2	11512,2	11512,2	11512,2	11512,2	11512,2	11512,2	11512,2	11512,2
Q ₂ m ³ / h	248,89	223,33	197,77	248,89	223,33	197,77	248,89	223,33	197,77	248,89	223,33	197,77	248,89	223,33	197,77	248,89	223,33	197,77	248,89	223,33	197,77	248,89	223,33	197,77
X ₂ mg O ₂ / L	11512,2	11512,2	11512,2	11512,2	11512,2	11512,2	11512,2	11512,2	11512,2	11512,2	11512,2	11512,2	11512,2	11512,2	11512,2	11512,2	11512,2	11512,2	11512,2	11512,2	11512,2	11512,2	11512,2	11512,2
Q ₃ m ³ / h	51,11	76,67	102,23	51,11	76,67	102,23	51,11	76,67	102,23	51,11	76,67	102,23	51,11	76,67	102,23	51,11	76,67	102,23	51,11	76,67	102,23	51,11	76,67	102,23
X ₃ mg O ₂ / L	11512,2	11512,2	11512,2	11512,2	11512,2	11512,2	11512,2	11512,2	11512,2	11512,2	11512,2	11512,2	11512,2	11512,2	11512,2	11512,2	11512,2	11512,2	11512,2	11512,2	11512,2	11512,2	11512,2	11512,2
Q ₄ m ³ / h	51,11	76,67	102,23	51,11	76,67	102,23	51,11	76,67	102,23	51,11	76,67	102,23	51,11	76,67	102,23	51,11	76,67	102,23	51,11	76,67	102,23	51,11	76,67	102,23
X ₄ mg O ₂ / L	5756,1	5756,1	5756,1	4604,88	4604,88	4604,88	3453,66	3453,66	3453,66	2302,44	2302,44	2302,44	1151,22	1151,22	1151,22	1151,22	1151,22	1151,22	1151,22	1151,22	1151,22	1151,22	1151,22	1151,22
Q ₅ m ³ / h	300,00	300,00	300,00	300,00	300,00	300,00	300,00	300,00	300,00	300,00	300,00	300,00	300,00	300,00	300,00	300,00	300,00	300,00	300,00	300,00	300,00	300,00	300,00	300,00
X ₅ mg O ₂ / L	10531,5	10041,1	9550,7	10335,3	9746,9	9158,4	10139,2	9452,6	8766,1	9943,0	9158,4	8373,8	9746,9	8864,2	7981,5	9746,9	8864,2	7981,5	9746,9	8864,2	7981,5	9746,9	8864,2	7981,5
Q ₆ m ³ / h	300,00	300,00	300,00	300,00	300,00	300,00	300,00	300,00	300,00	300,00	300,00	300,00	300,00	300,00	300,00	300,00	300,00	300,00	300,00	300,00	300,00	300,00	300,00	300,00
X ₆ mg O ₂ / L	4212,6	4016,4	3820,3	4134,1	3898,7	3663,4	4055,7	3781,1	3506,4	3977,2	3663,4	3349,5	3898,7	3545,7	3192,6	2924,1	2659,3	2394,5	1949,4	1772,8	1596,3			