

Trabajo de Fin de Grado

**EVALUACIÓN DEL TRATAMIENTO  
ANAEROBIO CON UN REACTOR DE  
MANTO DE LODOS DE FLUJO  
ASCENDENTE (UASB) DE LAS AGUAS  
RESIDUALES DOMÉSTICAS A  
TEMPERATURA MESOFÍLICA.**

Departamento de Ingeniería Química y Tecnología Farmacéutica

Escuela Superior de Ingeniería y Tecnología

Universidad de La Laguna

Grado en Ingeniería Química Industrial

Curso académico 2019-2020

**Autora:**

Waleska Alayón Salmerón

**Tutores:**

Luisa M.<sup>a</sup> Vera Peña

Ignacio Ruigómez Sempere

Septiembre de 2020

## **AGRADECIMIENTOS**

A mis tíos y a mi padrino, mi más sincero agradecimiento por darme esta oportunidad y apoyarme durante la etapa académica que culmina con la entrega de este TFG, nunca les podré expresar el amor que siento por ustedes.

Me gustaría dar las gracias a mis tutores Luisa M.<sup>a</sup> Vera Peña e Ignacio Ruigómez Sempere, que a pesar de las dificultades encontradas en este año académico siempre estuvieron apoyándome. Al personal del laboratorio de aguas (Rai y Oliver), por ayudarme en todo momento.

A mis amigas, este proceso solo pudo ser llevadero con ustedes a mi lado y apoyándonos entre nosotras en los momentos difíciles.

Finalmente, a mis padres y hermanos que a pesar de estar todos estos años lejos físicamente, siempre han estado ahí apoyándome y brindándome todo su amor y sabiduría.

## ÍNDICE GENERAL

AGRADECIMIENTOS.....	ii
RESUMEN.....	xi
ABSTRACT .....	xiii
CAPÍTULO I.....	1
INTRODUCCIÓN.....	2
<b>1.1 PROBLEMÁTICA DE LAS AGUAS RESIDUALES.</b> .....	2
<b>1.2 AGUAS RESIDUALES DOMÉSTICAS</b> .....	3
1.2.1. <i>Caracterización de las aguas residuales</i> .....	3
1.2.2. <i>Composición típica del agua residual doméstica.</i> .....	5
1.2.3. <i>Vertido de las aguas residuales al Dominio Público Hidráulico</i> .....	6
1.2.4. <i>Vertido de las aguas residuales al mar</i> .....	7
<b>1.3 SISTEMA CONVENCIONAL DE DEPURACIÓN DE AGUAS RESIDUALES</b> 9	
<b>1.4 TRATAMIENTOS ANAEROBIOS.</b> .....	10
1.4.1. <i>Ventajas y desventajas de los tratamientos anaerobios frente a los aerobios</i> .....	12
1.4.2. <i>Influencia de distintas variables ambientales sobre los procesos anaerobios</i> .....	13
1.4.3. <i>Tipos de tratamientos anaerobios</i> .....	15
<b>1.5. REACTORES DE MANTO DE LODOS DE FLUJO ASCENDENTE (UASB)</b> ... ..	19
1.5.1. <i>Ventajas y desventajas de los reactores UASB.</i> .....	19
1.5.2. <i>Zonas de un reactor UASB.</i> .....	20
1.5.3. <i>Proceso de granulación.</i> .....	20
1.5.4. <i>Aplicaciones de reactores UASB.</i> .....	21
1.5.5. <i>Consideraciones en los reactores UASB.</i> .....	24
CAPÍTULO II.....	38
OBJETIVOS .....	39
<b>2.1 OBJETIVO GENERAL.</b> .....	39
<b>2.2 OBJETIVOS ESPECÍFICOS.</b> .....	39
CAPÍTULO III.....	40
MATERIALES Y MÉTODOS.....	41
<b>3.1. INSTALACIÓN EXPERIMENTAL.</b> .....	41
3.1.1. <i>Descripción de la instalación experimental.</i> .....	41
3.1.2. <i>Descripción de los elementos que componen el sistema.</i> .....	43
3.1.3. <i>Alimentación: Agua residual doméstica.</i> .....	46
3.1.4. <i>Turbidez</i> .....	47

3.1.5. Conductividad.....	47
3.1.6. pH.....	47
3.1.7. Alcalinidad parcial y Alcalinidad total. ....	47
3.1.8. Sólidos suspendidos totales (SST). ....	48
3.1.9. Sólidos suspendidos volátiles (SSV).....	49
3.1.10. Carbono orgánico total (COT).....	49
3.1.11. Demanda química de oxígeno total y soluble (DQO y DQOs).....	50
3.1.12. Amonio Nessler. ....	50
<b>3.2. METODOLOGÍA EXPERIMENTAL</b> .....	<b>51</b>
3.2.1. Pruebas hidráulicas .....	51
3.2.2. Arranque del UASB .....	52
CAPÍTULO IV .....	54
RESULTADOS Y DISCUSIÓN .....	55
4.1. Análisis obtenidos del reactor UASB utilizando ARD .....	55
4.2. Reactor UASB escala piloto.....	69
<b>CONCLUSIONES</b> .....	<b>78</b>
<b>CONCLUSIONS</b> .....	<b>81</b>
BIBLIOGRAFÍA.....	84

## ÍNDICE DE GRÁFICAS

Gráfica 1. Evolución de la máxima velocidad específica de eliminación del sustrato con la temperatura en tratamientos anaerobios. ....	14
Gráfica 2. Gráfica de crecimiento de microorganismos psicrófilos, mesófilos, termófilos y hipertermófilos. ....	25
Gráfica 3. Efecto de la concentración de compuestos tóxicos .....	27
Gráfica 4. Relación entre la concentración del agua residual y el volumen del reactor requerido.. ....	32
Gráfica 5. Volumen del reactor a diferentes velocidades de carga y flujo crítico.. ....	32
Gráfica 6. Eficiencia de eliminación de DQO en reactores UASB que tratan aguas residuales domésticas. ....	34
Gráfica 7. Eficiencia de eliminación de DBO en reactores UASB que tratan aguas residuales domésticas. ....	35
Gráfica 8. Curva de calibrado para la bomba de la alimentación.....	51
Gráfica 9. Curva de calibrado para la bomba de la recirculación.....	51
Gráfica 10. Valores obtenidos de DQO para cada punto de muestreo. ....	56
Gráfica 11. Evolución temporal del porcentaje de reducción de la DQO. ....	57
Gráfica 12. Valores obtenidos de DQOs para cada punto de muestreo. ....	58
Gráfica 13. Evolución temporal del porcentaje de reducción de la DQOs. ....	59
Gráfica 14. Valores obtenidos de COT para cada punto de muestreo. ....	60
Gráfica 15. Evolución temporal del porcentaje de reducción del COT .....	61
Gráfica 16. Valores obtenidos de conductividad para cada corriente o suspensión analizadas .....	62
Gráfica 17. Valores obtenidos de pH para cada punto de muestreo. ....	63
Gráfica 18. Valores obtenidos de la relación de alcalinidades (Al/AP) para el efluente. ....	64
Gráfica 19. Valores obtenidos del contenido de materia orgánica total para cada punto de muestreo.....	65
Gráfica 20. Evolución temporal del porcentaje de reducción del contenido de sólidos suspendidos totales. ....	65
Gráfica 21. Evolución temporal del porcentaje de reducción del contenido de sólidos suspendidos volátiles.....	67
Gráfica 22. Evolución temporal del porcentaje de reducción de la turbidez del efluente frente a la alimentación.....	68

## ÍNDICE DE ILUSTRACIONES

Ilustración 1. Etapas del proceso de digestión anaeróbica.....	11
Ilustración 2. Diagrama de flujo del proceso anaerobio de contacto.....	15
Ilustración 3. Diagrama de filtro anaerobio de flujo ascendente. ....	16
Ilustración 4. Diagrama de reactores de película fija de flujo descendente. ....	17
Ilustración 5. Diagrama de reactores de lecho fluidizado o expandido. ....	17
Ilustración 6. Diagrama de reactores de manto de lodos de flujo ascendente.....	18
Ilustración 7. Esquema de la instalación de depuración de aguas residuales domésticas utilizando un reactor UASB. ....	42
Ilustración 8. Funcionamiento de una bomba peristáltica.....	43
Ilustración 9. Contador de biogás (MilliGascounter).....	44
Ilustración 10. Reactor UASB empleado en la experimentación de laboratorio.....	45
Ilustración 11. Inoculación inicial del lodo al reactor UASB.....	53
Ilustración 12. Sistema de tratamiento de ADR que incluye un reactor UASB y una etapa de postratamiento. ....	70
Ilustración 13. Vista aérea de la EDAR del NORESTE-Valle Guerra.....	71
Ilustración 14. Parámetros geométricos del GLS en el reactor UASB.....	73

## ÍNDICE DE TABLAS

Tabla 1. Características físico, químico y biológicas de las ARD. ....	3
Tabla 2. Composición típica de las aguas residuales domésticas (ARD) . ....	6
Tabla 3. Valores máximos en vertidos a DPH. ....	7
Tabla 4. Tratamiento según el tamaño de la aglomeración humana . ....	8
Tabla 5. Valores máximos para los vertidos al mar para los tratamientos secundarios y equivalentes. ....	8
Tabla 6. Parámetro sanitario para aguas continentales. ....	8
Tabla 7. Parámetro sanitario para aguas costeras y de transición. ....	8
Tabla 8. Comparación de diferentes tipos de reactores anaerobios en términos de carga orgánica y eliminación de DQO. ....	18
Tabla 9. Aplicaciones de reactores UASB para el tratamiento de aguas residuales..	22
Tabla 10. Producción de metano a diferentes rangos de temperatura, en tratamiento de aguas municipales. ....	26
Tabla 11. Efecto de las temperaturas a los reactores UASB. ....	26
Tabla 12. Cargas orgánicas permisibles en reactores UASB de una sola etapa para varios tipos de aguas residuales con relación a la temperatura de operación aplicada. ....	30
Tabla 13. Velocidad de flujo ascendente recomendados para el diseño de reactores anaerobios con flujo ascendente para tratar aguas residuales domésticas. ....	34
Tabla 14. Parámetros de diseño del reactor . ....	44
Tabla 15. Características principales del agua de alimentación . ....	46
Tabla 16. Características iniciales del lodo anaerobio utilizado para el arranque del UASB. ....	52
Tabla 17. Parámetros característicos del efluente, utilizando un reactor UASB a temperaturas mesofílicas obtenidos en el ensayo realizado. ....	69
Tabla 18. Parámetros de diseño del reactor UASB. ....	71
Tabla 19. Valores obtenidos para la cúpula del GLS. ....	76
Tabla 20. Parámetros de diseño de un reactor UASB a escala piloto. ....	77

## NOMENCLATURAS

- A.V.M-Autorización del Vertido al Mar
- A<sub>Apertura</sub>-Área de Apertura
- A-Área superficial
- A<sub>g</sub>-Área de liberación de gas
- A<sub>GLS</sub>-Área de sección transversal de la campana
- AGV-Ácidos Grasos Volátiles
- AI-Alcalinidad Intermedia
- AnMBR-Biorreactor Anaerobio de Membrana
- AP-Alcalinidad Parcial
- AR-Aguas Residuales
- ARD-Aguas Residuales Domésticas
- AT-Alcalinidad Total
- A<sub>Tg</sub>- Área total de liberación de del gas
- C-Concentración del afluente
- C<sub>Efluente</sub>-Concentración total de DQO o DBO en el efluente
- CHV-Carga Hidráulica Volumétrica
- CO-Carga Orgánica
- COE-Carga Orgánica Específica
- COT-Carbono Orgánico Total
- COV-Carga Orgánica Volumétrica
- CSS-Concentración total de Sólidos en Suspensión en el efluente
- DBO<sub>5</sub>-Demanda Bioquímica de Oxígeno,5 días
- DBO-Demanda Bioquímica de Oxígeno
- D-Diámetro del reactor
- DMA-Directiva Marco Europea del Agua
- DPH-Dominio Público Hidráulico
- DQO-Demanda Química de Oxígeno
- DQO<sub>s</sub>-Demanda Química de Oxígeno soluble
- E<sub>DBO</sub>-Eficacia de un reactor UASB en términos de alimentación de DQO
- E<sub>DQO</sub>-Eficacia de un reactor UASB en términos de eliminación de DQO
- E<sub>Gsb</sub>-Lecho de lodo granular expandido (*Expanded granular sludge bed*)
- fc-Factor de contacto



GLS-Separadores Gas-Líquido-Sólido  
H-Altura  
H<sub>d</sub>-Altura del domo bajo el agua  
h-e-Habitante equivalente  
H<sub>GLS</sub>-Altura del GLS  
L<sub>D</sub>-Longitud de los deflectores  
N<sub>d</sub>- Número de tubos  
NMP-Número Más Probable  
OMS-Organización Mundial de la Salud  
PAC-Proceso Anaerobio de Contacto  
PTAR-Planta de Tratamiento de Aguas Residuales  
Q-Caudal  
Q<sub>P</sub>-Caudal de alimentación  
Q<sub>R</sub>-Caudal de recirculación  
R- Radio de campana  
SDF-Sólidos Disueltos Fijos  
SDT-Sólidos Disueltos Totales  
SDV-Sólidos Disueltos Volátiles  
S<sub>o</sub>-Concentración total de DQO o DBO en el afluente  
SSF-Sólidos en Suspensión Fijos  
SS-Sólidos en Suspensión  
SSV-Sólidos en Suspensión Volátiles  
ST-Sólidos Totales  
TFG-Trabajo de Fin de Grado  
TRH-Tiempo de Retención Hidráulico  
T<sub>v</sub>-Distancia de los deflectores  
UASB o RAFA-Upflow Anaerobic Sludge Blanket, Reactor Anaerobio de Flujo Ascendente  
UFC-Unidad Formadora de Colonias  
UNT-Unidades Nefelométricas de Turbidez  
V<sub>asc</sub>-Velocidad ascensional  
V<sub>max</sub>-Velocidad de conversión máxima  
V<sub>r</sub>-Volumen del reactor

$W_A$ -Distancia entre la pared del reactor y el separador

$W_D$ -Ancho de deflectores

$W_d$ -Ancho del domo

$X$ -Concentración activa de lodo en el reactor

---

## **RESUMEN**

El tratamiento de aguas residuales domésticas es un problema primordial para la sociedad humana ya que la población mundial está aumentando, el consumo de agua *pér cápita* también aumenta y los cuerpos receptores no son capaces de neutralizar la elevada carga contaminante de estas, poniendo en riesgo la salud pública y ambiental. Dentro de las tecnologías de depuración de las aguas residuales los tratamientos anaerobios presentan ventajas sobre los sistemas aerobios respecto a su sostenibilidad energética y su baja producción de lodos residuales. Sin embargo, no se ha investigado lo suficiente sobre la capacidad de estos.

En este trabajo se evalúa el grado de depuración de las aguas residuales domésticas procedentes de la EDAR del NORESTE-Valle Guerra, Tenerife, utilizando un sistema compuesto por un sedimentador seguido por un reactor anaerobio de manto de lodos de flujo ascendente (UASB) a temperatura mesofílica (35 °C).

Inicialmente se realizó la inoculación y arranque del sistema con un lodo proveniente de otra investigación previa, realizada por el grupo de investigación en un AnMBR, con un contenido de 6.670,5 mgSSV/L. El sistema operó a un tiempo de residencia hidráulico igual a 5 horas, una velocidad ascensional de 0,5 m/h y un caudal de recirculación igual a 18,6 ml/min, obteniendo una eficiencia promedio de eliminación de Demanda Química de Oxígeno (DQO) igual al 74,6 % para todo el sistema y para el reactor UASB igual al 28,8 %. Además, la cantidad de sólidos suspendidos totales disminuyó un 73 % en todo el sistema y un 39,8 % para el reactor UASB. El reactor pudo mantenerse a una relación promedio AI/AP=0,29, mostrando una buena capacidad buffer.

Por otra parte, se diseñó un reactor UASB a escala piloto para la EDAR del NORESTE teniendo en cuenta los datos bibliográficos y del agua de alimentación, concluyendo que es necesario diseñar un reactor de 1,05 m<sup>3</sup>.

---

**ABSTRACT**

The treatment of domestic wastewater is a fundamental problem for human society because the world population is increasing, the consumption of water *per capita* is also increasing and the receiving bodies are not capable of neutralizing the high pollutant load of these, putting in public and environmental health at risk. Within the technologies for the treatment of wastewater, anaerobic treatments have advantages over aerobic systems concerning their energy sustainability and their low production of waste sludge. However, not enough research has been done on their ability.

In this work, the degree of purification of domestic wastewater from the NORTHEAST-Valle Guerra WWTP, Tenerife, is evaluated using a system composed of a settler followed by an upflow anaerobic sludge blanket reactor (UASB) at mesophilic temperature (35 °C).

Initially, the inoculation and start-up of the system were carried out with suspension from another investigation carried out by the research group in an AnMBR, with the content of 6,670.5 mg SSV/L. The system operated at a hydraulic residence time (HRT) equal to 5 hours, an ascent speed ( $v_{upw}$ ) of 0.5 m/h and a recirculation flow (QR) equal to 18.6 ml/min, obtaining an average efficiency Elimination of Chemical Oxygen Demand (COD) equal to 74.6 % for the entire system and the UASB reactor equal to 28.8 %. Additionally, the amount of total suspended solids decreased 73 % for the entire system and 39.8 % for the UASB reactor. The reactor was able to maintain an average AI/AP ratio of 0.29, showing good buffering capacity.

On the other hand, a pilot-scale UASB reactor was designed for the NORTHEAST WWTP considering bibliographic data and feed water, concluding that it is necessary to design a 1.05 m<sup>3</sup> reactor.

---

**CAPÍTULO I**

## INTRODUCCIÓN

### 1.1 PROBLEMÁTICA DE LAS AGUAS RESIDUALES.

Desde que los humanos comenzaron a desarrollar las primeras poblaciones estables, la eliminación de residuos ha constituido un problema primordial para la sociedad humana. Durante las últimas décadas se ha puesto especial énfasis en tratar de resolver los problemas relacionados con las aguas residuales procedentes del uso doméstico, agrícola e industrial.

Los vertidos de aguas residuales a ríos y corrientes subterráneas, lagos o al mar, en muchas ocasiones de origen urbano, superan la capacidad de dilución y autodepuración. Esto trae como consecuencia un deterioro físico, una reducción en su capacidad de mantener una vida acuática y la imposibilidad de la reutilización del agua. Además, esta contaminación trasciende al campo de la salud, debido a que las aguas residuales son transmisoras de enfermedades, provocando problemas epidemiológicos graves como el cólera en 1830.

Es por ello, que el Parlamento Europeo y el Consejo de Europa desarrollaron La Directiva Marco Europea del Agua (DMA o Directiva 2000/6), con la vocación de garantizar la protección de las aguas y promover un uso sostenible que garantice la disponibilidad del recurso natural a largo plazo, dando respuesta a la necesidad de unificar las actuaciones en materia de gestión de las aguas.

Según la Organización Mundial de la Salud (OMS) (OMS, 2019), se estima que por el mal saneamiento al menos el 10 % de la población mundial consume alimentos regados con aguas residuales, provocando 280.000 muertes cada año. Es por ello que las aguas residuales, antes de ser vertidas en las masas de aguas receptoras, deben tener un tratamiento adecuado según su composición.

Así mismo, hay muy poca cantidad de agua disponible para el consumo humano. La población mundial está aumentando y el consumo de agua *pér cápita* también aumenta día a día, lo que supone una gran carga para la ciencia, la tecnología y la ingeniería a la hora de enfrentar los desafíos del tratamiento y suministro de agua en el futuro. En este escenario tan complejo, la única alternativa es tratar



las aguas residuales disponibles para que estén lo más limpias posibles. En el Real Decreto-Ley 1620/2007 se prohíbe el uso de las aguas tratadas para el uso potable, pero pueden ser destinadas para varios otros propósitos, a saber, reutilización en usos industriales, generación de vapor o riego de jardines y uso agrícola.

## 1.2 AGUAS RESIDUALES DOMÉSTICAS

Según el Real Decreto-ley 11/1995, de 28 de diciembre las aguas residuales domésticas (ARD) son:

*“Las aguas residuales procedentes de zonas de vivienda y de servicios, generadas principalmente por el metabolismo humano y las actividades domésticas”.*

### 1.2.1. Caracterización de las aguas residuales.

El estudio de las características de las aguas residuales (AR) es fundamental para realizar una adecuada depuración de las mismas. Por tanto, es de gran importancia tener la mayor cantidad de información sobre su naturaleza y características.

Las características de las aguas residuales domésticas (ARD) se clasifican en físicas, químicas y biológicas. Estas aguas están compuestas primordialmente por materia orgánica tanto soluble como coloidal y de sólidos en suspensión. La tabla 1 muestra los factores presentes en las ARD (Tchobanoglous *et al.*, 1998):

**Tabla 1.** Características físico, químico y biológicas de las ARD.

Propiedades Físicas	Constituyentes Químicos	Constituyentes Biológicos
<ul style="list-style-type: none"> <li>• Color</li> <li>• Olor</li> <li>• Sólidos</li> <li>• Temperatura</li> </ul>	<ul style="list-style-type: none"> <li>• Orgánicos: Carbohidratos, grasas animales, aceites, grasas, proteínas, contaminantes prioritarios, agentes tensoactivos, compuestos orgánicos volátiles</li> <li>• Inorgánicos: alcalinidad, cloruros, nitrógeno, pH, fósforo, contaminantes prioritarios, azufre metano y sulfuro de hidrógeno.</li> </ul>	<ul style="list-style-type: none"> <li>• Protista: Eubacterias, arqueobacterias</li> <li>• Virus</li> </ul>

- Propiedades físicas.

**Color:** la coloración de las aguas residuales puede determinar la edad de las mismas. Al inicio de su ciclo, las aguas residuales tienen un color beige claro y con el tiempo oscurecen hasta obtener un color grisáceo o negro. Este cambio de color ocurre al desarrollarse condiciones anaerobias (Tchobanoglous *et al.*, 1998):

**Olor:** los olores provienen de los gases liberados en el proceso de descomposición de la materia orgánica. El olor característico de las aguas residuales proviene del sulfuro de hidrógeno que se produce al reducirse los sulfatos y los sulfitos por acción de microorganismos (Tchobanoglous *et al.*, 1998).

**Sólidos:** La presencia de sólidos en el agua genera un aumento significativo de la turbidez al igual que la formación de depósitos por sedimentación en el fondo de los receptores, sin embargo, estos últimos promueven las condiciones anaerobias, el aumento de la salinidad y el incremento de la presión osmótica (Bedoya *et al.*, 2014).

**Temperatura:** Las temperaturas de las ARD oscilan entre 15 y 20°C, lo cual facilita el desarrollo de microorganismos en ellas.

- Contribuyentes químicos.

**Componentes orgánicos:** los compuestos orgánicos que principalmente aparecen en las ARD son hidratos de carbono, proteínas y lípidos (Tchobanoglous *et al.*, 1998).

**Hidratos de carbono:** corresponden a un 25-50 %.

**Proteínas:** representan un 40-60 % de la materia orgánica.

**Aceites y grasas:** la presencia de una gran cantidad de grasas interfiere con la vida biológica de las aguas superficiales. En las ARD no suelen superar un 10 %.

**Urea:** la urea es el principal constituyente de la orina. Sin embargo, esta tiene una velocidad de descomposición muy alta por lo cual no está presente en aguas residuales que no sean recientes.

**Componentes gaseosos:** las ARD pueden contener oxígeno disuelto, ácido sulfhídrico procedente de la descomposición de sustancias orgánicas e inorgánicas, anhídrido carbónico y metano.

- Contribuyentes biológicos.

Los constituyentes biológicos de las ARD están conformados por una gran variedad de organismos vivos con una alta capacidad metabólica y un gran potencial de descomposición y degradación de la materia orgánica e inorgánica. Entre estos organismos podemos destacar: bacterias, virus, hongos, larvas, etc.

### *1.2.2. Composición típica del agua residual doméstica.*

Las ARD se pueden clasificar como aguas: de débil, de media o de fuerte contaminación. Esta clasificación está definida por la concentración de los parámetros que se muestran en la tabla 2:

**Tabla 2.** Composición típica de las aguas residuales domésticas (ARD)  
(Tchobanoglous *et al.*, 1998).

Contaminantes	Concentración (mg/L)		
	Débil	Media	Fuerte
Sólidos totales (ST)	350	720	1200
Disueltos totales (SDT)	250	500	850
Fijos (SDF)	145	300	525
Volátiles (SDV)	105	200	325
Sólidos en suspensión (SS)	100	220	350
Fijos (SSF)	20	55	75
Volátiles (SSV)	80	165	275
Demanda bioquímica de oxígeno: 5 días, 20°C (DBO <sub>5</sub> , 20°C)	110	220	400
Carbono orgánico total (COT)	80	160	290
Demanda química de oxígeno (DQO)	250	500	1000
Nitrógeno (Total en la forma N)	20	40	85
Fósforo (Total en la forma P)	4	8	15
Cloruros	30	50	100
Sulfatos	20	30	50
Alcalinidad (como CaCO <sub>3</sub> )	50	100	200
Grasas	50	100	150
Coliformes totales	10 <sup>6</sup> -10 <sup>7</sup>	10 <sup>7</sup> -10 <sup>8</sup>	10 <sup>7</sup> -10 <sup>9</sup>

En España una vez realizada la depuración de las aguas residuales se pueden verter a dos lugares diferentes, ya sea el Dominio Público Hidráulico (DPH) o al mar.

### *1.2.3. Vertido de las aguas residuales al Dominio Público Hidráulico*

Según el Real Decreto 849/1986, Artículo 2, el Dominio Público Hidráulico (DPH) está constituido por las siguientes acumulaciones:

*“a) Las aguas continentales, tanto las superficiales como las subterráneas renovables, con independencia del tiempo de renovación.*

*b) Los cauces de corrientes naturales, continuas o discontinuas.*

c) *Los lechos de los lagos y lagunas y los de los embalses superficiales en cauces públicos.*

d) *Los acuíferos subterráneos, a los efectos de los actos de disposición o de afección de los recursos hidráulicos”*

Los vertidos de las aguas residuales en Canarias se rigen por el DECRETO 174/1994 todas las aguas residuales que tienen como destino final cualquiera de los lugares anteriormente mencionados, deben cumplir con las características recogidas en la tabla 3:

**Tabla 3.** Valores máximos en vertidos a DPH (DECRETO 174, 1994).

Parámetros	Unidades	Valor
Conductividad eléctrica a 20°C	µS/cm	< 1000
pH	-	5,5-9,5
Demanda química de oxígeno (DQO)	mg/L	< 160
Sólidos en suspensión (SS)	mg/L	< 30
Demanda Biológica de Oxígeno (DBO <sub>5</sub> )	mg/L	< 30
Contaminación bacteriológica E. coli	mL	< 1000/100
Fósforo Total	mg/L	10
Nitrógeno Total	mg/L	Amoníaco 15; N. Nítrico 10

#### 1.2.4. *Vertido de las aguas residuales al mar*

Según la Ley 22/1988, de 28 de julio, de Costas, los vertidos de tierra y mar deben ser controlados por cada Comunidad Autónoma. En Canarias se debe hacer una solicitud A.V.M. (Autorización de vertido desde tierra al mar). Estos vertidos al mar se pueden realizar a las zonas costeras o continentales o a las zonas destinadas a baño, donde los requerimientos específicos para realizar los vertidos dependerán de la aglomeración urbana (ver tabla 4).

**Tabla 4.** Tratamiento según el tamaño de la aglomeración humana (Real Decreto-ley 11, 1995).

Tamaño Aglomeración Humana	Tipo de Tratamiento
<10.000 (h-e)	Adecuado
>10.000 (h-e)	Secundario o equivalente.
>10.000 (h-e) en zona sensible	Más riguroso que el secundario.

Los parámetros para cumplir para los tratamientos secundarios y equivalentes serán los siguientes (ver tabla 5):

**Tabla 5.** Valores máximos para los vertidos al mar para los tratamientos secundarios y equivalentes (Real Decreto-ley 11, 1995).

Parámetros	Unidades	Valor	Porcentaje de reducción
Demanda química de oxígeno (DQO)	mg/L	125	75
Sólidos en suspensión (SS)	mg/L	35	90
Demanda Biológica de Oxígeno (DBO <sub>5</sub> )	mg/L	25	70-90
Fósforo Total para más de 100.000 (h-e)	mg/L	2-1	80
Nitrógeno Total para más de 100.000 (h-e)	mg/L	15-10	70-90

En los vertidos de aguas dirigidos a las zonas de baño, se imponen parámetros sanitarios, dependiendo de la zona de cauce (Ver tabla 6 y 7):

**Tabla 6.** Parámetro sanitario para aguas continentales (Real Decreto 1341, 2007).

Parámetros	Calidad			Unidad
	Suficiente**	Buena*	Excelente*	
Enterococos intestinales	330	400	200	UFC o NMP/100 mL
<i>Escherichia Coli</i>	900	1000	500	UFC o NMP/100 mL

\* Con arreglo a la evaluación del percentil 95, \*\* Con arreglo a la evaluación del percentil 90.

**Tabla 7.** Parámetro sanitario para aguas costeras y de transición (Real Decreto 1341, 2007).

Parámetros	Calidad			Unidad
	Suficiente**	Buena*	Excelente*	
Enterococos intestinales	185	200	100	UFC o NMP/100 mL
<i>Escherichia Coli</i>	500	500	250	UFC o NMP/100 mL

\* Con arreglo a la evaluación del percentil 95, \*\* Con arreglo a la evaluación del percentil 90.

### 1.3 SISTEMA CONVENCIONAL DE DEPURACIÓN DE AGUAS RESIDUALES

Para permitir el vertido de las aguas, minimizando el riesgo al medio ambiente y la salud, las aguas residuales deben ser sometidas a una serie de procesos físicos, químicos y biológicos con el fin de reducir sus contaminantes. Existen diferentes sistemas de depuración de las aguas residuales, se clasifican en función del nivel de tratamiento conseguido:

**Pretratamiento:** consiste en la eliminación de materias gruesas, aceites, grasas, cuerpos gruesos y arenosos para el acondicionamiento de las aguas residuales a los siguientes procesos, evitando provocar problemas de mantenimiento y funcionamiento a los siguientes procesos (Tchobanoglous *et al.*, 1998).

**Tratamiento primario:** consiste en la eliminación de los sólidos en suspensión y de la materia orgánica del agua residual. Se basa normalmente en tecnologías de eliminación mecánica.

**Tratamiento secundario:** se refiere a todos los procesos de tratamiento biológico de las aguas residuales tanto aerobios como anaerobios, donde mayoritariamente se eliminan los sólidos en suspensión y los compuestos orgánicos biodegradables.

**Tratamiento terciario:** también conocido como tratamiento avanzado donde se eliminan contaminantes específicos, compuestos tóxicos, nutrientes y excesos de materia orgánica que no fueron degradados por acción de los microorganismos en el tratamiento secundario. Esto con el fin de obtener un agua con la calidad adecuada para su último fin.

**Tratamiento de fangos:** el fango es un subproducto procedente de los decantadores primarios y secundarios. Su tratamiento consiste en muchos casos en acondicionarlos para que puedan ser gestionados como residuos urbanos o fertilizante.

## 1.4 TRATAMIENTOS ANAEROBIOS.

En los últimos años, el tratamiento anaerobio de las aguas residuales ha tenido un gran crecimiento. Esto se debe principalmente al balance energético positivo de estos procesos y al avance tecnológico que ha logrado desarrollar sistemas más económicos y con una alta velocidad en el proceso de depuración.

El tratamiento anaerobio se puede utilizar tanto para las aguas residuales como para la digestión de lodos. Esta es una de las tecnologías más antiguas para el tratamiento de aguas residuales. El tratamiento anaerobio es un proceso que se desarrolla en ausencia de oxígeno, nitratos, nitritos y otros compuestos que tengan  $O_2$ , donde los productos principales de la degradación, producida por un grupo bacteriano, serán una mezcla de gases, fundamentalmente metano ( $CH_4$ ), dióxido de carbono ( $CO_2$ ) y una reducida concentración de sulfuro de hidrógeno ( $H_2S$ ), mercaptano ( $RSH$ ) e hidrógeno ( $H_2$ ) (Ramalho, 1993).

El proceso para la obtención de estos gases se puede dividir en cuatro etapas:

**Hidrólisis:** en esta primera etapa ocurre la degradación de compuestos orgánicos complejos del agua residual (proteínas, grasas e hidratos de carbono). Son hidrolizadas para producir unidades moleculares menores, que sean más solubles y degradables en el medio. Estas nuevas moléculas son capaces de atravesar las paredes celulares de las bacterias fermentativas.

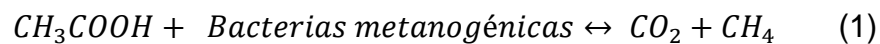
**Acidogénesis:** los compuestos solubles provenientes de la etapa de hidrólisis son metabolizados por las bacterias fermentativas. Convirtiéndose así en compuestos más simples como ácido acético ( $CH_3-COOH$ ), hidrógeno ( $H_2$ ) y dióxido de carbono ( $CO_2$ ), alcoholes, ácidos grasos volátiles y ácidos orgánicos. Por la presencia de los ácidos orgánicos y las elevadas concentraciones de  $CO_2$  el pH disminuye hasta 5 (González *et al.*, 2015).

La conversión de las moléculas orgánicas complejas en ácidos orgánicos de cadenas cortas genera que se demande oxígeno. Es por ello, que en esta etapa no ocurre una disminución significativa de la DQO.



**Acetogénesis:** los productos metabolizados por las bacterias acidogénicas son transformados por las bacterias acetogénicas en principalmente hidrógeno, dióxido de carbono y ácido acético. La gran cantidad de hidrógeno generada en esta etapa es debida a la formación de ácido acético.

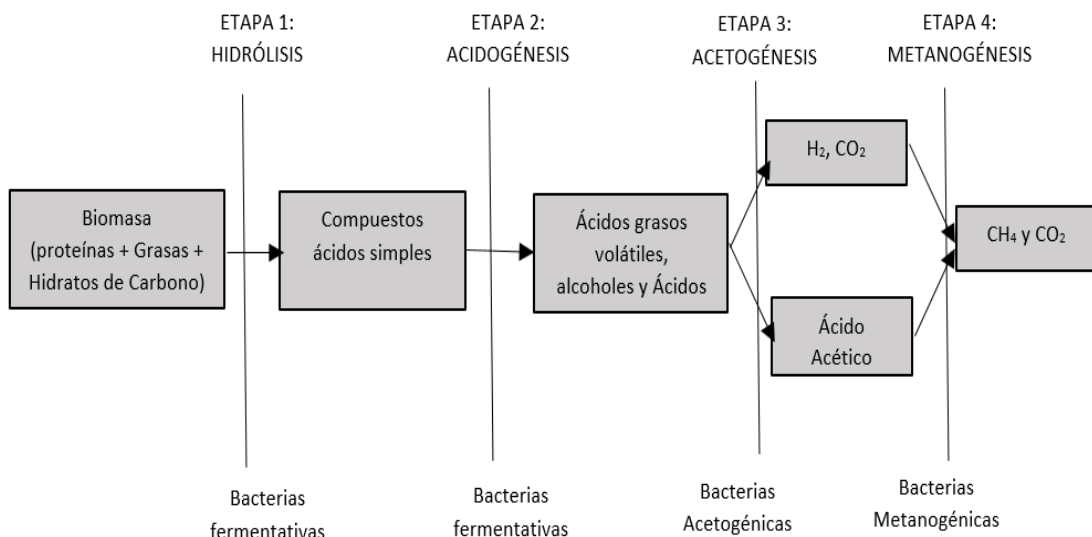
**Metanogénesis:** esta fase es gobernada por los microorganismos metanogénicos, los cuales son estrictamente anaerobios. Estos convierten el ácido acético y el hidrógeno en  $CO_2$  y  $CH_4$ .



Las bacterias de la etapa acidogénica tienen una velocidad de crecimiento mayor que los microorganismos metanogénicos. Es por ello, que la etapa de metanogénesis es la que controla la velocidad de los procesos anaerobios (Ramalho, 1993).

En la ilustración 1 se describe cada uno de los procesos y las comunidades bacterianas que intervienen en cada uno de ellos.

**Ilustración 1.** Etapas del proceso de digestión anaeróbica.



#### 1.4.1. *Ventajas y desventajas de los tratamientos anaerobios frente a los aerobios.*

Existen varias características que favorecen utilizar los tratamientos anaerobios frente a los aerobios, tal y como se detalla a continuación:

##### **Ventajas:**

- Se reduce el coste de la instalación y de consumo energético ya que no se requiere suministrar oxígeno al proceso.
- Sistemas compactos, es decir, puede ser aplicado fácilmente en terrenos pequeños o escasos.
- Es posible operar a cargas orgánicas del efluente superiores que a los de los tratamientos aerobios.
- Una gran parte de las necesidades energéticas del tratamiento anaerobio son cubiertas por el mismo proceso debido a la producción de metano.
- Los procesos anaerobios requieren bajo requerimiento de productos químicos y nutrientes, por lo que con un adecuado pH pueden ser mantenidos sin la adición de químicos.
- Se producen bajas cantidades de biomasa por unidad de reducción de sustrato, es decir, el coeficiente de producción de biomasa es mucho menor para los tratamientos anaerobios. De tal manera, que la gestión de los lodos es mucho más sencilla que en la de los procesos aerobios (Ramalho, 1993).

##### **Desventajas:**

- Se requieren mayores tiempos de residencia hidráulica y celular que en los procesos aerobios, es decir, es un proceso más lento que el aerobio.
- Dificultades para tratar aguas residuales con baja carga orgánica.
- Se generan H<sub>2</sub>S y mercaptanos, lo cual trae como consecuencia malos olores durante el tratamiento.

- Aumento del costo del proceso al necesitarse mayores temperaturas para asegurar que el proceso ocurra a velocidades razonables.
- La operación de las unidades anaerobias es más difícil que las aerobias, siendo el proceso más sensible a las puntas de carga.
- Se necesita un postratamiento para cumplir las descargas estándares de materia orgánica.

#### 1.4.2. *Influencia de distintas variables ambientales sobre los procesos anaerobios.*

Para los procesos anaerobios es de suma importancia tener un correcto control de las variables en el sistema. La conservación y la actividad de las colonias bacterianas, y con ello la estabilidad del proceso, dependerán de distintas variables ambientales. Es por ello, que para minimizar los riesgos de operación en los sistemas anaerobios se debe tener especial control en los siguientes parámetros:

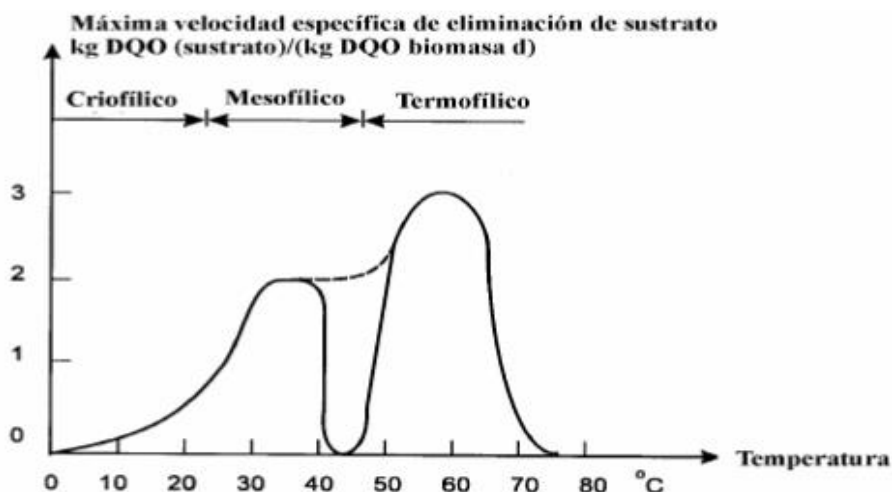
**Temperatura:** el efecto de la temperatura sobre los parámetros cinéticos de un proceso anaerobio se expresa con la siguiente formula:

$$K_T = K_{20} \eta^{T-20} \quad (2)$$

Donde:

- $K_T$  y  $K_{20}$  son valores del parámetro a la temperatura T y 20°C respectivamente.
- $\eta$ : coeficiente que depende del proceso.
- T: Temperatura en °C.

**Gráfica 1.** Evolución de la máxima velocidad específica de eliminación del sustrato con la temperatura en tratamientos anaerobios. (Ferrer *et al.*, 2018).



En los procesos anaerobios se tienen tiempos de retención hidráulica y celular muy grandes, además, como se observa en la gráfica 1 la máxima velocidad de crecimiento de los microorganismos anaerobios es baja. Es por ello, que incrementar la temperatura en estos procesos implica aumentar la velocidad de este, lo cual genera un aumento en la demanda de energía del sistema, pero permite menores costes por litro de agua tratada.

**pH:** el rango ideal de pH para este proceso es de 6 a 8. Este rango viene determinado por las bacterias metanogénicas, las cuales a pH bajos disminuyen radicalmente su velocidad de crecimiento, y a pH inferiores a 5,5 quedan totalmente detenidas. Un agua con una baja alcalinidad provoca una disminución del pH, impidiendo el proceso de metanogénesis lo que detendrá el proceso anaerobio de eliminación de la DQO.

La toxicidad de los compuestos inhibidores de la metanogénesis como son los AGV,  $\text{NH}_3$  y  $\text{H}_2\text{S}$  están influenciados por el pH ya que es la fracción no ionizada la que se considera como agente tóxico. Con pH altos se generan AGV y  $\text{H}_2\text{S}$ , mientras que a pH bajo se produce  $\text{NH}_3$ . El efecto inhibitorio de estos compuestos puede disminuir por adaptación del lodo a la toxina, sin embargo, los agentes tóxicos sólo causan este efecto mientras están

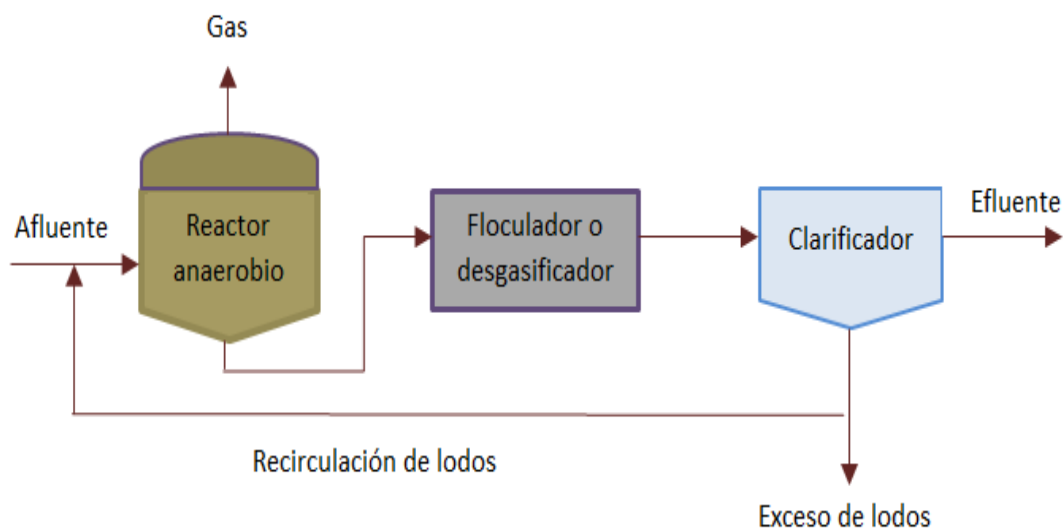
presentes. Una vez se reemplaza el agente tóxico del medio, el efecto tóxico deja de ser apreciable (Mendez Paz D., 2002).

#### 1.4.3. Tipos de tratamientos anaerobios.

Uno de los factores más importantes para el funcionamiento adecuado de los reactores anaerobios es la retención de la biomasa en los mismos. La incorporación de sistemas de reactores de alta concentración de biomasa fue una gran mejora en los tratamientos anaerobios, ya que los mismos se basan en que muchas de las bacterias involucradas en este proceso se adhieren unas a otras o se adhieren a las superficies, lo cual facilita su retención en el reactor. En definitiva, este sistema desacopla la retención de la biomasa y la retención del líquido (Hernández *et al.*, 2017). En la actualidad existe una amplia variedad de reactores anaerobios para la depuración de las aguas residuales de los cuales se puede destacar:

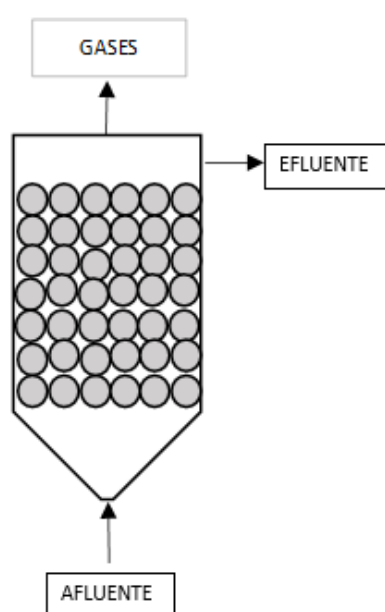
**Proceso anaerobio de contacto (PAC):** es un proceso de cultivo en suspensión, que implica que el agua residual se mezcla con los sólidos del fango recirculado y es dirigido a un reactor cerrado que evita la entrada de aire. La recirculación permite el incremento de la relación entre el tiempo de retención celular y el tiempo de retención hidráulica (ilustración 2).

**Ilustración 2.** Diagrama de flujo del proceso anaerobio de contacto.

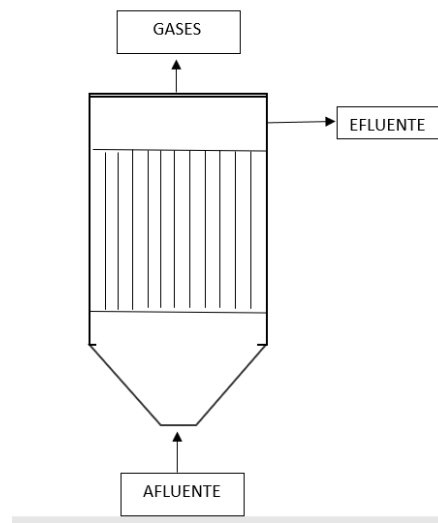


**Filtros Anaerobios de flujo ascendente:** consiste en una columna rellena de material inerte donde los microorganismos se adhieren a estos sólidos y se separan fácilmente en el clarificador secundario. Sin embargo, como el régimen es de flujo ascendente los materiales refractarios y residuos con alto contenido de sólidos en suspensión se acumulan en el filtro lo cual puede provocar la colmatación del mismo. Este sistema es ideal para el tratamiento de las aguas residuales solubles (Ramalho, 1993) (ver ilustración 3).

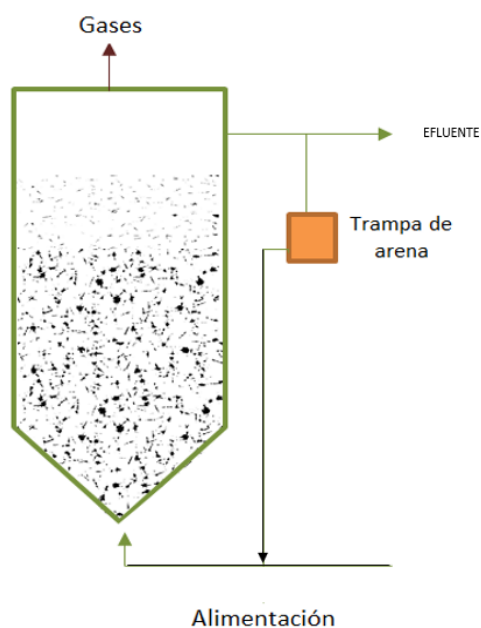
**Ilustración 3.** Diagrama de filtro anaerobio de flujo ascendente.



**Reactores de película fija de flujo descendente:** Este sistema fue creado para evitar la colmatación de los filtros anaerobios en 1979 por el *National Research Center* de Canadá. El interior del reactor está conformado por una serie de tubos de material inerte donde a los mismos es adherida la biomasa. Sin embargo, esto trae como problema que la carga orgánica que es alimentada al sistema está limitada por la cantidad de biomasa adherida a los tubos (Díaz Báez, 1987) (ver ilustración 4).

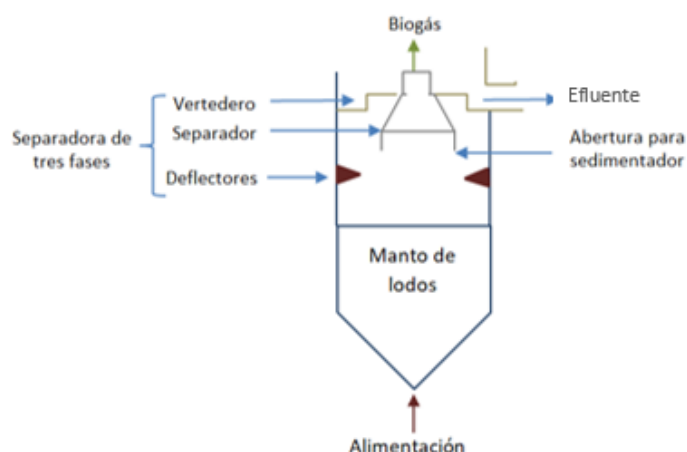
**Ilustración 4.** Diagrama de reactores de película fija de flujo descendente

**Reactores de lecho fluidizado o expandido:** es un tipo de reactor constituido de materiales particulados de pequeño tamaño (0.2 - 2.0 mm de diámetro) el cual se encuentra empaquetado en suspensión dentro del reactor donde el líquido pasa de forma ascendente a una velocidad lo suficientemente elevada para superar la fuerza de la gravedad. Este sistema presenta como problema la dificultad de encontrar un adecuado sistema de distribución del líquido y un bajo rendimiento energético, por lo que se considera un sistema de altos costes económicos (ver ilustración 5).

**Ilustración 5.** Diagrama de reactores de lecho fluidizado o expandido.

**Reactores de manto de lodos de flujo ascendente (UASB):** El agua residual entra por la parte inferior, fluyendo en sentido ascendente a través de un manto de fango. En la parte superior del mismo se encuentra un sistema que separa la fase líquida, sólida y gaseosa, donde los sólidos sedimentan y regresan al lecho de lodos y el agua abandona la zona de sedimentación por los vertederos (ver ilustración 6).

**Ilustración 6.** Diagrama de reactores de manto de lodos de flujo ascendente.



De la Tabla 8 se puede extraer que los sistemas con mejor porcentaje de eliminación de la DQO son los reactores de contacto, los de filtro de flujo ascendente y los reactores de manto de lodos de flujo ascendente. Resaltando este último por tener menor diferencia entre el porcentaje máximo y mínimo de eliminación y su capacidad para operar con una mayor carga orgánica.

**Tabla 8.** Comparación de diferentes tipos de reactores anaerobios en términos de carga orgánica y eliminación de DQO. (Van den Berg.L. and Kennedy. K. J.,1982).

Tipo de reactores	Carga orgánica kg de DQO m <sup>3</sup> d	Eliminación de DQO (%)
Reactores de contacto	1-6	80-95
Filtro de flujo ascendente	1-10	80-95
Reactores de película fija de flujo descendente	1-20	80-87
Reactores de lecho fluidizado	5-15	75-88
Reactores de manto de lodos de flujo ascendente	5-20	85-95



## 1.5. REACTORES DE MANTO DE LODOS DE FLUJO ASCENDENTE (UASB).

El UASB proveniente del inglés *Upflow Anaerobic Sludge Blanket*, también conocido como RAFA (reactor anaerobio de flujo ascendente), es el sistema anaeróbico de alta velocidad más comúnmente aplicado para las aguas residuales industriales, con un alto potencial de aplicación, particularmente para alimentaciones con alto contenido de materia orgánica soluble. Este reactor fue diseñado por Lettinga *et al.* a principio de los años setenta. El número de reactores UASB operados en todo el mundo es más de 700, lo que corresponde a casi un 65 % de todos los sistemas de tratamiento anaerobio existentes (Nnaji, 2014). La gran innovación de este proceso es la capacidad del mismo de inmovilizar el lodo mediante un mecanismo natural, es decir, la formación de agregados de microorganismos altamente sedimentables, fenómeno conocido como granulación (Fang, 2010).

### 1.5.1. Ventajas y desventajas de los reactores UASB.

Entre las principales ventajas de este sistema están:

- Producción de metano, gas combustible utilizado como fuente de energía.
- Tolerancia elevada a cargas orgánicas de 10 kg DQO/m<sup>3</sup>·d o más.
- Bajos costes de inversión debido a que el volumen de reactor es pequeño.
- Menos costes energéticos ya que no requiere de mezcladores mecánicos, debido a la turbulencia natural causada por el aumento de las burbujas del biogás que proporciona un contacto eficiente con el sustrato y la biomasa (Lema & Suarez, 2017).
- Se consigue una elevada eficacia de eliminación de compuestos orgánicos.
- Posee una buena retención de biomasa por lo que no requiere de recirculación de lodo.
- La fracción de materia orgánica convertida en células bacterianas es de solo un 10 %, lo cual quiere decir que se genera menos cantidades de fangos y, por tanto, menos problemas de disposición de los mismos, ya que según el Real Decreto Ley 11/95 de 28 de diciembre, queda prohibido el vertido de fangos procedentes de las instalaciones de tratamiento de aguas residuales a las aguas marítimas.

Como desventajas de este sistema encontramos que:

- Tiene una fase de arranque prolongada.
- La falta de eliminación de nutrientes y organismos patógenos.
- La eliminación insuficiente de materia orgánica en el efluente.
- Este proceso es sensible a los sólidos orgánicos e inorgánicos en partículas ya que interfieren en el proceso de granulación.

#### *1.5.2. Zonas de un reactor UASB.*

El esquema de un reactor UASB consiste básicamente en tres zonas:

**Zona de entrada:** el afluente a tratar es ingresado al reactor ascensionalmente para dirigirse a la zona de digestión.

**Zona de lecho de lodos o zona de digestión:** en la cual el afluente pasa a través de un lecho bacteriano anaerobio donde se produce la biodegradación de la materia orgánica presente en el agua residual y es transformada a gas.

**Zona separadora de tres fases:** en esta zona es separado el gas, los sólidos y el líquido, permitiendo retener la biomasa en el interior del reactor.

#### *1.5.3. Proceso de granulación.*

Como ya se ha indicado este proceso es fundamental y es uno de los mayores éxitos de este tipo de reactor debido a que la formación de agregados es esencial en el funcionamiento estable de los sistemas biológicos. La granulación no solo mejora la capacidad de sedimentación de la biomasa, lo que conlleva una retención bacteriana efectiva en el reactor UASB, sino que además mejora las condiciones fisiológicas haciéndolas favorables para las bacterias y sus interacciones (Lettinga, *et al.*, 1991).

Este proceso de granulación también conocido como la adhesión microbiana se define por la existencia de una energía involucrada para lograr la formación de gránulo, es decir, cuando una célula se adjunta a otra célula. La granulación es el resultado de la auto-inmovilización microbiana y posteriormente de la formación de agregados y el crecimiento de ellos; es esencialmente un proceso

de selección microbiana a través de presiones de selección dinámica que se imponen sobre el lodo. Estas presiones seleccionan, tanto biológica como físicamente, las bacterias que forman agregados que se asientan bien y las que se dispersen o agreguen libremente, lo que finalmente resulta en gránulos (Yan & Tay, 1997).

La granulación se desarrolla progresivamente durante un período operacional. Este desarrollo puede ser dividido en cuatro etapas:

1. Transporte de células hacia la superficie de un material inerte colonizado por otras células.
2. Adsorción inicial reversible por fuerzas fisicoquímicas hacia la capa inferior.
3. Adhesión irreversible de las células hacia la capa inferior por agregados microbianos y/o polímeros.
4. Multiplicación de las células y desarrollo de los gránulos.

El diámetro del gránulo del lodo varía de 0,15 a 5 mm dependiendo de las aguas residuales utilizadas, las condiciones operativas y el método analítico (Schmidt & Ahring, 1996).

#### *1.5.4. Aplicaciones de reactores UASB.*

Los reactores UASB presentan una gran versatilidad en el tratamiento de diferentes tipos de aguas residuales, las cuales pueden contener una variedad de compuestos con diferentes características. La siguiente tabla presenta algunas aplicaciones de los reactores UASB en el tratamiento de aguas residuales (ver tabla 9).

**Tabla 9.** Aplicaciones de reactores UASB para el tratamiento de aguas residuales

INVESTIGACIONES	METODOLOGÍA	RESULTADOS	REFERENCIA
Tratamiento de aguas residuales sintéticas de baja resistencia por un reactor UASB	Utilizando como alimentación a un reactor UASB aguas residuales sintéticas de baja carga (500 mg-DQO/L). El reactor a escala semi-piloto trabajó a condiciones de temperatura ambiente (20-35 °C) con un tiempo de retención hidráulica (TRH) de 3h y una carga orgánica de 4 kg-DQO/m <sup>3</sup> día	Se logró una reducción del 90-92 % de DQO y 94-96 % disminución de DBO. Se produjo una disminución del 80 % de la DQO dentro del lecho de lodo.	(Singh, <i>et al.</i> , 1996)
Evaluación del tratamiento anaerobio de las aguas residuales de una comunidad universitaria	Utilizando reactor UASB y laguna anaerobia, se analizaron las aguas residuales domésticas provenientes de la comunidad universitaria Antonio Maceo, las cuales poseen una DQO entre 190-306 mg/L y una DBO 59-112 mg/L a una temperatura de 22-28 °C.	Los sistemas anaerobios evaluados, alcanzaron una eliminación de la DQO superior al 70 % y una disminución de las bacterias coliformes totales desde 72x10 <sup>5</sup> NMP/100 mL hasta 16 NMP/100 mL con ambas variantes (UASB o laguna anaerobia).	(Crombet, <i>et al.</i> , 2016)
Tratamiento de aguas residuales de la industria láctea en sistemas anaerobios tipo UASB	Se evaluó el rendimiento y la capacidad de un reactor UASB para eliminar la carga de materia orgánica contenida en suero de quesería. El reactor UASB fue operado con un tiempo de retención hidráulica (TRH) de 1,3 días y velocidades de carga orgánica entre 1,7 a 18,5 g de DQO/L.d.	Los máximos niveles de reducción de DQO y de STV alcanzados fueron 98 % y 97,2 % respectivamente, con una velocidad de carga orgánica en el reactor de 9,6 g DQO/L.d, observándose una reducción en la eficiencia de eliminación de la DQO hasta niveles de 77 % cuando la carga orgánica se llevó a 18,6 g DQO/L.d. La producción máxima de gas metano generado a partir del suero de queso estudiado fue de 0,27 L CH <sub>4</sub> /g DQO afluente, con un contenido de metano en el biogás de 56 %. Con base en los resultados se puede concluir que es recomendable el uso de reactores UASB para el tratamiento anaerobio de sueros de quesería.	(Arango & Sanches, 2009)

**Tabla 9.** Aplicaciones de reactores UASB para el tratamiento de aguas residuales (Continuación).

INVESTIGACIÓN	METODOLOGÍA	RESULTADOS	REFERENCIA
<p>Puesta en marcha de un reactor UASB para el tratamiento de aguas residuales de la crianza intensiva de cerdos</p>	<p>Se evaluó la puesta en marcha de un UASB a escala piloto, aplicado al tratamiento de aguas residuales de la crianza intensiva de cerdos. Trabajando con una velocidad de carga orgánica promedio de 2,4 kgDQO.m<sup>3</sup>.d<sup>-1</sup>,</p>	<p>El reactor presentó una eficiencia de eliminación promedio de DQO de 83,7 % y la concentración promedio de sólidos suspendidos totales (SST) de 2786 -mg. L<sup>-1</sup>.</p>	<p>(Tapia, <i>et al.</i>, 2018)</p>
<p>Análisis de la eficiencia de reactores UASB en una planta de tratamiento de aguas residuales municipales</p>	<p>Se evaluó la eficiencia de los reactores UASB en una planta de tratamiento de aguas residuales (PTAR) municipales durante un periodo de 9 años.</p>	<p>La PTAR trata un caudal promedio de 500 l/s, con eficiencias de eliminación de demanda bioquímica de oxígeno (DBO<sub>5</sub>), demanda química de oxígeno (DQO) y sólidos suspendidos (SS) de 66 %, 52 % y 60 %, respectivamente. Las eficiencias, y resultados similares en Indonesia y América Latina, sirven para concluir que la digestión anaeróbica es un proceso prometedor para el pretratamiento de aguas residuales en países tropicales.</p>	<p>(Salazar, <i>et al.</i>, 2019)</p>
<p>Tratamiento de un agua residual industrial a temperatura psicrófila con un reactor UASB</p>	<p>En el presente trabajo se operó un reactor UASB a escala de laboratorio con un tiempo de retención hidráulico de 6 h operando en condiciones de temperatura psicrófila (&lt; 20 °C). En el reactor UASB se trató agua residual de una industria chocolatera.</p>	<p>La elevada eficiencia de eliminación obtenida mostró que en el reactor UASB se trató eficientemente el agua residual industrial a baja temperatura.</p>	<p>(Jacobo, <i>et al.</i>, 2019)</p>

A partir de estas investigaciones se puede concluir que los reactores UASB pueden aplicarse tanto para las aguas residuales industriales como para las aguas residuales domésticas, obteniendo diferentes eficacias que dependen del agua a tratar. Con aguas residuales industriales la eficacia de la eliminación de la DQO es de aproximadamente un 90-98 %, mientras que para las aguas residuales domésticas a temperaturas psicrófila (>20 °C) la eficacia de eliminación de la DQO se reduce entorno a un 52-70 %.

#### *1.5.5. Consideraciones en los reactores UASB.*

Para disponer de un reactor UASB eficiente se deben considerar las siguientes variables de diseño y operación:

Es importante que el **inóculo inicial** que se utilice tenga suficiente cantidad de bacterias, es decir, la actividad biológica del mismo debe ser bastante elevada ya que estos microorganismos serán los responsables de la degradación de la materia orgánica. Normalmente el inóculo es obtenido de otros digestores anaerobios urbanos. Sin embargo, el proceso de adaptación de los microorganismos a las nuevas condiciones de operación es lento ya que no todas las especies serán capaces de adaptarse al mismo tiempo (Fernando Fernández, 2015).

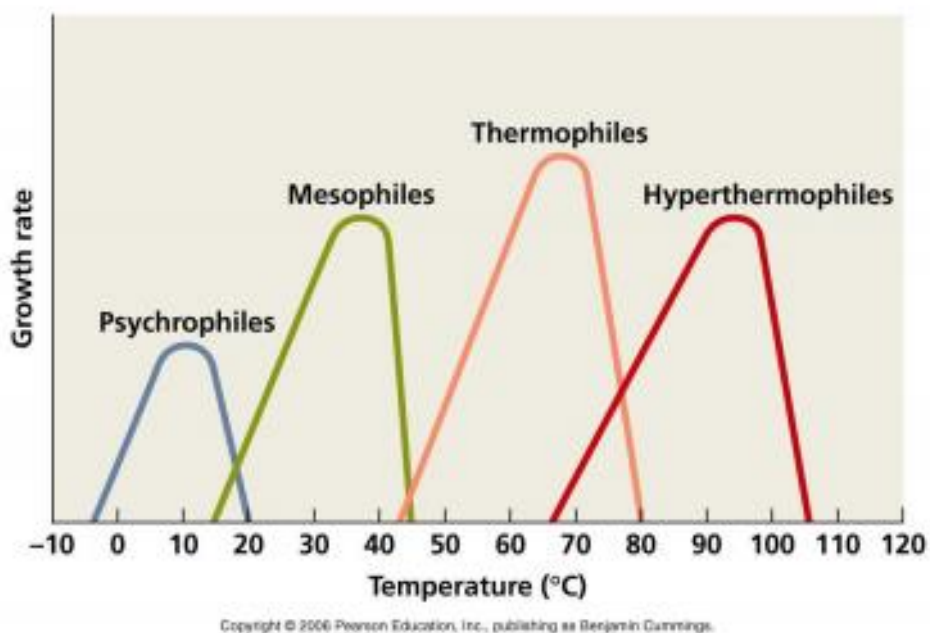
La **fase de arranque** tiene un papel fundamental en la eficiencia del sistema. Un mal arranque en un reactor UASB puede significar que el mismo no logre la depuración de las aguas. Es por ello que para los arranques es recomendado operar a velocidades de cargas moderadas y la necesidad de controlar constantemente, los parámetros de las aguas hasta lograr el régimen de operación que corresponda al momento de conseguir suficientes cantidades de bacterias adheridas.

En el desarrollo de cualquier tipo de proceso bioquímico, la **temperatura** es uno de los parámetros más importantes a considerar a la hora de realizar un diseño, ya que puede mejorar o inhibir grupos de microorganismos específicos (ver gráfica 2). A la hora de diseñar un reactor UASB, trabajar a un intervalo de temperatura de operación equivale a lograr una mayor actividad biológica y mayor producción

de biogás. La operación de los reactores considerando los rangos de temperatura, pueden dividirse en:

- Psicrófilo  $-5 < T < 20$  °C
- Mesófilo  $15 < T < 45$  °C
- Termófilo  $43 < T < 80$  °C
- Hipertermófilo  $65 < T < 110$  °C

**Gráfica 2.** Gráfica de crecimiento de microorganismos psicrófilos, mesófilos, termófilos y hipertermófilos.



La mayoría de los microorganismos productores de metano son mesófilos, con una temperatura óptima de operación alrededor de los 35 °C. Las bacterias termófilas tienen un rango óptimo de operación entre 50-60 °C. Además, es importante resaltar que los sistemas no se deben exponer a cambios drásticos de temperatura ya que los microorganismos son sensibles a estos cambios y esto afecta directamente a la depuración de las aguas.

**Tabla 10.** Producción de metano a diferentes rangos de temperatura, en tratamiento de aguas municipales (Gerardi, 2003).

Temperatura (°C)	Producción de Metano
35	Óptima
32-34	Aceptable
21-31	Poco, digestor comienza a acidificar
21	Nula, Digestor acidificado

Aunque la producción de metano puede tener un amplio intervalo de temperaturas, el valor óptimo de temperatura de un UASB suele establecerse en 35°C (ver tabla 10). No obstante, se puede trabajar a temperaturas más bajas lo que conlleva un mayor volumen del reactor y menor actividad, sin embargo, no imposibilita la realización del proceso (ver tabla 11).

**Tabla 11.** Efecto de las temperaturas a los reactores UASB (Fernando Fernández, 2015).

Temperatura(°C)	Capacidad de diseño (kg DQO/m <sup>3</sup> .d <sup>1</sup> )
40	12-25
30	10-15
20	5-10
15	2-5
10	1-3

El sistema de distribución del afluente debe ser diseñado para que logre circular por todo el lodo y se mantenga en contacto con el mismo, lo cual mejora el tiempo de retención hidráulico. Se debe asegurar que la turbulencia que produce el biogás produzca un **mezclado** adecuado del líquido en el lecho y la zona de digestión.

Para una correcta **sedimentación del lodo** se debe lograr un régimen laminar y uniforme en el flujo del mismo. Esto solo se logra cuando existe una eficiente separación del gas en el reactor ya que la turbulencia del líquido en el reactor debe disminuir antes de que la suspensión líquido-lodo entre el separador de tres fases. (Lorenzo *et al*, 2006).

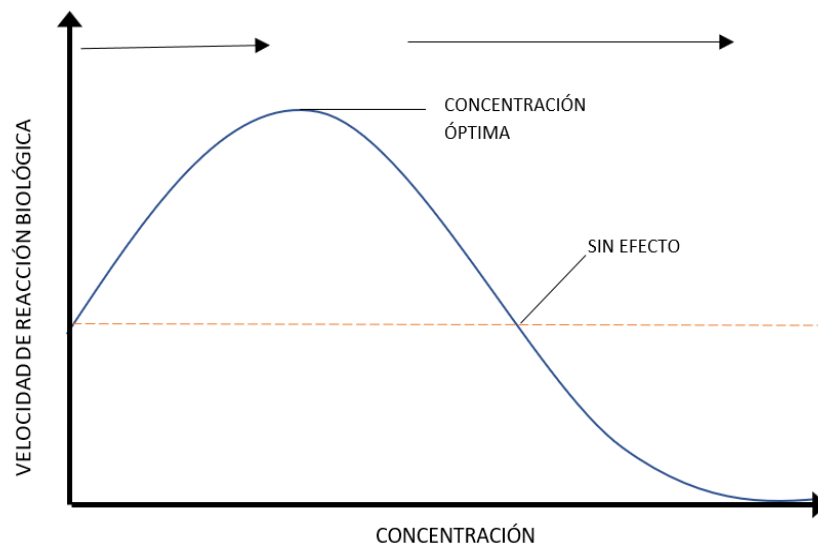


Una de las consideraciones más importantes en los reactores UASB es el **pH**, ya que este determina la producción y composición del biogás en este tipo de reactores, es por ello que el rango aceptado de pH debe ser neutro (6,5-7,5). La **alcalinidad** está directamente relacionada con el pH y se recomienda que no sobrepase valores de 0,3-0,4 para evitar la acidificación del reactor.

Aunque los requerimientos de **nutrientes** en los procesos anaerobios son menores que los de los procesos aerobios (10 veces menos), se requiere unos valores de nutrientes (macro y micro) que aseguren el crecimiento de los microorganismos encargados de la depuración.

Algunas **sustancias son tóxicas o inhibidoras** de los microorganismos metanogénicos (Lettinga *et al.*, 1991). Sin embargo, muchos de los compuestos tóxicos también actúan como estimulantes de la actividad biológica cuando se encuentran en bajas concentraciones. En la gráfica 3 se observa que al aumentar la concentración de la sustancia existirá un aumento de la velocidad de reacción hasta que se alcanza un punto máximo o punto óptimo, a partir del cual, la concentración comienza a descender comenzando la inhibición del proceso (Fernando Fernández, 2015).

**Gráfica 3.** Efecto de la concentración de compuestos tóxicos (Fernando Fernández, 2015).



Para esto se pueden tomar medidas específicas que consisten en:

- Se debe invertir suficiente tiempo para que el lodo se adapte a los compuestos tóxicos, es decir, emplear períodos de arranque largos. De esta manera se permitirá que el reactor sea activo ante concentraciones de tóxicos superiores a los normalmente permitidos.
- Diluir la alimentación al reactor puede bajar el nivel de toxicidad aceptable logrando que la biodegradación de los compuestos tóxicos ocurra correctamente.

Entre los principales compuestos tóxicos que pueden existir en un UASB se pueden señalar hidrógeno, oxígeno, sulfuro de hidrógeno (H<sub>2</sub>S), amoníaco, etc.

#### 1.5.6. Criterios de diseño de los reactores UASB.

A continuación, se mostrarán los principales criterios de diseño de un reactor UASB para tratar aguas residuales.

- **Tiempo de retención hidráulico (TRH):** es el tiempo medio de permanencia del afluente en el reactor, sometido a la acción de los microorganismos. Este valor establece límites aplicables para la velocidad de flujo ascendente del líquido y las cargas específicas de biogás (Lettinga, *et al.*, 1991). Para su cálculo se emplea la siguiente ecuación:

$$TRH = \frac{Vr}{Q} \quad (3)$$

Donde:

- TRH: Tiempo de retención hidráulica (h)
  - Vr: Volumen (m<sup>3</sup>)
  - Q: Caudal (m<sup>3</sup>/h)
- 
- **Carga hidráulica volumétrica (CHV):** corresponde al volumen de agua residual que recibe diariamente el reactor.

$$CHV = \frac{Q}{V_r} \quad (4)$$

Donde:

- CHV: Carga hidráulica volumétrica ( $m^3/m^3.h$ )
- $V_r$ : Volumen total del reactor ( $m^3$ )
- Q: Caudal ( $m^3/h$ )

- **Carga orgánica (CO):** corresponde a la cantidad de materia orgánica que se introduce en el reactor y nos permite indicar la capacidad de conversión metanogénica de los reactores. Se puede expresar en unidades de volumen del reactor, que corresponde la carga orgánica volumétrica (COV):

$$COV = \frac{Q \times C}{V_r} = \frac{C}{TRH} \quad (5)$$

Donde:

- COV: Carga orgánica volumétrica ( $kg \text{ DQO}/m^3.d$ )
- C: Concentración ( $kg \text{ DQO}/m^3$ )

El COV es la cantidad de materia orgánica que puede tratar el reactor por unidad de volumen, esta depende de la cantidad de biomasa acumulada, la actividad metanogénica específica del lodo utilizado y del factor de contacto. Para calcularla se utiliza la siguiente ecuación:

$$COV = r_v = \left[ f_c \left( \frac{V_{max} * S}{K_m + S} \right) * S \right] * T \quad (6)$$

Donde:

- COV: Capacidad de carga orgánica ( $kg \text{ DQO}/m^3.d$ )
- X: Concentración activa de lodo en el reactor ( $kg \text{ SSV}/m^3$ )
- $f_c$ : Factor de contacto, entre 0 y 1.
- $V_{max}$ : Velocidad de conversión máxima.

Sin embargo, sin una buena caracterización de las aguas es difícil poder obtener todos los factores desconocidos. Con varios estudios y plantas piloto se ha podido desarrollar una tabla (ver tabla 12) de los valores típicos de velocidades de carga orgánica que suelen emplearse en sistemas UASB, dependiendo de la temperatura del proceso.

**Tabla 12.** Cargas orgánicas permisibles en reactores UASB de una sola etapa para varios tipos de aguas residuales con relación a la temperatura de operación aplicada (Ferrer Polo et al., 2018).

Temperatura (°C)	Carga orgánica (kg DQO/m <sup>3</sup> .d)			
	Agua residual con AGV	Agua residual sin AGV	Agua residual con <5 % SS-DQO	Aguas residuales con 30-40 % SS-DQO
15	2-4	1,5-3	2-3	1,5-2
20	4-6	2-4	4-6	2-3
25	6-12	4-8	6-10	3-6
30	10-18	8-12	10-15	6-9
35	15-24	12-18	15-20	9-12
40	20-32	15-24	20-27	14-18

Otra manera de expresar la carga orgánica es en función de la materia orgánica alimentada al reactor por unidad de masa de sólidos suspendidos volátiles (SSV), este parámetro es conocido como la carga orgánica específica.

$$COE = \frac{Q \cdot C}{V \cdot X} \quad (7)$$

Donde:

- COE: Carga orgánica específica (kg DQO/kg SSV.d)
  - X: Concentración activa de lodo en el reactor (kg SSV/ m<sup>3</sup>)
- **Volumen del reactor.** El volumen de reactor UASB depende de varios factores (Lettinga, *et al.*, 1991):
    - Cargas de DQO total máxima.

- Temperatura mínima.
- Concentraciones y características del agua residual.
- Carga superficial admisible.
- Carga volumétrica permisible.
- Eficacia de depuración y nivel requeridos de estabilización de lodo.

Si se conoce la COV, la velocidad de flujo y la concentración del afluente se puede calcular el volumen del reactor despejando el  $V_r$  de la ecuación (5) donde se obtiene la siguiente ecuación:

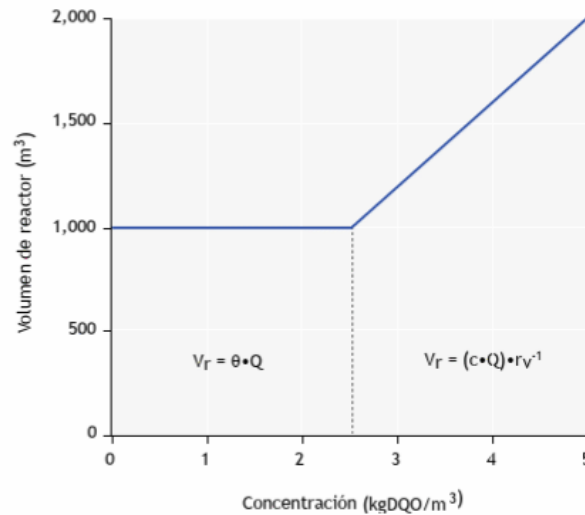
$$V_r = \frac{C \cdot Q}{COV} \quad (8)$$

Donde:

- $V_r$ : Volumen del reactor ( $m^3$ )
- $C$ : concentración del afluente ( $kg\ DQO/m^3$ )
- $Q$ : Caudal ( $m^3/h$ )

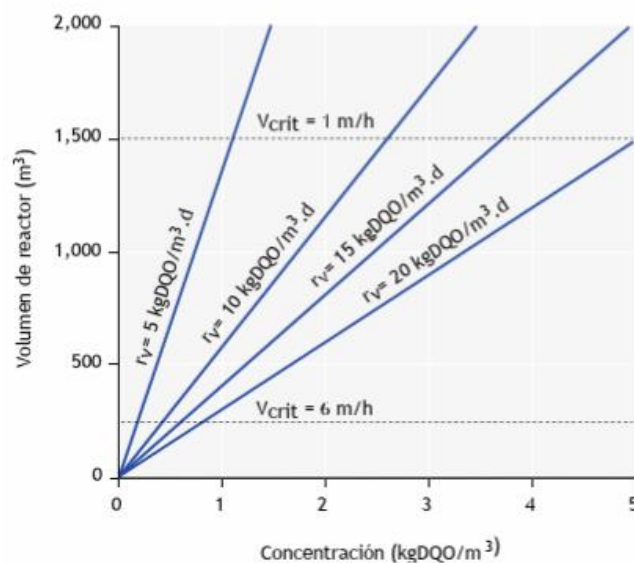
Para el tratamiento de aguas residuales domésticas, es decir, aguas residuales diluidas, se recomienda emplear una altura de reactor de 3 a 5 m. En estos mismos casos, a temperaturas de funcionamiento superiores a 25 °C, el volumen del reactor se va a ver determinado por el tiempo de retención hidráulica admisible y no por la carga orgánica aplicable como se muestra en la siguiente ilustración. Sin embargo, a altas concentraciones de residuos, el volumen dependerá de la resistencia de los residuos y la cantidad de carga orgánica aplicable (ver gráfica 4).

**Gráfica 4.** Relación entre la concentración del agua residual y el volumen del reactor requerido. (Asumiendo: TRH= 4 h,  $Q=250 \text{ m}^3/\text{h}$ ,  $r_v= 15 \text{ Kg DQO}/\text{m}^3$  y  $T=30 \text{ }^\circ\text{C}$ ) (Lettinga *et al.*, 1991).



En los rangos de concentraciones bajas de residuos, como se explicó anteriormente, el tiempo de retención hidráulica dicta el volumen del reactor, pero además depende en gran medida de la velocidad de carga aplicable, así como de la velocidad de flujo ascendente superficial.

**Gráfica 5.** Volumen del reactor a diferentes velocidades de carga y flujo crítico. (Asumiendo:  $Q=250 \text{ m}^3/\text{h}$ ,  $H= 6 \text{ m}$  y  $T=30 \text{ }^\circ\text{C}$ ) (Lettinga *et al.*, 1991).



En la gráfica 5 se observa el cambio que existiría en el volumen del reactor requerido cuando se toleran velocidades de flujo ascendente de 6 m/h al tener un lodo granular de buena calidad, normalmente se pueden tolerar en reactores UASB que no operan con lodos granular una velocidad máxima ascensional de 1 m/h.

- **Velocidad ascensional y altura del reactor:** este es un parámetro de diseño muy importante ya que esta velocidad debe ser lo suficientemente alta para permitir un buen contacto del afluente y el lodo, pero si es muy alta pueden llegar a existir pérdidas de la biomasa.

$$v_{asc} = \frac{Q}{A} \quad (9)$$

Donde:

- $V_{asc}$ : Velocidad ascensional (m/h)
- A: área superficial (m<sup>2</sup>)

También se puede calcular la velocidad ascensional en función de la altura del reactor y el tiempo de retención del mismo.

$$v_{asc} = \frac{Q \times H}{V_r} = \frac{H}{TRH} \quad (10)$$

Donde:

- H: Altura del reactor (m)

Para el tratamiento de aguas residuales urbanas (concentraciones <1000 mg DQO/ L y COV entre 2,5-3,5 kg DQO/m<sup>3</sup>·d) es recomendable utilizar una velocidad ascensional de 0,5 – 0,7 m/h (ver tabla 14) (Chernicharo, 2007). “Esto se debe a que el diseño de los reactores UASB combinan las características de un biorreactor de alta carga con un clarificador secundario incluido en la parte superior del reactor” (Hernández *et al.*, 2017).

**Tabla 13.** Velocidad de flujo ascendente recomendados para el diseño de reactores anaerobios con flujo ascendente para tratar aguas residuales domésticas (Chernicharo, 2007).

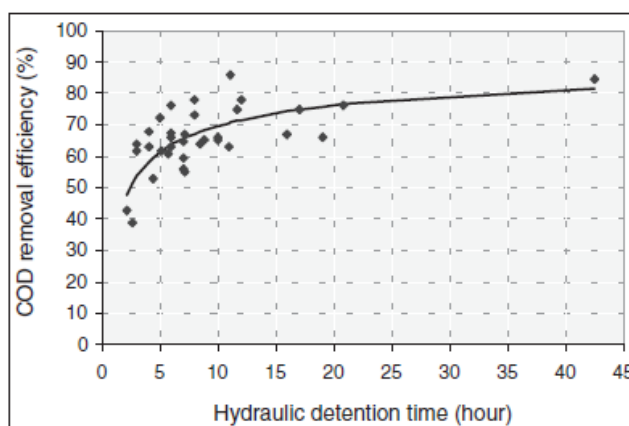
Gasto del Afluyente	Velocidad de flujo Ascendente (m/h)
Flujo Promedio	0,5-0,7
Flujo Máximo	<0,9-1,1
Flujos picos Temporales *	<1,5

(\*) Picos de 2 a 4 h.

- **Eficiencia de un reactor UASB.** Los modelos matemáticos aplicados al diseño y operación de sistemas anaeróbicos todavía se han usado poco en la práctica, particularmente para sistemas que utilizan sustratos complejos como los son las aguas residuales domésticas (Batstone *et al.*, 2002). Es por ello que la eficiencia de los reactores UASB se estima por medio de relaciones empíricas, obtenidas de los resultados experimentales de los sistemas en operación.

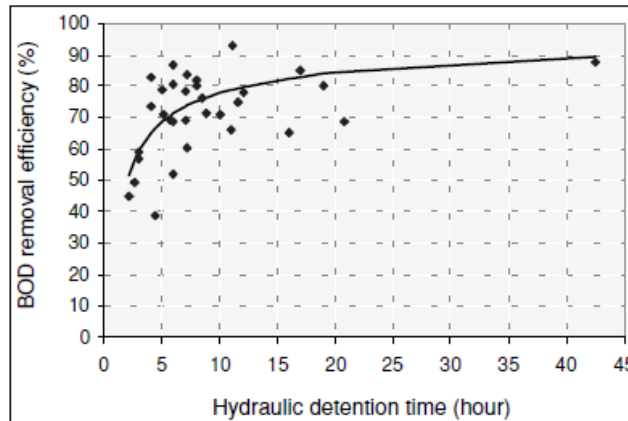
Las gráficas 6 y 7 muestran los resultados de 16 reactores UASB a gran escala que operan a temperaturas entre 20-27 °C, con una DBO del afluyente entre 150 y 850 mg/L y una DQO del afluyente entre 300-1400 mg/L (Chernicharo, 2007).

**Gráfica 6.** Eficiencia de eliminación de DQO en reactores UASB que tratan aguas residuales domésticas (Chernicharo, 2007).





**Gráfica 7.** Eficiencia de eliminación de DBO en reactores UASB que tratan aguas residuales domésticas (Chernicharo, 2007).



Se observa en ambas gráficas que la eficacia de eliminación de DQO y DBO en este tipo de reactores depende del tiempo de retención hidráulica obteniéndose una eficacia de eliminación para la DQO entre 40-70 % y 45-90 % de eliminación de la DBO.

A partir de estas curvas Chernicharo estimó dos ecuaciones que permiten estimar la eficacia de eliminación de DQO y DBO de los reactores UASB que tratan aguas residuales urbanas a una temperatura de 20-27 °C en función del tiempo de retención hidráulica.

$$E_{DQO} = 100x(1 - 0,68xTRH^{-0,35}) \quad (11)$$

Donde:

- $E_{DQO}$ : Eficacia de un reactor UASB en términos de eliminación de DQO (%)
- TRH: Tiempo de retención hidráulica (h)
- 0,68: Constante empírica
- 0,35: Constante empírica

$$E_{DBO} = 100x(1 - 0,70xTRH^{-0,50}) \quad (12)$$

Donde:

- $E_{DBO}$ : Eficacia de un reactor UASB en términos de alimentación de DQO (%)

- TRH: Tiempo de retención hidráulica (h)
- 0,70: Constante empírica
- 0,50: Constante empírica

También se puede estimar las concentraciones de DQO y DBO a partir de una eficiencia esperada para el sistema con la siguiente ecuación:

$$C_{Efluente} = S_0 - \frac{E \times S_0}{100} \quad (13)$$

Donde:

- $C_{Efluente}$ : Concentración total de DQO o DBO en el efluente (mg/L)
- $S_0$ : Concentración total de DQO o DBO en el afluente (mg/L)
- E: eficiencia de eliminación de DQO o DBO (%)

Chernicharo logró establecer una ecuación empírica a partir de 5 reactores UASB para aguas residuales domésticas, que relaciona la concentración de sólidos suspendidos en el efluente a partir del tiempo de residencia hidráulica.

$$C_{SS} = 102 \times TRH^{-0,24} \quad (14)$$

Donde:

- $C_{SS}$ : Concentración total de sólidos en suspensión en el efluente (mg/L)
  - TRH: Tiempo de retención hidráulica (h)
  - 102: Constante empírica
  - 0,24: Constante empírica
- **Diseño del separador gas-sólido-líquido.** El separador de tres fases como ya se ha establecido es uno de los aspectos más críticos en el diseño de un reactor UASB para mantener una buena sedimentación del lodo, un efluente clarificado y una correcta separación de los gases. Sin embargo, el diseño de este dispositivo depende de las características del agua residual, del tipo del lodo, de la carga orgánica, de las dimensiones del reactor y de la cantidad de producción esperada de biogás.

O. Lettinga y L. W. Hulshoff Pol en 1991 establecieron algunas directrices para diseñar el dispositivo separador de gas-sólido-líquido donde establecieron:

- La mampara debe tener un ángulo entre 40 y 60° con respecto a la horizontal.
- El área superficial de las aberturas entre los colectores debe ser de 15-20 % del área superficial del reactor.
- Para un reactor de 5-7 m de altura se recomienda una altura del colector de gas entre 1,5-2 m.
- Se debe mantener una interfaz líquido-gas en el colector de gas para facilitar la liberación y recolección de burbujas de gas con el fin de evitar la formación de capas de espuma.
- La superposición de los deflectores instalados debajo de las aberturas debe ser de 10-20 cm para evitar las burbujas de gas que fluyen hacia arriba entren al compartimiento de sedimentación.
- Los deflectores de la capa espumosa deben instalarse al frente de los vertederos del efluente.
- Los diámetros de los conductores de salida de gas deben ser suficientes para garantizar la fácil eliminación del biogás de la campana de recolección de gas, particularmente en el caso de formación de espuma.

Estos criterios han sido adaptados a posteriori para UASB de menores dimensiones (Lettinga *et al.*, 1991).

## **CAPÍTULO II**

---

## OBJETIVOS

### 2.1 OBJETIVO GENERAL.

El objetivo general de esta investigación ha consistido en la puesta en marcha y la evaluación de la operación de un sistema UASB a escala laboratorio para el tratamiento anaerobio de aguas residuales domésticas en régimen mesofílico a fin de establecer los parámetros de diseño de un UASB a escala piloto a ubicar en la EDAR del NORESTE de Tenerife.

### 2.2 OBJETIVOS ESPECÍFICOS.

Con el fin de alcanzar este objetivo se han planteado una serie de objetivos específicos descritos a continuación:

- Evaluar el estado y funcionamiento de un reactor UASB a escala laboratorio, por medio de los parámetros operacionales.
- Evaluar el comportamiento y eficacia de eliminación de la materia orgánica y del contenido de sólidos suspendidos totales en dicho UASB, así como la producción de biogás obtenida.
- Diseñar un reactor UASB a escala piloto a partir de datos bibliográficos ante la imposibilidad de obtenerlos experimentalmente por la declaración del estado de alarma por el COVID-19.

## **CAPÍTULO III**

---

## MATERIALES Y MÉTODOS.

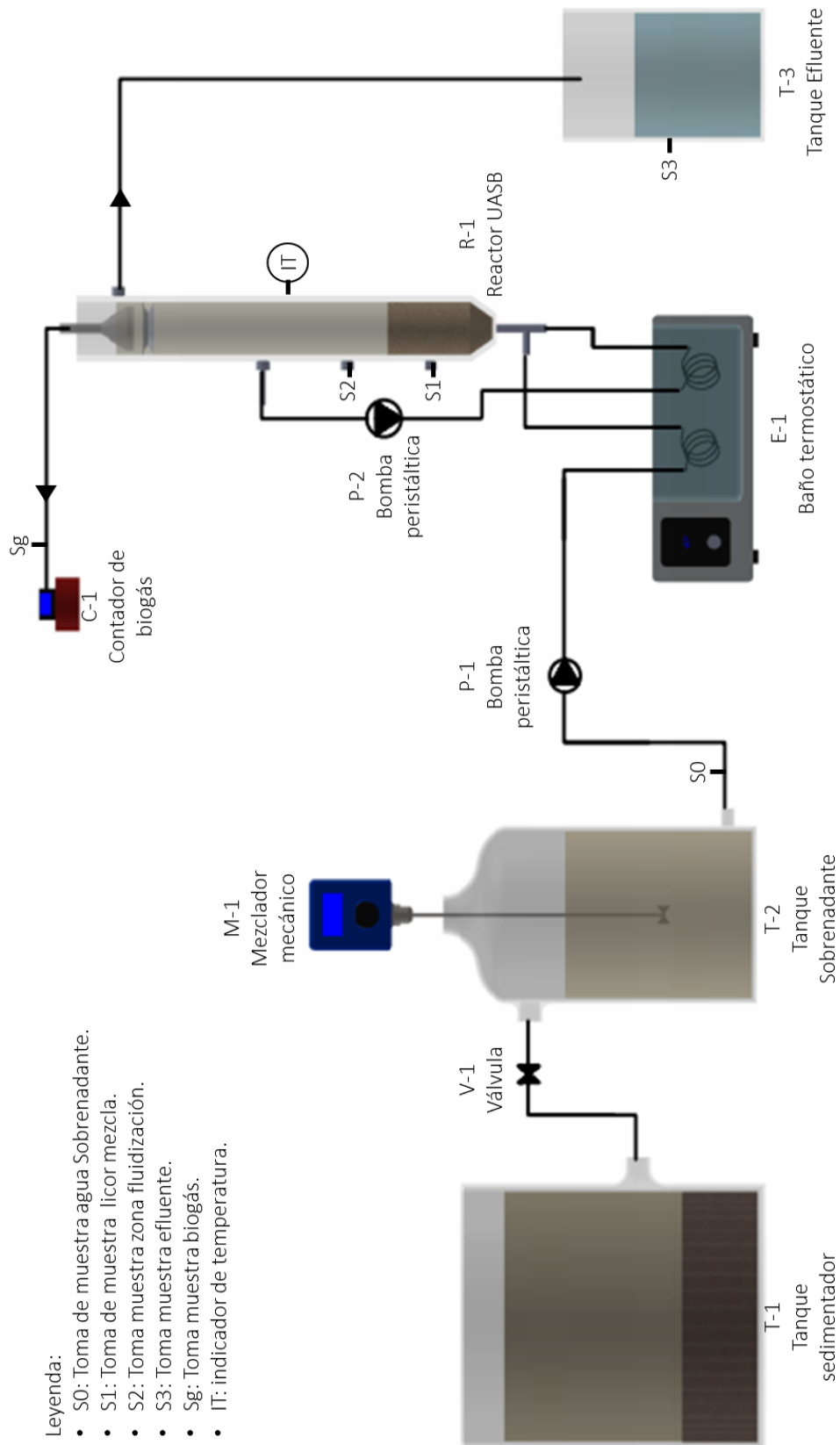
**Lugar de estudio.** Esta investigación fue desarrollada en los laboratorios del grupo de investigación “Tratamiento y Reutilización de Aguas” de la Universidad de la Laguna, España.

### 3.1. INSTALACIÓN EXPERIMENTAL.

#### 3.1.1. Descripción de la instalación experimental.

La ilustración 7 muestra el diagrama de la instalación de laboratorio empleada durante los meses del desarrollo experimental del TFG. El sistema consta en primer lugar de un tanque sedimentador (T-1), que se alimenta con agua residual doméstica procedente de la EDAR de Valle Guerra. Tras dos horas de sedimentación, el sobrenadante se trasvasa a un segundo depósito (T-2), que ejerce de tanque de alimentación al UASB y dispone de un sistema de mezcla mecánico (M-1). La alimentación al reactor UASB se realizó con ayuda de una bomba peristáltica (P-1) y se precalentó haciendo uso de un serpentín previamente sumergido en un baño termostático (E-1). Una segunda bomba peristáltica (P-2) recircula parte del líquido de fluidización haciéndolo pasar a través de un segundo serpentín, lo que permite regular la velocidad ascensional y la temperatura del reactor. Una vez el afluente ha pasado a través del reactor, en el separador de tres fases se obtienen dos nuevas corrientes: el efluente, que es dirigido a un tanque donde se almacena el agua tratada (T-3) y el biogás, que se contabiliza mediante un contador de biogás (C-1).

**Ilustración 7.** Esquema de la instalación de depuración de aguas residuales domésticas utilizando un reactor UASB.

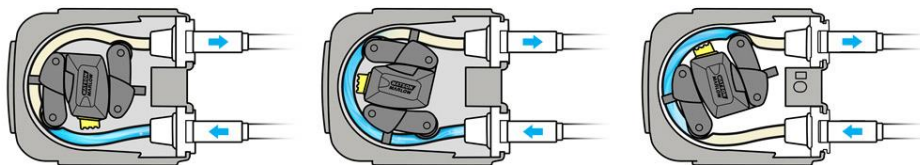




### 3.1.2. Descripción de los elementos que componen el sistema.

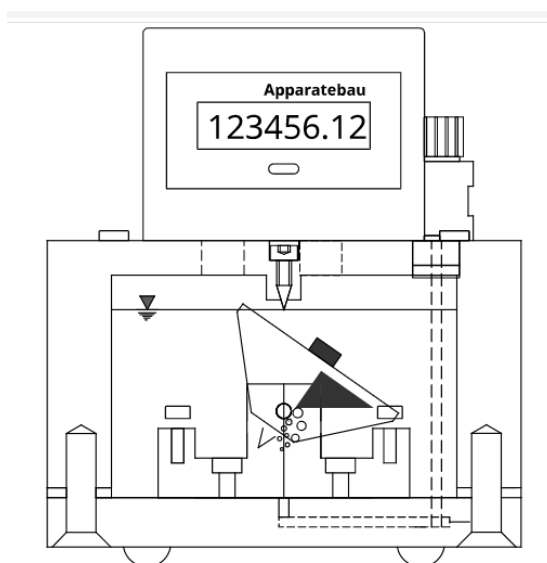
- Mezclador mecánico: instrumento que cuenta con una varilla agitadora para mantener homogeneizado el sobrenadante manteniendo las partículas sólidas en suspensión. Este mezclador consta además con un sistema de propulsión. El sistema de propulsión se encarga de transmitir el movimiento a la varilla y esta a su vez, transmite el movimiento al líquido.
- Baño termostático: instrumento que mantiene la temperatura constante del líquido de un baño por medio de un serpentín sumergido en el mismo. El líquido utilizado es agua destilada para evitar la incrustación de sales resultantes de la precipitación de iones metálicos sobre la resistencia.
- Bomba peristáltica: elemento de tipo hidráulico que permite el desplazamiento de distintos fluidos gracias a los rodillos que comprimen la manguera al girar, creando un vacío que succiona fluido a través de dicha manguera. Este tipo de bombas son ideales para tratamiento de aguas residuales (ver ilustración 8).

**Ilustración 8.** Funcionamiento de una bomba peristáltica.



- Contador de biogás: se utilizó un MilliGascounter de RITTER para la medición volumétrica de las cantidades pequeñas de gas. El rango de caudal con que opera es 1 ml/h-1 L/h. Además, posee un contador digital con factor de calibración programado (ver ilustración 9).

**Ilustración 9.** Contador de biogás (MilliGascounter).



- Termómetro: empleado para vigilar en todo momento que el reactor opera en régimen mesofílico: Se utiliza un termómetro portátil de alta precisión con sondas de alta precisión.
- Reactor UASB: se construyó un reactor UASB con un diámetro de 0,06 m y una altura de 0,5 m, que equivale a un volumen de  $1,4 \times 10^{-3} \text{ m}^3$  (ver ilustración 10 y tabla 14).

**Tabla 14.** Parámetros de diseño del reactor.

Diámetro UASB (m)	0,06
Altura (m)	0,5
Velocidad ascensional (m/h)	0,5
TRH (h)	5

**Ilustración 10.** Reactor UASB empleado en la experimentación de laboratorio.



### 3.1.3. Alimentación: Agua residual doméstica.

El agua residual empleada para el estudio proviene de la Estación Depuradora de Aguas Residuales del Noreste de Tenerife, ubicada en Valle Guerra, término municipal de San Cristóbal de La Laguna. Esta agua residual solamente es pasada por los desarenadores, desengrasadores y tamices de retención de sólidos menores, en dicha depuradora.

La tabla 15 recoge los valores promedio de los principales parámetros para la caracterización del agua de alimentación, para ello se utilizaron un total de 6 muestras, durante el estudio:

**Tabla 15.** Características principales del agua de alimentación.

Parámetros	Unidades	Media ± DE
DQO	mg/L	1544,6 ± 846,8
DQOs	mg/L	485,4 ± 280,6
COT	mg/L	151,1 ± 120,4
SST	mg/L	540 ± 293,1
SSV	mg/L	531,4 ± 223,6
N-NH <sub>3</sub>	mg/L	112,4 ± 21,9
pH	-	7,6 ± 0,4
Conductividad	µS/cm	1998,5 ± 139,7
Turbidez	UNT	642,2 ± 183,8
AP	mg/L	486,1 ± 173,5
AT	mg/L	663,9 ± 202,2
AI	mg/L	59,25 ± 92,97

De esta tabla se puede resaltar el alto contenido de sólidos suspendidos totales (540 mg/L) asociado a materia orgánica en suspensión (SSV/SST = 98,4 %). Además, la ratio entre demanda química de oxígeno soluble a total (DQOs/DQO) fue de un 31,4 %, ratificando así el bajo contenido en materia soluble. Se observa que la alimentación cumple con las recomendaciones para tratamiento anaerobio, al tener un pH neutro (7,6), pero presenta elevada conductividad y turbidez. La alimentación presentó una contaminación de carácter fuerte, influenciado por los hábitos de ahorro en el consumo de agua de la población.

Así mismo, se observan fluctuaciones en los datos experimentales, que puede deberse a episodios de lluvia que provocan tanto arrastres como dilución de la

carga contaminante al disponer en la zona de influencia de la EDAR de redes de saneamiento unitarias, que reúne pluviales y aguas residuales urbanas.

## **MÉTODOS ANALÍTICOS.**

### *3.1.4. Turbidez*

La turbidez se midió por medio de un turbidímetro portátil HACH 2100 P. Este equipo permite realizar mediciones en un rango comprendido entre 0,01 y 1000 UNT. Donde las unidades UNT son unidades nefelométricas de turbidez. El dispositivo tiene una sensibilidad de  $\pm 0,01$  UNT, y la medición de la turbidez se realizó haciendo uso del método nefelométrico SM-2130 B.

El método se basa en la comparación de la intensidad de luz dispersada en un ángulo de  $90^\circ$  de una muestra y una solución estándar en unas condiciones determinadas. A mayor dispersión del haz de luz mayor será la turbidez de la muestra. La solución estándar empleada es un polímero de formacina con una turbidez de 40 UNT.

### *3.1.5. Conductividad.*

La conductividad se determinó de acuerdo al método SM-2510 B, empleando para su determinación un conductímetro de sobremesa modelo COND51.

### *3.1.6. pH.*

El pH se determinó mediante el método electrométrico 4500-H+ B del Standard Methods (2005). Este método consiste en una determinación de los iones hidrógeno por mediciones potenciométricas utilizando dos electrodos (Eaton *et al.*, 2005).

### *3.1.7. Alcalinidad parcial y Alcalinidad total.*

La estimación de la alcalinidad se realizó con un alcalímetro TITRINO DMS 716, de la marca METROHM. La alcalinidad se determinó mediante el método de titulación SM-2320 B. Dicha valoración se realiza con HCl al 0,1 N, hasta llegar a dos valores de pH deseados. El primer valor de pH 5,75 corresponde a la alcalinidad parcial (AP) y el segundo pH= 4,30 corresponde con la alcalinidad total (AT).

Los cálculos de la alcalinidad total y parcial se realizaron según las siguientes ecuaciones (Eaton *et al.*, 2005):

Alcalinidad parcial (AP):

$$AP \left( \text{mg CaCO}_3 / \text{l} \right) = \frac{V_{\text{HCl (AP)}} \times N \times 50000}{V_{\text{Muestra}}} \quad (15)$$

Alcalinidad total (AT):

$$AT \left( \text{mg CaCO}_3 / \text{l} \right) = \frac{V_{\text{HCl (AT)}} \times N \times 50000}{V_{\text{Muestra}}} \quad (16)$$

Donde:

$V_{\text{HCl (AP)}}$  = Volumen de HCl (ml) necesario para llegar a un pH=5,75.

$V_{\text{HCl (AT)}}$  = Volumen de HCl (ml) necesario para llegar a un pH=4,30.

$N$  = normalidad del HCl (0,1 N).

$V_{\text{Muestra}}$  = Volumen de la muestra en ml.

A partir de estos dos valores se puede calcular la alcalinidad intermedia, generalmente relacionada con la presencia de ácidos grasos volátiles.

$$AI \left( \text{mg CaCO}_3 / \text{l} \right) = AT - AP \quad (17)$$

### 3.1.8. Sólidos suspendidos totales (SST).

El contenido de SST se obtuvo utilizando el método gravimétrico de referencia SM-2540 D del *Standard Methods* (APHA, 2005). El proceso consiste en filtrar una muestra con un volumen conocido por un filtro, con masa conocida, con un tamaño de poro de 0,45  $\mu\text{m}$ . El residuo obtenido en el filtro se introduce en una estufa durante una hora a 105  $^{\circ}\text{C}$  y seguidamente se pesa el filtro con las partículas deshidratadas. La diferencia entre los pesos será proporcional a un cálculo aproximado de SST (Eaton *et al.*, 2005). La obtención de SST se realiza según la siguiente ecuación:

$$SST \left( \frac{\text{mg de sólidos totales en suspensión}}{l} \right) = \frac{(A - B) \times 1000}{V_{\text{Muestra}}} \quad (18)$$

Donde:

**A**= Peso del filtro más el residuo seco en mg.

**B**= Peso del filtro en mg.

**V<sub>Muestra</sub>**= Volumen de la muestra en ml.

### 3.1.9. Sólidos suspendidos volátiles (SSV).

El contenido de SSV se obtuvo utilizando el método gravimétrico SM-2540 E del *Standard Methods* (APHA, 2005). La muestra resultante de aplicar el método SM-2540 D es calcinada a una temperatura de 550°C durante al menos 20 min. Seguidamente, se lleva a un desecador donde se enfría a temperatura ambiente en una atmósfera seca y finalmente, se pesa (Eaton *et al.*, 2005). La obtención de los SSV se realiza según la siguiente ecuación:

$$SSV \left( \frac{\text{mg de sólidos totales en suspensión}}{l} \right) = \frac{(A - C) \times 1000}{V_{\text{Muestra}}} \quad (19)$$

Donde:

**A**= Peso del filtro más el residuo antes de incinerar en mg.

**C**= Peso del filtro más residuo después de incinerar en mg.

**V<sub>Muestra</sub>**= Volumen de la muestra en ml.

### 3.1.10. Carbono orgánico total (COT).

El COT se midió en función del método de combustión-infrarrojo (SM-5310 B). Dicho análisis se realiza en un analizador autónomo de COT (Shimadzu TOC-V CSN). El proceso para la determinación del mismo consiste en ingresar a un vial la muestra a analizar, previamente filtrada con un tamaño de poro de 0,45 µm. Posteriormente se produce un proceso de combustión por oxidación catalítica, pero para ello primero se elimina el agua de la muestra por vaporización de la

misma y el carbono es oxidado formándose  $\text{CO}_2$  y  $\text{H}_2\text{O}$ . Este  $\text{CO}_2$  es medido por un detector infrarrojo no dispersivo (Eaton *et al.*, 2005).

#### *3.1.11. Demanda química de oxígeno total y soluble (DQO y DQOs).*

La DQO y DQOs se obtuvieron siguiendo el proceso descrito para un reflujo cerrado y método colorimétrico SM-5220 D del Standard Methods (APHA, 2005).

El análisis consiste en agregar 2,5 mL de la muestra en un tubo de vidrio. Seguidamente, dentro de una campana se le agregan 1,5 mL de solución de digestión de dicromato potásico ( $\text{K}_2\text{Cr}_2\text{O}_7$ ) y 3,5 mL de reactivo de ácido sulfúrico ( $\text{H}_2\text{SO}_4$ ). Posteriormente, el tubo que contiene la muestra y otro que contiene agua destilada y se ha preparado de idéntica manera (blanco), son cerrados y agitados. Se someten a digestión durante 2 horas a  $150\text{ }^\circ\text{C}$ . Las muestras son trasvasadas, ya frías, a nuevos viales y se dejan reposar por una hora. Finalmente, se mide la concentración de DQO con un espectrofotómetro HACH DR 5000 (HACH, EE.UU.) con una longitud de onda de 600 nm y se obtendrá la absorbancia que posteriormente es llevada a una curva de calibrado para obtener el valor en  $\text{mg O}_2/\text{L}$ .

Para la obtención de DQOs, previo a todos los pasos anteriormente señalados se debe filtrar la muestra con un filtro de tamaño de poro  $0,45\text{ }\mu\text{m}$ .

#### *3.1.12. Amonio Nessler.*

Para la obtención de amonio se empleó el método Nessler 4500-NH<sub>3</sub>-N C de 1992. Para ello, se empleó un espectrofotómetro HACH DR 5000 (HACH, EE.UU.) con una longitud de onda de 450 nm.

El ensayo consiste en diluir la muestra diez veces, en un matraz aforado de 100 mL, debido a que la muestra se encontraba en concentraciones muy altas para aplicar el método. Posteriormente, se agregan 10 mL de dicha dilución a un cubeto de 25 mL y se realiza un blanco con 10 mL de agua destilada que será vertido en otra cubeta de 25 mL. Se les añade a ambos cubetos 0,4 mL de Sal de Rochelle y 0,4 mL de reactivo de Nessler. Se deja reposar un minuto antes de llevar el blanco al espectrofotómetro para definir el cero. Finalmente, se



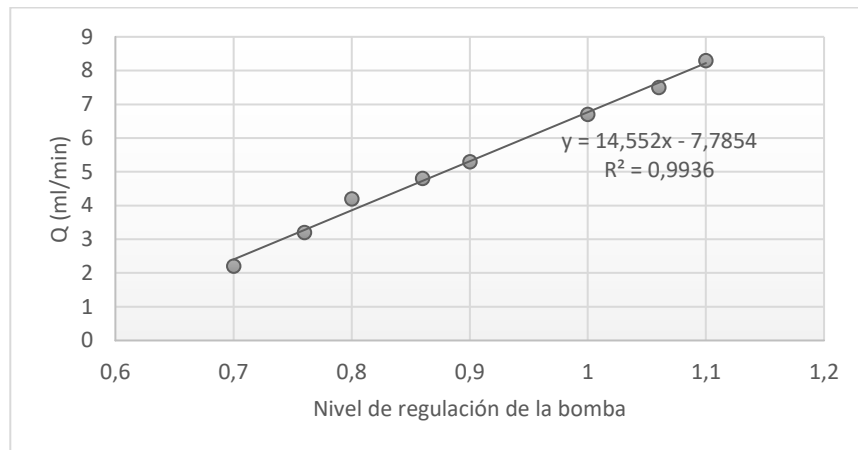
ingresa la cubeta de la muestra en el espectrofotómetro y el mismo arroja un resultado en  $\text{mg NH}_4^+/\text{L}$ .

### 3.2. METODOLOGÍA EXPERIMENTAL

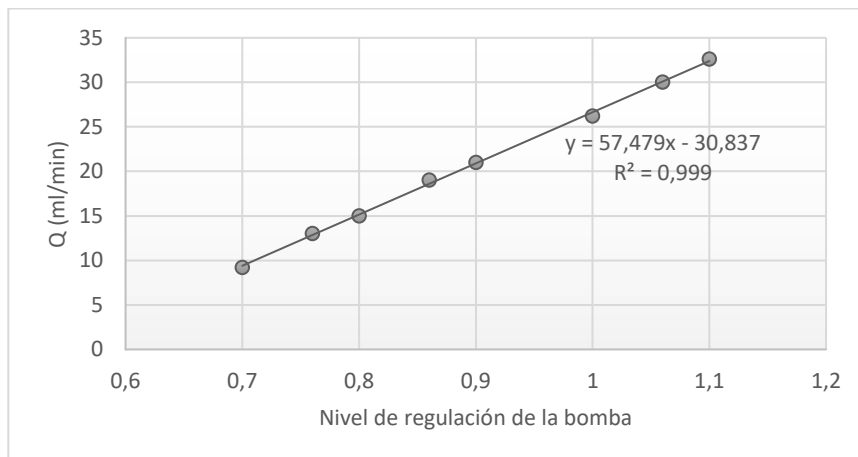
#### 3.2.1. Pruebas hidráulicas

El arranque del UASB requirió de ensayos hidráulicos previos con agua destilada, seguidamente se conectaron las bombas peristálticas tanto para la alimentación y la recirculación y finalmente, se realizaron las curvas de calibración de las bombas. En las gráficas 8 y 9 se muestran las curvas de calibrado obtenidas:

**Gráfica 8.** Curva de calibrado para la bomba de la alimentación (Manguera Masterflex™ 96410-14  $D_{\text{int}} = 1,6\text{mm}$ ).



**Gráfica 9.** Curva de calibrado para la bomba de la recirculación (Manguera Masterflex™ 96410-16  $D_{\text{int}} = 3,1\text{mm}$ ).



Con el fin de obtener una velocidad ascensional ( $v_{asc}$ ) de 0,5 m/h se decidió fijar ambas bombas en un nivel de 0,86 para obtener un caudal de alimentación ( $Q_P$ ) igual a 4,73 ml/min y un caudal de recirculación ( $Q_R$ ) igual a 18,6 ml/min. A continuación, se comprobó la  $v_{asc}$  a partir de los caudales seleccionados:

$$v_{upw} = \frac{Q_P + Q_R}{A} \quad [\text{m/h}] \quad (20)$$

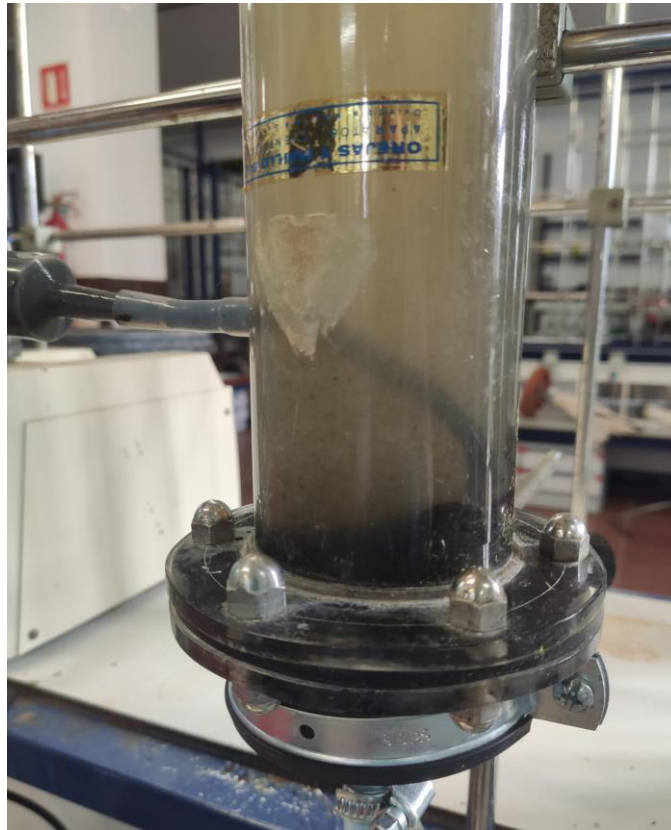
$$v_{upw} = \frac{(4,73 + 18,6) \times 10^{-6} \text{ m}^3/\text{h}}{2,83 \times 10^{-3} \text{ m}^2} = 0,49 \text{ m/h}$$

### 3.2.2. Arranque del UASB

El arranque del UASB comenzó el 14 de enero del 2020, a temperatura mesofílica ( $35 \pm 2 \text{ }^\circ\text{C}$ ), velocidad ascensional de 0,5 m/h y un tiempo de retención hidráulica de 5 h. Para su arranque se utilizó como inóculo inicial un lodo proveniente de otra investigación previa realizada por el grupo de investigación en un AnMBR (Biorreactor anaerobio de membranas) cuyas características iniciales se presentan a continuación:

**Tabla 16.** Características iniciales del lodo anaerobio utilizado para el arranque del UASB

Parámetros	Unidades	Valor
DQO	mg/L	7470
DQOs	mg/L	204
COT	mg/L	82,4
SST	mg/L	9562,5
SSV	mg/L	6670,5
N-NH <sub>3</sub>	mg/L	1300
pH	-	7,56
Conductividad	μS/cm	4345
Turbidez	UNT	6905
AP	mg/L	2711
AT	mg/L	3478
Al	mg/L	767

**Ilustración 11.** Inoculación inicial del lodo al reactor UASB.

En la ilustración 11 se comprueba que en el momento de hacer la inoculación del lodo al reactor UASB, con el sistema de alimentación y recirculación funcionando, se logra un régimen laminar y uniforme del flujo en el reactor.

El seguimiento de esta instalación UASB implicó realizar el análisis de 3 muestras: la alimentación, el sobrenadante (S0) y el efluente (S3) semanalmente. Asimismo, una vez a la semana se tomó muestra del lodo para su análisis, realizando la toma de la muestra en el punto S2 y en el punto S3 identificados en el diagrama de la unidad (Ilustración 7). La alimentación fue renovada y analizada semanalmente.

## **CAPÍTULO IV**

---

## RESULTADOS Y DISCUSIÓN

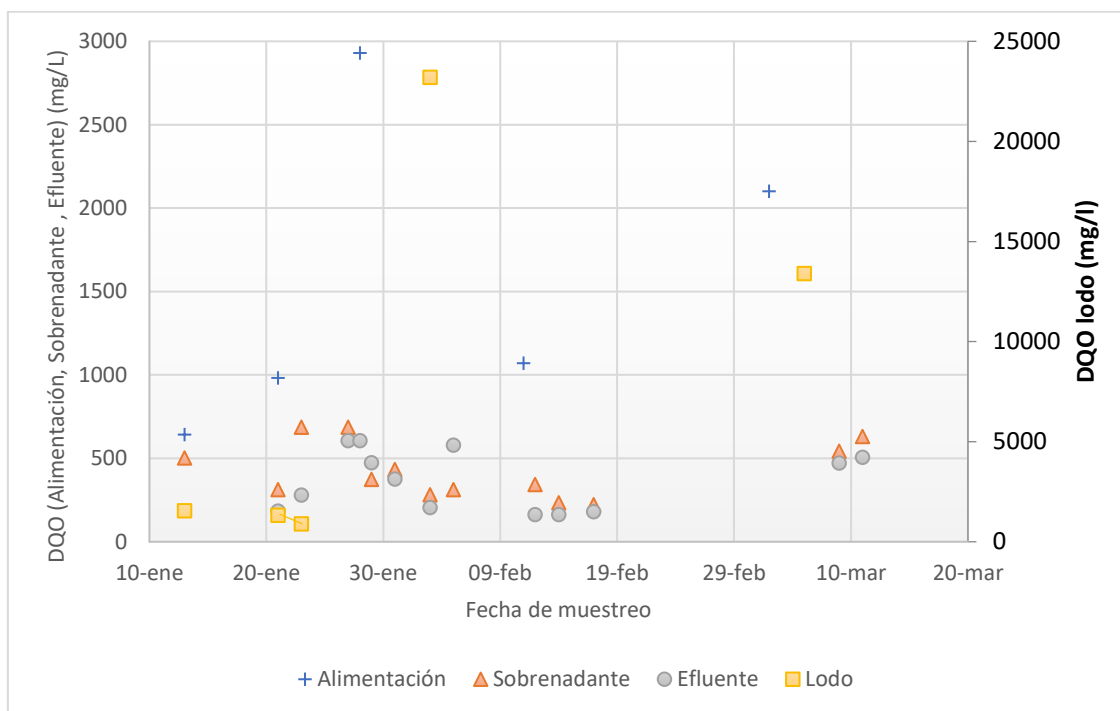
### 4.1. Análisis obtenidos del reactor UASB utilizando ARD

Para llevar a cabo un análisis exhaustivo del potencial de un reactor UASB para la depuración de las aguas residuales domésticas, según los criterios considerados en el DECRETO 174/1994, se ha procedido a analizar la evolución de cada uno de los parámetros característicos del agua desde el arranque de nuestro reactor. Sin embargo, es importante resaltar que a lo largo de la experimentación se presentaron las siguientes incidencias:

- Del 24 al 25 de enero del 2020 la bomba de la alimentación se paró sin razón justificada.
- El 28 de enero del 2020 la manguera de la bomba de recirculación se soltó debido a que la velocidad ascensional era muy alta (30 ml/min). Para resolver dicha incidencia se sustituyó la manguera por una de un diámetro menor (pasando de una manguera Masterflex™ 96410-14 a una Masterflex™ 96410-13 con un  $D_{int}=0,8$  mm), obteniendo un caudal ascensional de 17 ml/min.
- El 4 de febrero se volvió a soltar la manguera de recirculación, y el día 6 de ese mismo mes se pararon las bombas que fueron sustituidas el 11 de febrero.
- Los días, 15 y 16 de febrero la bomba de alimentación dejó de funcionar debido a que la manguera se soltó.
- El día 18 de febrero se decidió parar el experimento y comenzarlo nuevamente inoculando de nuevo lodo, colocando una nueva bomba y limpiando las tuberías ya que los resultados que se estaban obteniendo del experimento estaban siendo confusos.
- Finalmente, el 14 de marzo del 2020 el Gobierno Español decretó el estado de alarma para hacer frente a la expansión de coronavirus COVID-19, esto impidió seguir con la experimentación.

Las siguientes gráficas, son los resultados obtenidos en el reactor UASB durante el tiempo en que pudo realizarse la experimentación en laboratorio.

**Gráfica 10.** Valores obtenidos de DQO para cada punto de muestreo.

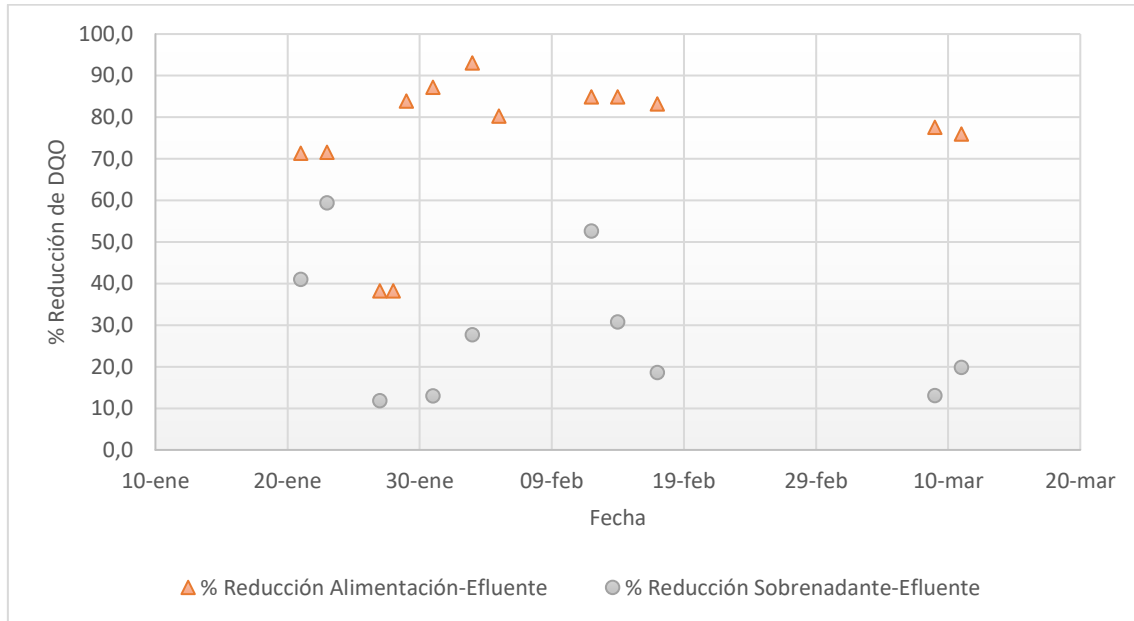


De la gráfica 10 se puede concluir que desde el arranque del reactor UASB hasta aproximadamente el 11 de febrero, el sistema no se encuentra estabilizado y a partir de esta fecha comienza a existir un patrón de reducción de la DQO.

En esta gráfica se observa una tendencia creciente tanto de la alimentación como del lodo, para recrear esta línea de tendencia se debieron eliminar el valor obtenido por la alimentación el 28 de enero y el valor obtenido por el lodo el 3 de febrero, ya que los mismos desvían la tendencia. Se observa una fluctuación hasta la fecha del 11 de febrero con los valores obtenidos del efluente y del sobrenadante y partir de la misma los valores tienden a una linealidad.

El porcentaje de reducción de cada parámetro en el sobrenadante (cuantifica el efecto de la sedimentación sobre los parámetros de la alimentación) y en el efluente (evalúa la eficacia de depuración del UASB) se ha estimado según la siguiente ecuación:

$$\% \text{ Reducción} = \frac{\text{Dato alimentación} - \text{Dato Efluente}}{\text{Dato alimentación}} \quad (21)$$

**Gráfica 11.** Evolución temporal del porcentaje de reducción de la DQO.

La estabilización del sistema a partir del 11 de febrero se ve claramente en la gráfica 11, donde se observa que el porcentaje de reducción de la DQO empieza a ser estable. La eficacia de eliminación promedio encontrada a lo largo del ensayo, con una velocidad ascensional igual a 0,5 m/h, corresponde a un  $74,6 \pm 16,58$  %, valor que se encuentra en el rango establecido por la bibliografía (Crombet *et al.*, 2016) a temperatura psicrófila. Por lo cual, a temperatura mesófila es de esperar mayores eficacias de eliminación en DQO, alrededor del 80 %, ya que a partir del día 11 de febrero se muestra una tendencia a este valor.

Sin embargo, es importante destacar que este porcentaje de eliminación es obtenido tomando en consideración todo el sistema (sedimentador-reactor UASB), si tomamos en consideración únicamente el porcentaje de eliminación de DQO del reactor UASB (Sobrenadante-Efluente), el valor disminuye drásticamente obteniendo un porcentaje promedio de eliminación igual al  $28,8 \pm 16,2$  %, sin considerar los valores correspondientes a las fechas donde hubo problemas con el sistema (29 de enero y del 5 de febrero).

Al utilizar la ecuación (11) definida por Chernicharo, a partir de datos de 16 reactores UASB a escala real, que tratan aguas residuales urbanas a una

temperatura de 20-27 °C, se puede obtener una eficacia en términos de eliminación de DQO para el TRH del UASB estudiado en laboratorio, igual a:

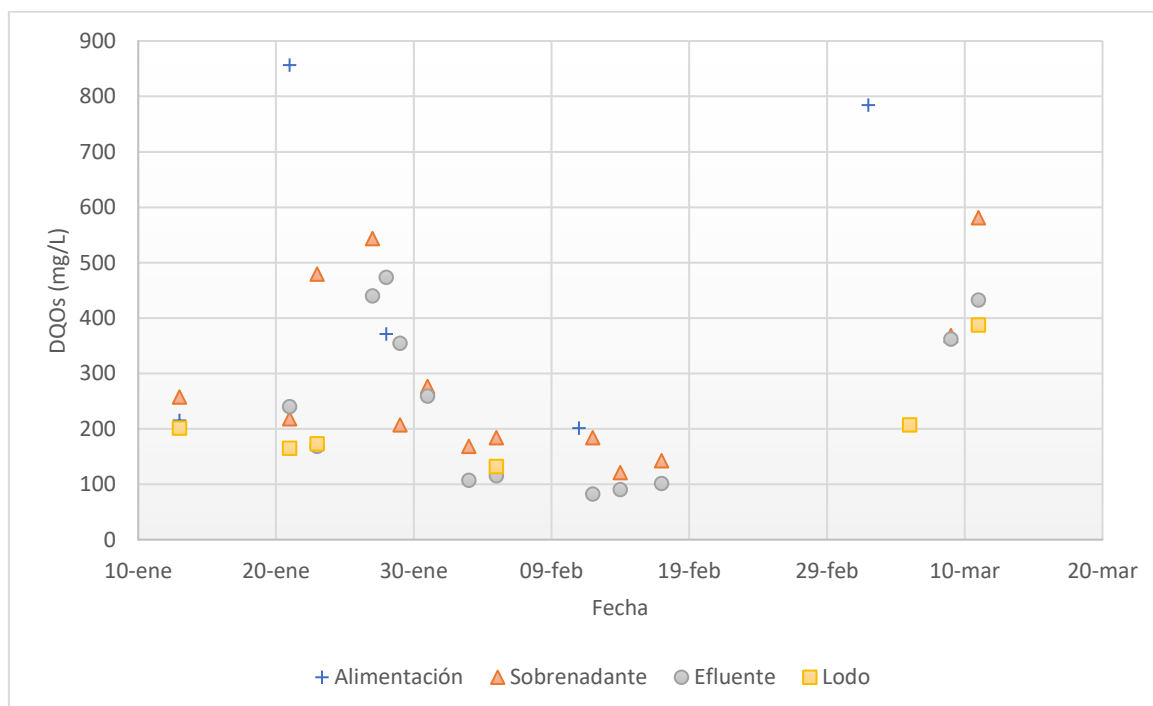
$$E_{DQO} = 100x(1 - 0,68xTRH^{-0,35}) = 100x(1 - 0,68x5^{-0,35}) = 61,3 \% \quad (22)$$

Por lo que este sería el valor mínimo esperado en el experimento realizado, pues a temperaturas mesofílicas la eficiencia de eliminación de DQO aumenta. Utilizando la ecuación (13), considerando una eficiencia del 80 % y la DQO del sobrenadante  $427,5 \pm 160,1$ , se estima una concentración de DQO para el efluente igual a:

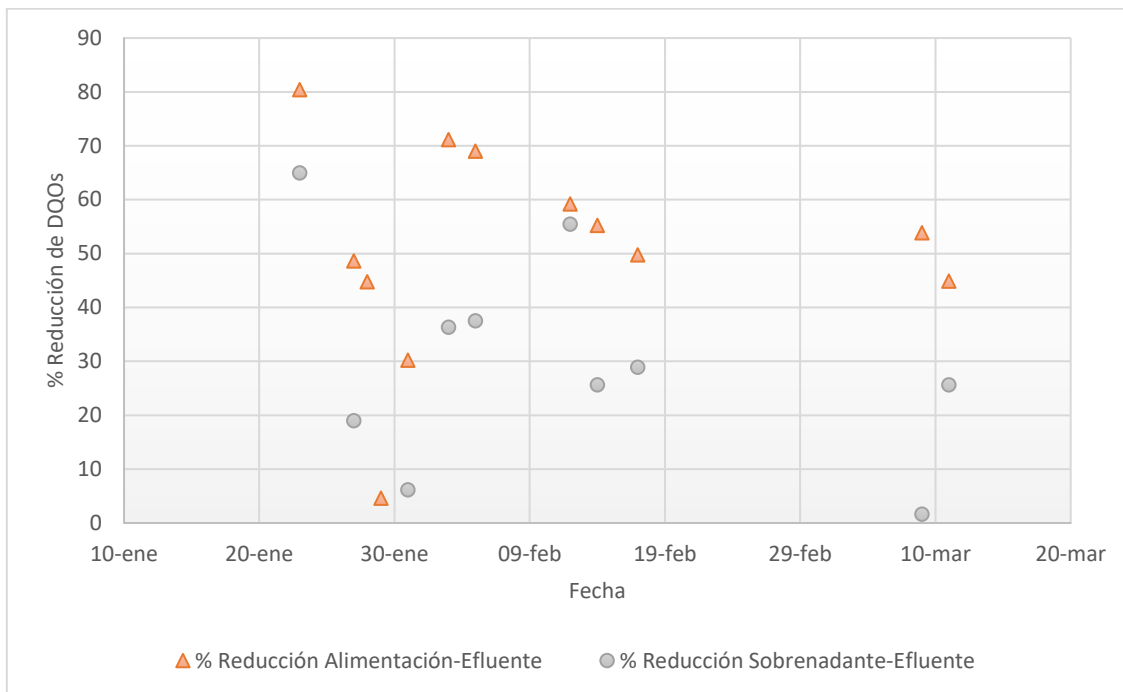
$$C_{Efluente} = S_0 - \frac{ExS_0}{100} = 427,5 - \frac{80 \cdot 427,5}{100} = 85,5 \text{ mg/L} \quad (23)$$

Este mismo patrón de estabilidad del reactor se puede observar en las gráficas de la  $DQO_{soluble}$ , donde a partir de la misma fecha señalada anteriormente, se comienza a observar una estabilización del sistema.

**Gráfica 12.** Valores obtenidos de DQOs para cada punto de muestreo.





**Gráfica 13.** Evolución temporal del porcentaje de reducción de la DQOs.

En las gráficas 12 y 13 se puede apreciar la cantidad de materia orgánica eliminada, tanto total como soluble, lo que quiere decir, que el reactor UASB es capaz de eliminar una porción de los sólidos suspendidos presentes en el agua. Aunque, el porcentaje de eliminación del sistema para de la DQOs a lo largo del experimento es de un  $45,8 \pm 24,7$  %, este valor no se alejaría tanto del valor esperado una vez que se estabilizase el reactor  $51,8 \pm 19,1$  %, valor obtenido a partir de la tendencia del sistema el 11 de febrero. Sin embargo, al analizar el porcentaje de eliminación del reactor UASB para la DQOs, vuelve a disminuir significativamente,  $30,1 \pm 18,7$  % (eliminando el valor obtenido el día 29 de enero).

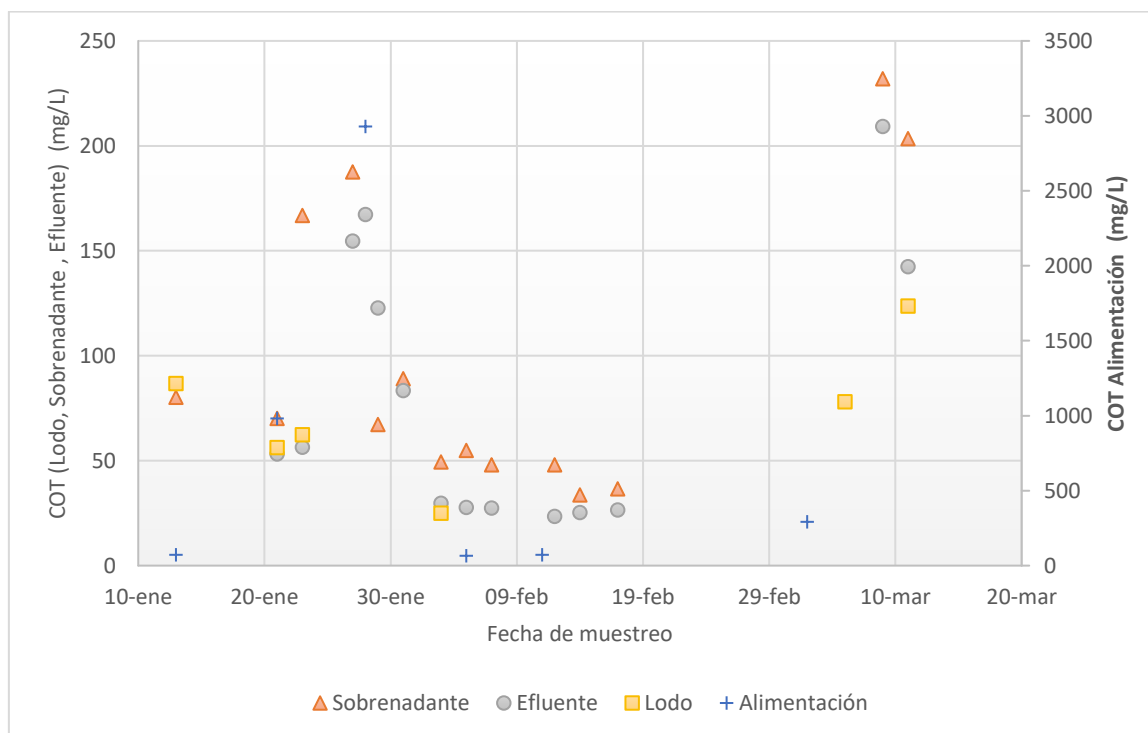
Asimismo, de la gráfica 12 se aprecia que los valores de todos los puntos de muestreo poseen una gran fluctuación hasta aproximadamente el 11 de febrero donde existe una tendencia creciente de los mismos (se eliminaron los valores que desviaban esta disposición). Estas fluctuaciones se pueden deber a las incidencias presentadas en los primeros días del arranque del reactor o debido a errores en el análisis de las muestras. Se observa en la gráfica 13 esta misma tendencia a la fluctuación al comienzo del experimento, donde en las fechas que

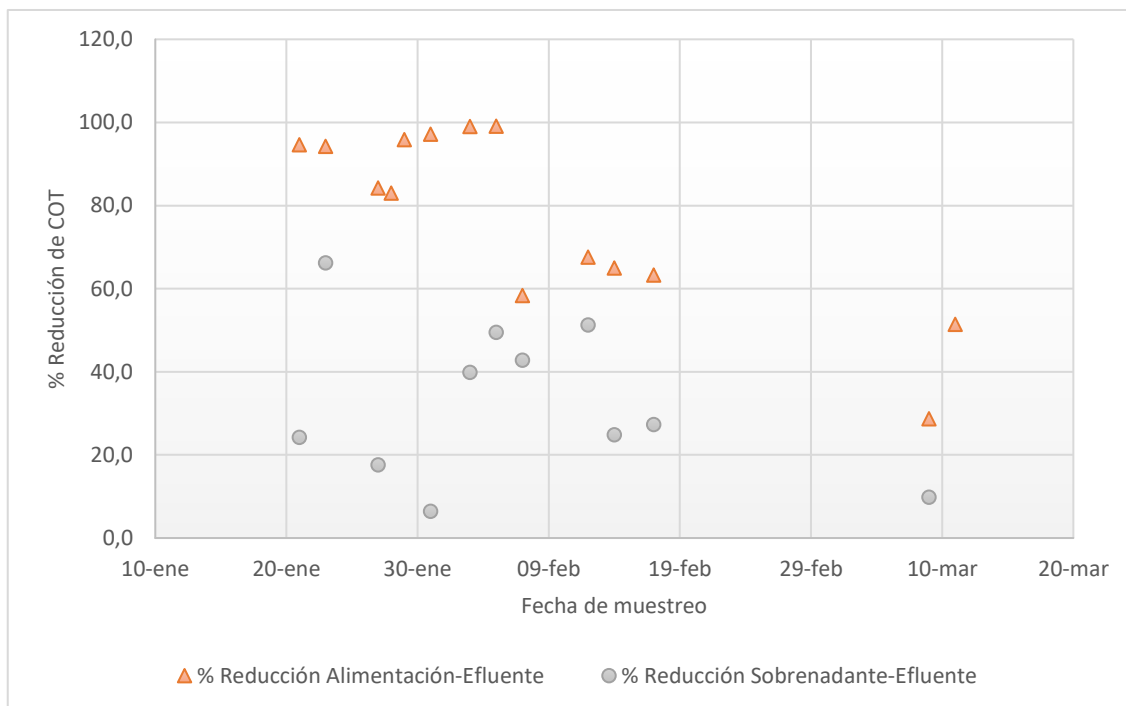
el sistema presentó incidencias se obtienen menores porcentajes de reducción de la DQOs.

Por ende, se puede establecer que este estudio muestra el efecto positivo de la temperatura sobre la eficacia de eliminación de la DQO, ya que, aunque el sistema no llegó a estabilizarse del todo, se observaron porcentajes de eliminación parecidos a los obtenidos con los estudios realizados a temperaturas psicrófilas (Salazar *et al.*, 2019; Crombet *et al.*, 2016). El mayor porcentaje de eliminación de DQO en el sistema se debió al sedimentador debido a que el reactor UASB nunca pudo estabilizarse.

Para mejorar la eficacia de eliminación de DQO en el reactor UASB a temperaturas mesófilas, se puede realizar el mismo experimento a TRH más altos que prolongan el contacto entre la materia orgánica y los microorganismos que la consumen.

**Gráfica 14.** Valores obtenidos de COT para cada punto de muestreo.

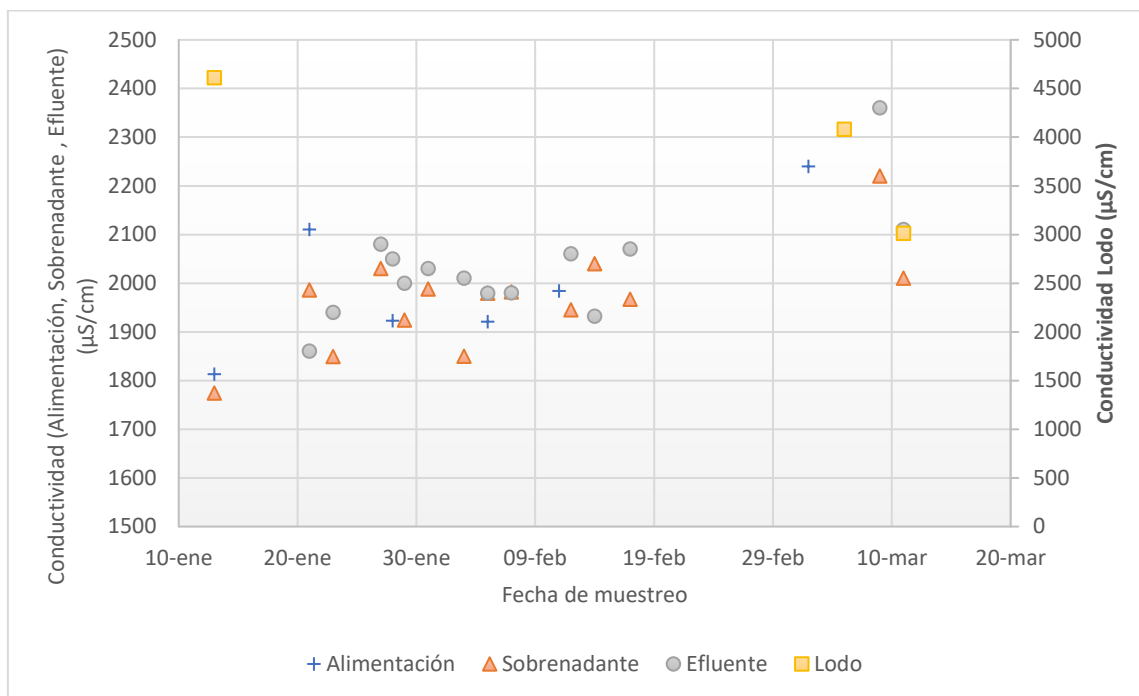


**Gráfica 15.** Evolución temporal del porcentaje de reducción del COT

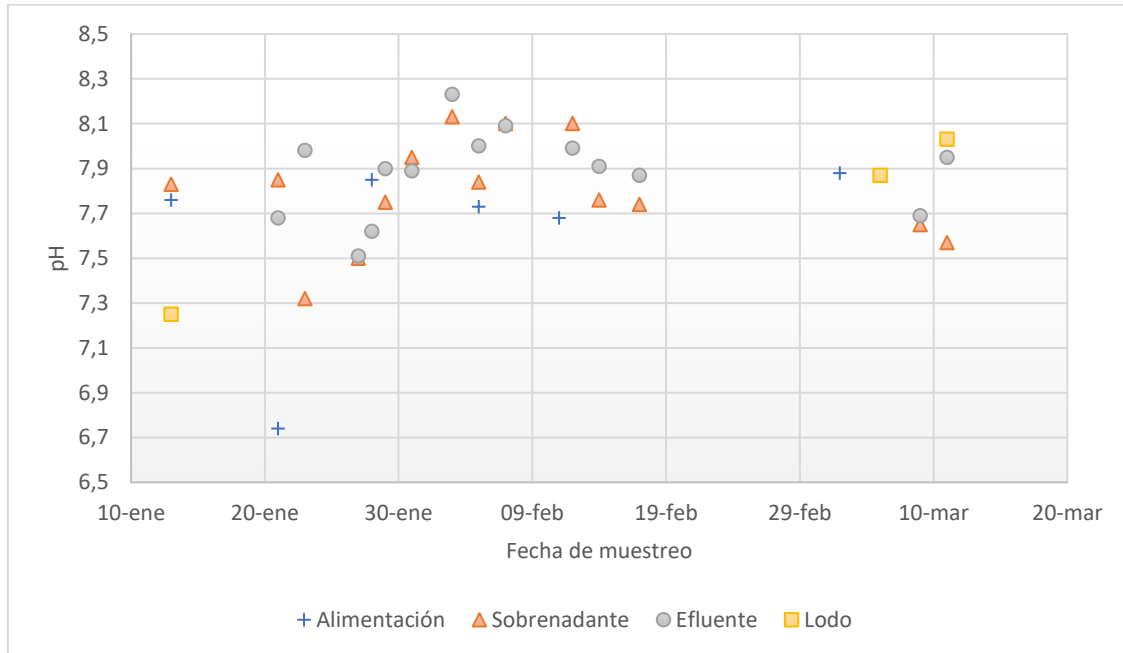
El COT es el parámetro más directo para cuantificar la carga orgánica. Si observamos el porcentaje de reducción del COT del efluente frente a la alimentación se obtiene un valor de  $77,2 \pm 21$  % y el porcentaje de reducción del COT del sobrenadante frente a la alimentación es de  $32,4 \pm 17,1$  %, ambos valores son similares a los observados para la DQO. Es importante señalar, que al analizar las gráficas 14 y 15 no es posible encontrar un comportamiento sostenido de los resultados obtenidos ya que los mismos varían en todo el experimento, resaltando que en la gráfica 14 fueron eliminados los valores que se alejaban del promedio.

Por otro lado, es significativa la alta concentración de COT que contiene el agua de alimentación, que puede favorecer la formación del crecimiento microbiano, y también el crecimiento de subproductos no deseados o incluso, tóxicos (Rodríguez *et al.*, 2007).

**Gráfica 16.** Valores obtenidos de conductividad para cada corriente o suspensión analizadas



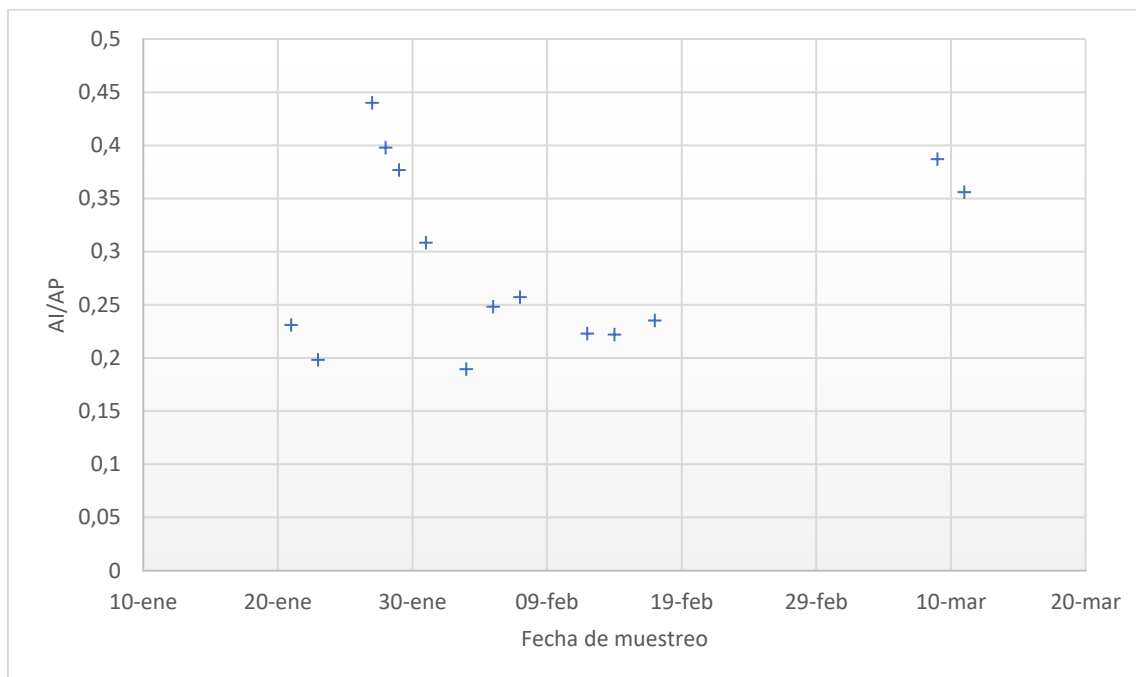
De la gráfica 16, se puede observar que el valor de la conductividad para la alimentación, sobrenadante y efluente permanece prácticamente constante, con pequeñas fluctuaciones y con un crecimiento al final del experimento, por lo que no se encontró una reducción en la conductividad del efluente. Asimismo, el valor promedio del efluente es muy alto  $2032,9 \pm 107,6 \mu\text{S/cm}$  superando por poco el valor promedio de la conductividad de la alimentación  $1998,5 \pm 846,8 \mu\text{S/cm}$ . Este parámetro es determinante para la reutilización del agua en riego agrícola o de zonas verdes.

**Gráfica 17.** Valores obtenidos de pH para cada punto de muestreo.

Al analizar la gráfica 17, se observa que los valores de pH de todos los puntos de muestreo presentan fluctuaciones, pero dentro del rango de los valores recomendados (pH neutro).

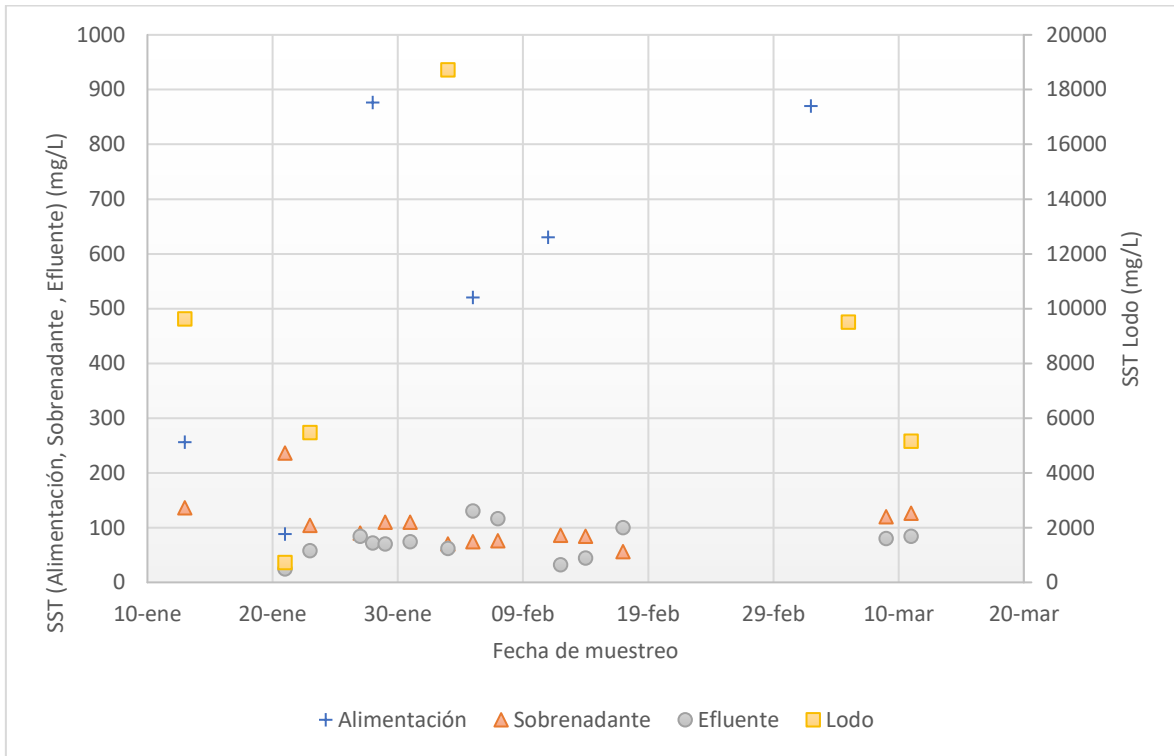
El control del reactor UASB requiere la determinación sistemática de la relación Al/AP donde Al representa la alcalinidad intermedia y AP es la alcalinidad parcial. Según Ripley *et al.* (1986), valores de la ratio Al/AP superiores a 0,3 indican inestabilidad del proceso de digestión anaerobia. Si se analiza la gráfica 18, podemos observar que la relación Al/AP en el efluente a lo largo del estudio es igual a  $0,29 \pm 0,08$ , lo cual muestra que el reactor operó de manera estable (buena capacidad buffer) cuando se está trabajando a esta concentración de sustrato. Sin embargo, también se observa un pico que supera este índice, que concuerda con las fechas donde se presentaron incidencias en el experimento, donde se pudieron acumular Ácidos Grasos Volátiles (AGV), haciendo vulnerable el reactor a la acidificación, lo que nos indica que el sistema no resistiría incrementos de la carga orgánica aplicada.

**Gráfica 18.** Valores obtenidos de la relación de alcalinidades (AI/AP) para el efluente.

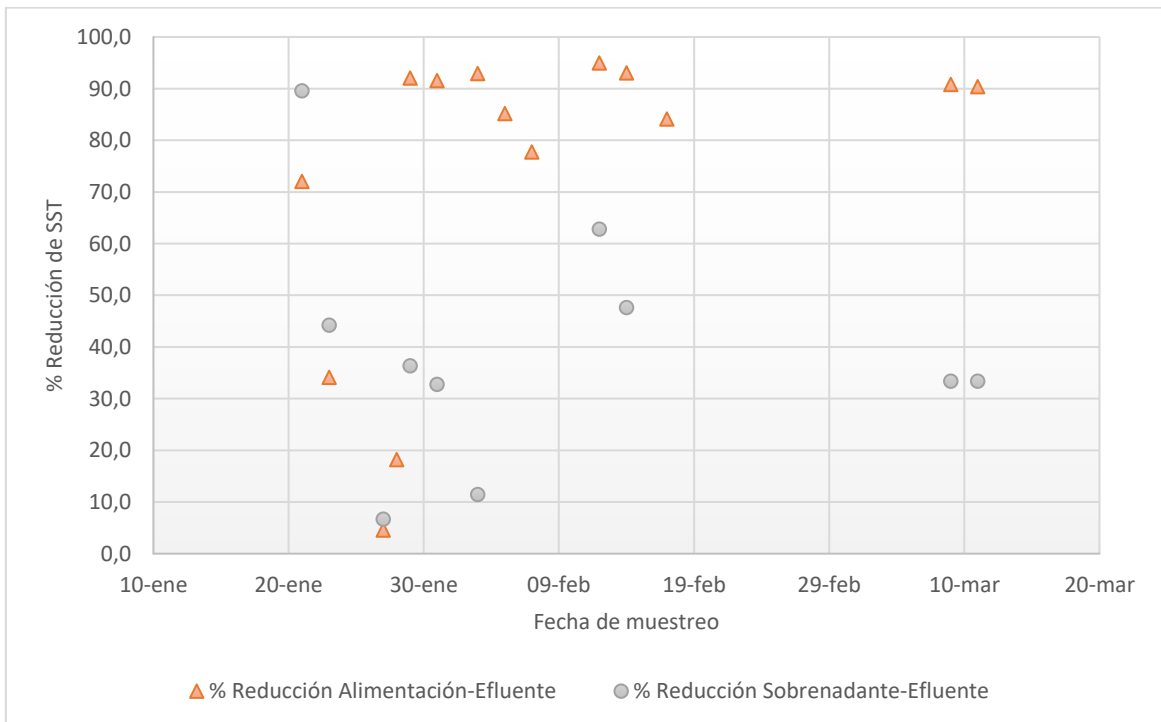


Según un estudio realizado por Cajigas *et al.* (2005), para corregir el pH y aumentar la alcalinidad del UASB es necesario agregar bicarbonato de sodio que nos garantiza la estabilidad del sistema. Por otra parte, esta misma investigación encontró una relación directa entre la influencia de eliminación de la DQO con la deficiencia de alcalinidad bicarbonatada del sistema, lo cual daría otra explicación del bajo porcentaje de eliminación de DQO observado en nuestro ensayo. En definitiva, el sistema presenta una baja producción de AGV, por lo que existe una baja producción de CO<sub>2</sub>, de tal manera que se evita el exceso de iones hidronios que causan la acidificación del sistema anaerobio.

**Gráfica 19.** Valores obtenidos del contenido de materia orgánica total para cada punto de muestreo.



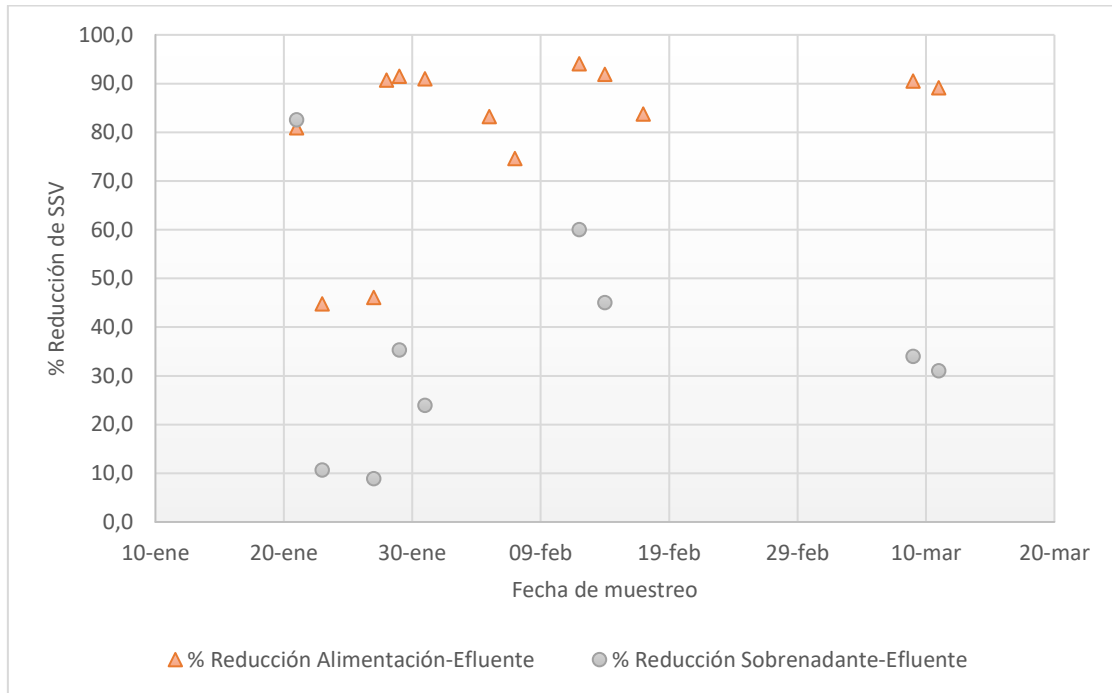
**Gráfica 20.** Evolución temporal del porcentaje de reducción del contenido de sólidos suspendidos totales.



En la gráfica 20 se puede observar la pérdida de sólidos en el reactor el 28 de enero cuando la velocidad ascensional era muy alta (30 ml/min). Esta incidencia hace que el lecho de lodos se expanda, transformando el UASB en un reactor EGSB (*Expanded granular sludge bed*), estos reactores son una derivación de los UASB, con la excepción del tipo de lodo y la expansión del manto dentro de él. Este tipo de reactores emplean lodos granulares y el manto o lecho es expandido debido a las altas cargas hidráulicas aplicadas. Esta condición acrecienta la mezcla hidráulica dentro del reactor aumentando el contacto entre biomasa y sustrato, pero trae como consecuencia que el lecho de lodos disminuya su capacidad de retención de sólidos floculentos de tamaño pequeño, por lo que disminuye el porcentaje de reducción de estos. Asimismo, en cuanto a la reducción de sólidos observada entre sobrenadante y efluente, tras eliminar los valores obtenidos los días 5, 7 y 17 de febrero, correspondientes a incidencias operativas, a un caudal ascensional promedio de 5,2 ml/min, esta fue de  $73,0 \pm 29,4$  %. Sin embargo, la mayor parte de esta eliminación fue realizada en el tanque de sedimentación, donde se obtuvo un porcentaje de reducción del  $65,3 \pm 38,2$  %, mientras que en el reactor UASB se obtuvo un porcentaje de eliminación del  $39,8 \pm 22,7$  %.

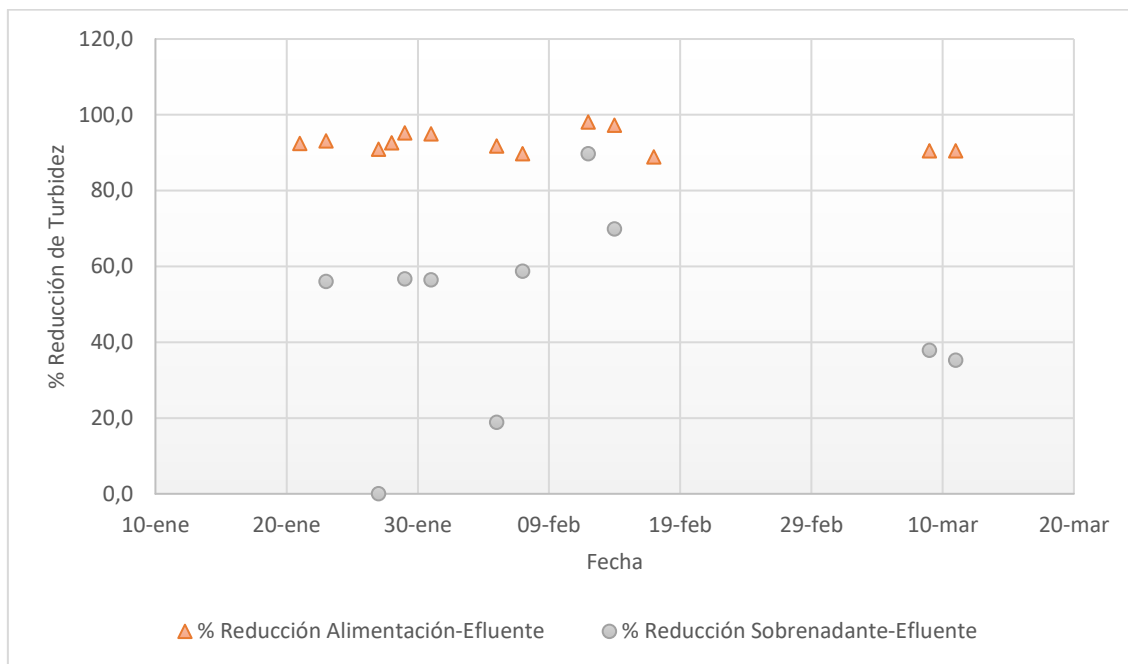
De los sólidos suspendidos totales de la alimentación, el 98,4 % son sólidos suspendidos volátiles y el resto corresponde a materia mineral como arenas y arcillas. La eficacia de eliminación de todo el sistema, en cuanto a sólidos en suspensión volátiles es igual a  $80,9 \pm 16,0$  % y el porcentaje de eliminación para el reactor UASB es de  $36,8 \pm 22,0$  % (Ver gráfica 21).



**Gráfica 21.** Evolución temporal del porcentaje de reducción del contenido de sólidos suspendidos volátiles.

El agua residual de alimentación presenta un alto contenido de SST, así como, un elevado valor de turbidez. Como se muestra en la gráfica 22 se lograron altos porcentajes de reducción promedio de la turbidez del sistema igual a  $92,8 \pm 2,8$  %, donde se observa una tendencia lineal de los valores obtenidos. Sin embargo, se obtuvo un porcentaje de eliminación para el reactor UASB del  $48,0 \pm 24,4$  %, valor bastante bajo debido a las fluctuaciones como se muestran en dicha gráfica.

**Gráfica 22.** Evolución temporal del porcentaje de reducción de la turbidez del efluente frente a la alimentación.



El porcentaje de reducción obtenido de amonio de la alimentación fue del 10,21 %, donde los valores promedio del muestreo de la alimentación y del efluente son  $112,4 \pm 21,8$  mg  $\text{NH}_4^+$ /L y  $100,9 \pm 21,2$  mg  $\text{NH}_4^+$ /L, respectivamente. Sin embargo, se observa un ligero incremento al comparar el sobrenadante con el efluente, obteniendo un valor del sobrenadante de  $99,4 \pm 11,7$  mg  $\text{NH}_4^+$ /L. Según otros autores como Seghezzeo, 2004; Sato *et al.*, 2006 y Sumino *et al.*, 2007, donde también observaron un ligero incremento en el amonio, los reactores UASB requieren un postratamiento por la existencia de amonio en los efluentes, particularmente aquellos que van a ser empleados para riego agrícola.

Desde el momento de arranque del reactor, el 14 de enero de 2020 hasta el momento de su parada el día 14 de marzo del mismo año, el contador de biogás no contabilizó producción de gas. La no producción del biogás se pudo deber a un contacto deficiente con el sustrato y la biomasa, lo que promueve una deficiencia en el porcentaje de eliminación de DQO del reactor UASB o también pudo haber existido una fuga en el reactor que no fue detectada.

La altura inicial del lodo una vez realizada la inoculación, fue de 7,5 cm y se mantuvo a una altura aproximada de 5,5 cm. Debido a los problemas

presentados con la bomba, existió una disminución de este valor, por lo cual en ningún momento del muestreo fue necesario hacer purga al sistema.

En definitiva, si analizamos la tabla 17, se puede señalar que al no haberse estabilizado el reactor UASB, el efluente no puede ser vertido al DPH, ni al mar.

**Tabla 17.** Parámetros característicos del efluente, utilizando un reactor UASB a temperaturas mesofílicas obtenidos en el ensayo realizado.

Parámetros	Unidades	Media $\pm$ DE
DQO	mg/L	365,7 $\pm$ 169,7
DQOs	mg/L	250,4 $\pm$ 139,4
COT	mg/L	82,1 $\pm$ 60,0
SST	mg/L	75,8 $\pm$ 31,7
SSV	mg/L	73,2 $\pm$ 26,1
N-NH <sub>3</sub>	mg/L	100,9 $\pm$ 20,4
pH	-	7,9 $\pm$ 0,2
Conductividad	$\mu$ S/cm	2032,9 $\pm$ 107,6
Turbidez	UNT	51,9 $\pm$ 20,0
AP	mg/L	618,5 $\pm$ 49,0
AT	mg/L	796,4 $\pm$ 64,0
AI	mg/L	138,4 $\pm$ 84,4

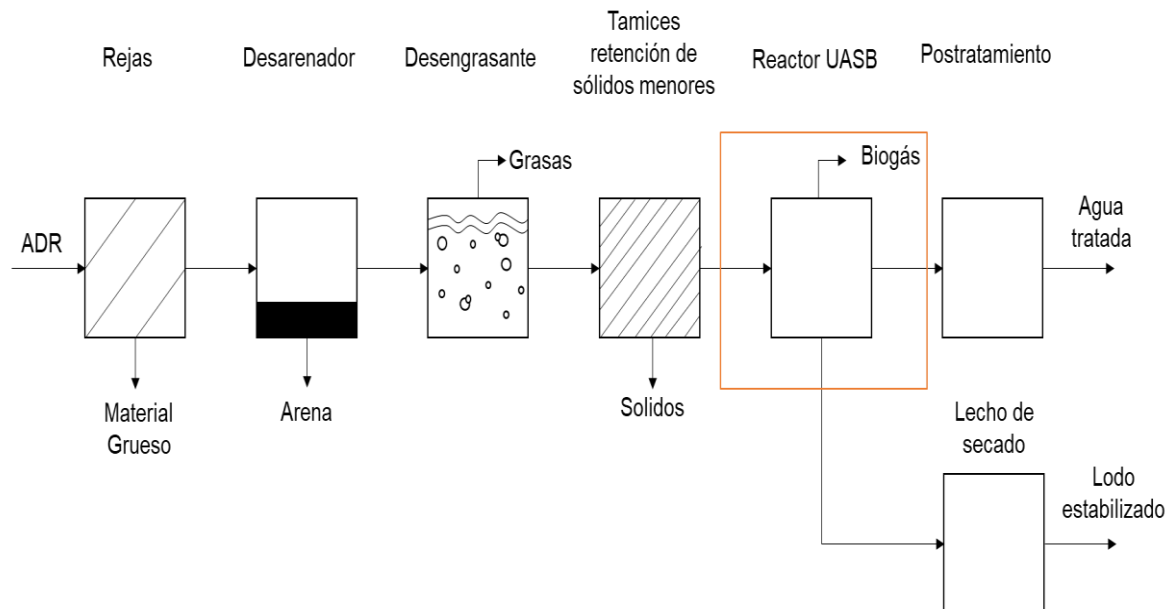
#### 4.2. Reactor UASB escala piloto.

Se ha realizado un diseño preliminar de una planta piloto UASB, para que sea operada en continuo con la misma alimentación estudiada en los ensayos de laboratorio. Para el diseño y construcción del reactor UASB piloto se tuvieron en cuenta varios factores y recomendaciones de la bibliografía, así como los resultados obtenidos durante el desarrollo de la fase experimental del presente TFG. A continuación, se señalan las suposiciones previas para formular el diseño del reactor escala-piloto:

- Se realizará un reactor UASB en forma cilíndrica, pues, aunque también se puede realizar de forma rectangular, la forma cilíndrica incorpora ventajas hidrodinámicas como la prevención de formación de zonas muertas.
- Para diseñar el reactor UASB, etapa de tratamiento secundario, se requiere de procesos unitarios de tratamiento y monitoreo (rejas, desarenadores, desengrasadores y tamices de retención de sólidos

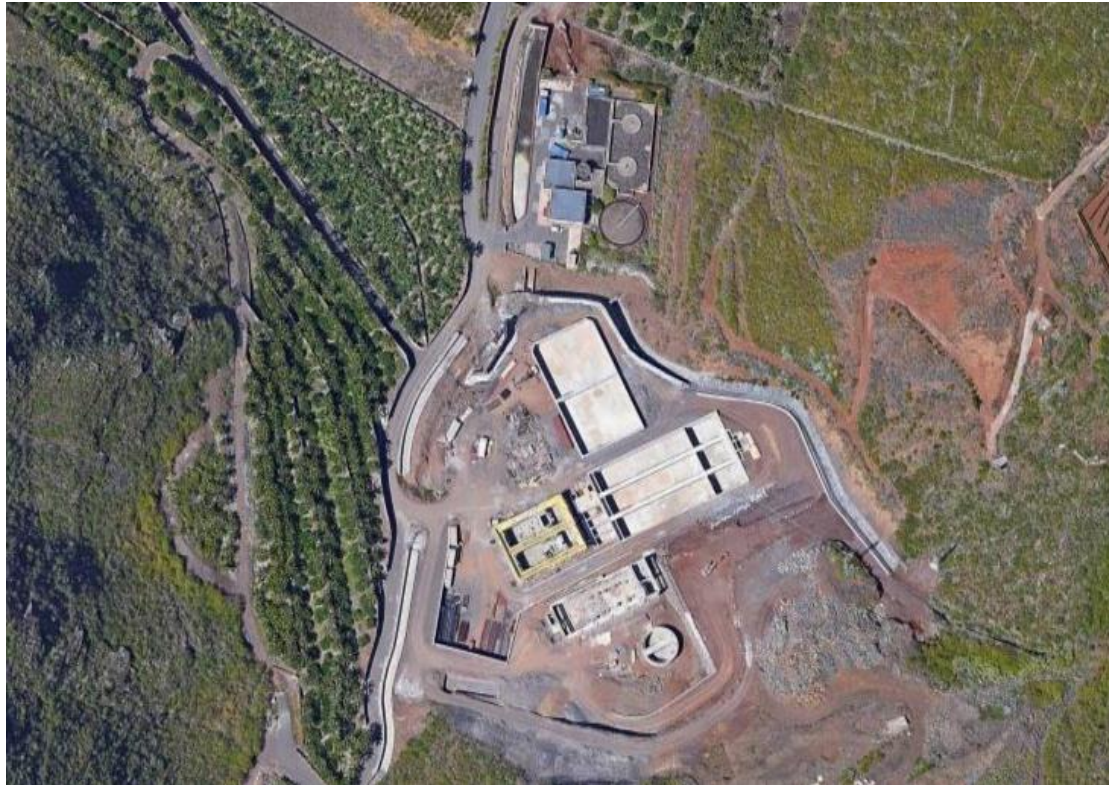
menores) previos y una vez realizada la depuración, se requiere un lecho de secado de lodos y un postratamiento de las aguas.

**Ilustración 12.** Sistema de tratamiento de ADR que incluye un reactor UASB y una etapa de postratamiento.



El recuadro naranja que se muestra en la ilustración 12 consiste en el proceso unitario cuyo diseño será objeto de este apartado.

- La eficacia de eliminación de DQO para el tratamiento de ADR a temperatura mesofílica (35-37 °C) es de aproximadamente un 80 %.
- El influente no contiene compuestos tóxicos o inhibidores que puedan interferir en el funcionamiento del reactor.
- Según la investigación realizada a por Chernicharo, 2007, los rangos de TRH que obtienen mejores eficiencias de eliminación de DQO son entre 5-10 h. Se decide aumentar el TRH de 5 a 10 h, para la realización de los cálculos, y garantizar el desarrollo del manto de lodos adecuado en todo momento.

**Ilustración 13.** Vista aérea de la EDAR del NORESTE-Valle Guerra, Tenerife.

Los parámetros de diseño del reactor, seleccionados son los siguientes (tabla 18):

**Tabla 18.** Parámetros de diseño del reactor UASB.

TRH (h)	10
COV (kg DQO/m <sup>3</sup> .d) (máxima)	0,2
H (m)	1,5
Q (m <sup>3</sup> /d)	2,53

Una vez definidos los parámetros de diseño, se debe comprobar si el reactor está limitado por la carga hidráulica aplicada o por la carga orgánica. Para ello, se debe comprobar el volumen del reactor utilizando la ecuación (24), tanto con el TRH como con el COV. La limitación se obtendrá con el volumen más alto.

$$V_1(m^3) = QxTRH = 2,53 \frac{m^3}{d} \times 0,42 d = 1,05 m^3 \quad (24)$$

$$V_2(m^3) = \frac{QxC}{COV} = \frac{2,53 \frac{m^3}{d} \times 1,28 kg \frac{DQO}{m^3}}{0,2 kg \frac{DQO}{m^3 \cdot d}} = 0,67 m^3$$

Se observa que en este caso el sistema está limitado por la carga hidráulica, lo que quiere decir que el caudal de ARD es bastante elevado y que la concentración de ARD no es lo suficientemente alta como para alimentar el lodo. Una vez calculado el volumen del reactor se procede a calcular el área de este.

$$A(m^2) = \frac{V_r}{H} = \frac{1,05 m^3}{1,5 m} = 0,70 m^2 \quad (25)$$

Se procede a calcular la velocidad ascensional del líquido dentro del reactor utilizando la ecuación (26):

$$v_{asc} \left( \frac{m}{h} \right) = \frac{Q}{A} = \frac{0,105 m^3/h}{0,70 m^2} = 0,15 m/h \quad (26)$$

Se calcula el diámetro del reactor, considerando que el mismo es cilíndrico

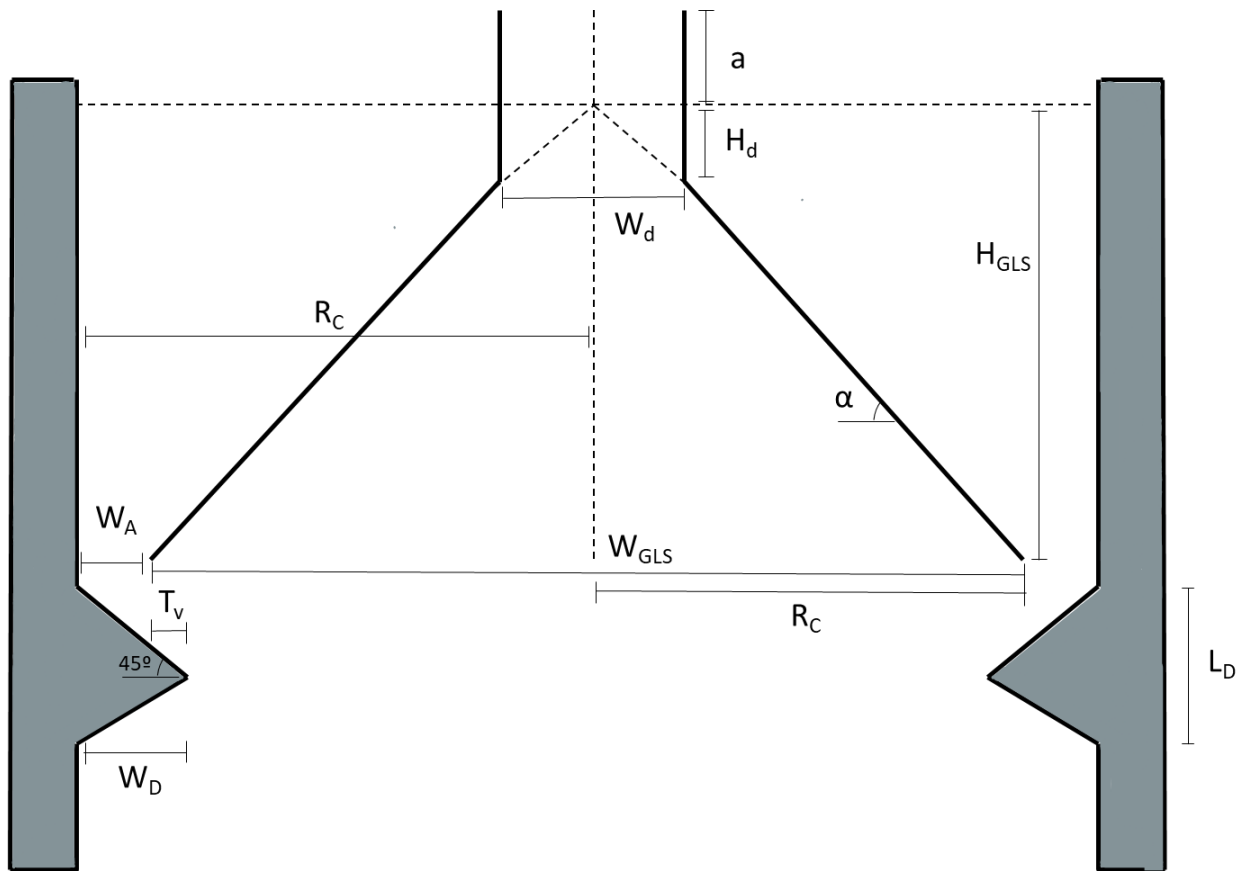
$$D(m) = \sqrt{\frac{4xA}{\pi}} = \sqrt{\frac{4 \times 0,70 m^2}{3,14}} = 0,95 m \quad (27)$$

Se debe comprobar si hay error en los cálculos, por lo que se vuelve a calcular el TRH a partir de las dimensiones obtenidas, donde el mismo debe coincidir con

el valor seleccionado para calcular el volumen.

$$TRH (h) = \frac{V_r}{Q} = \frac{\pi \times 0,47^2 \times 1,5 m}{0,105 m^3/h} = 10 h \quad (28)$$

Finalmente, se procede a calcular los separadores trifásicos, o separadores Gas-Líquido-Sólido (GLS), junto con el sistema de distribución de influente. Ambos son los dispositivos más característicos del reactor UASB. En la ilustración 14, se muestran los parámetros geométricos del GLS en el reactor.

**Ilustración 14.** Parámetros geométricos del GLS en el reactor UASB.

Para calcular el GLS, en primer lugar, se calcula el área de apertura, que coincide con el área disponible para el paso del líquido entre las unidades de separadores GLS. Esta área se encuentra en el punto más bajo del GLS y es el área mínima necesaria para el paso del líquido por este punto.

$$A_{Apertura}(m^2) = \frac{Q}{v_{asc}^{GLS}} = \frac{0,105 \frac{m^3}{h}}{0,23 \frac{m}{h}} = 0,47 m^2 \quad (29)$$

Donde:

- $v_{asc}^{GLS}$ : máxima velocidad ascensional permisible de líquido a la altura de la base del separador trifásico (m/h)

Se calcula el área de sección transversal de la campana ( $A_{GLS}$ )

$$A_{GLS}(m^2) = A_r - A_{apertura} = 0,70 - 0,42 = 0,23 m^2 \quad (30)$$

A partir del área de la campana, se calcula el radio de esta:

$$R_C(m) = \sqrt{\frac{A_{\text{apertura}}}{\pi}} = \sqrt{\frac{0,42 \text{ m}^2}{\pi}} = 0,39 \text{ m} \quad (31)$$

Para calcular la altura del GLS ( $H_{GLS}$ ), se supone una relación bibliográfica entre la altura del separador y la altura total del reactor, el valor de altura sugerido por la bibliografía es 15-30 % de la altura del reactor. Tomando este último valor:

$$H_{GLS}(m) = 0,3xH = 0,3x1,5 \text{ m} = 0,45 \text{ m} \quad (32)$$

Una vez calculada al  $H_{GLS}$  se redondea el valor obtenido (0,5 m) y se recalcula el H final, 1,67m.

Se procede a calcular el ángulo de la pared, recordando que para obtener un resultado idóneo en la separación del sólido este ángulo debe encontrarse entre 45 y 60°.

$$\alpha = \tan^{-1}\left(\frac{H_{GLS}}{R_C}\right) = \tan^{-1}\left(\frac{0,5}{0,39}\right) = 52,33^\circ \quad (33)$$

Si el valor obtenido estuviera fuera del rango se debe fijar el ángulo y a partir del mismo calcular la altura del separador. La distancia entre la pared del reactor y el separador ( $W_A$ ) se calcula a partir de la siguiente fórmula:

$$W_A(m) = \frac{D - W_{GLS}}{2} = \frac{0,9 - 0,77}{2} = 0,09 \text{ m} \quad (34)$$

Se debe cumplir que los deflectores se encuentren al menos a una distancia igual a  $W_A$  del separador GLS. Para calcular los deflectores se procede a buscar el valor  $T_v$ , que corresponde a la distancia de los deflectores que se encuentran dentro de la campana, que sirve para dirigir los gases producidos hacia la misma y realizar la separación de los gases y el líquido.

$$T_v(m) = 1,5xW_A = 1,5x0,09 = 0,13 \text{ m} \quad (35)$$

El ancho de los deflectores será:

$$W_D(m) = T_v + W_A = 0,13 + 0,09 = 0,22 \text{ m} \quad (36)$$



Para facilitar la construcción de los deflectores se considera que el ángulo de estos es de  $45^\circ$ , y la longitud de los deflectores se calcula con la siguiente ecuación:

$$L_D(m) = 2xW_Dxtan(45^\circ) = 2x0,22x \tan 45^\circ = 0,44 \text{ m} \quad (37)$$

Para calcular el recolector de biogás de la cúpula del GLS, existe un área mínima recomendada para la liberación del biogás de forma segura, de esta manera se evita la formación de espuma y obstrucciones en el conducto. El valor recomendado es un área de liberación que permita el paso entre 1 y 5  $\text{m}^3$  de biogás por  $\text{m}^2$  de área de liberación y por hora (Fernando Fernández, 2015). Si se supone un valor de carga de gas igual a  $1 \text{ m}^3/\text{m}^2\cdot\text{h}$ , como establece la bibliografía, el área de total para liberación del gas será:

$$A_{Tg}(\text{m}^2) = \frac{Q}{\text{Carga de gas}} = \frac{0,105 \text{ m}^3/\text{h}}{1 \text{ m}^3/\text{m}^2\cdot\text{h}} = 0,105 \text{ m}^2 \quad (38)$$

Donde:

- $A_{Tg}$ : área total de liberación de del gas ( $\text{m}^2$ )

Se calcula el área de liberación de gas ( $A_g$ ) y el ancho del domo ( $W_d$ ):

$$A_g(\text{m}^2) = A_{\text{apertura}} - A_{Tg} = 0,47 - 0,105 = 0,36 \text{ m}^2 \quad (39)$$

$$W_d(m) = \frac{A_g}{D} = \frac{0,36 \text{ m}^2}{0,95 \text{ m}} = 0,38 \text{ m} \quad (40)$$

Se procede a calcular la altura del domo debajo del agua ( $H_d$ ), sabiendo que el ángulo es fijo:

$$H_d = \text{tag} \times \frac{W_d}{2} = \text{tag} (52,33^\circ) \times \frac{0,38 \text{ m}}{2} = 0,25 \text{ m} \quad (41)$$

Para calcular la altura del domo de recolección de biogás que se encuentra sobre el agua se puede ajustar según se desee. No obstante, se recomienda que sea al menos  $2/3$  del alto de  $H_d$ , por razones prácticas tales como facilidad de acceso,

sencillez para la conexión de cañerías, etc. A partir del valor obtenido de  $H_d$  redondeado, se vuelven a calcular los valores de Carga de gas,  $W_d$ ,  $A_g$ ,  $A_{Tg}$ , y se obtiene (ver tabla 19):

**Tabla 19.** Valores obtenidos para la cúpula del GLS.

$H_d$ (m)	0,30
$W_d$ (m)	0,46
$A_g$ (m)	0,44
$A_{Tg}$ (m)	0,03
Carga de gas( $m^3/m^2.h$ )	3,50
$a$ (m)	0,50

Finalmente, para calcular el sistema de distribución del afluente, se debe calcular el número de tubos estableciendo un área de influencia de  $A_d = 2m^3$  por tubo de distribución. Se debe considerar un lodo medio floculento y una COV menor a 1-2 Kg DQO  $m^3/d$ . Se procede a calcular el número de tubos utilizando la siguiente ecuación:

$$Nd = \frac{A}{A_d} \quad (42)$$

Sin embargo, como el sistema calculado es relativamente pequeño, solo se requiere un tubo de distribución.

Procedemos a verificar el área, volumen y TRH. Asimismo, se procede a verificar la carga aplicada y la carga orgánica volumétrica

$$CHV = \frac{Q_{ip}}{V_r} = \frac{2,53 \text{ m}^3/d}{1,05 \text{ m}^3} = 2,4 \frac{\text{m}^3}{\text{m}^3} \cdot d \quad (43)$$

$$COV = \frac{Q_{ip} * S_c}{V_r} = \frac{2,53 \frac{\text{m}^3}{d} \times 1,54 \text{ kg DQO}/\text{m}^3}{1,05 \text{ m}^3} = 3,7 \text{ kg DQO}/\text{m}^3 \cdot d \quad (44)$$

Se comprueba que la carga hidráulica volumétrica se encuentra entre el intervalo de valor dado por Chernicharo, (2007) menor a 4  $m^3/m^3.d$ .

A continuación, se muestra un resumen de los parámetros de diseño calculados del reactor UASB a escala piloto (ver tabla 20).

**Tabla 20.** Parámetros de diseño de un reactor UASB a escala piloto.

TRH(h)	10	$\alpha$ (°)	52,33
$V_r$ (m <sup>3</sup> )	1,05	$W_A$ (m)	0,09
A(m <sup>2</sup> )	0,70	$T_v$ (m)	0,13
$v_{asc}$ (m/h)	0,15	$W_D$ (m)	0,22
D(m)	0,95	$L_D$ (m)	0,44
R(m)	0,47	$H_d$ (m)	0,30
$A_{apertura}$ (m <sup>2</sup> )	0,47	$W_d$ (m)	0,46
$A_{GLS}$ (m <sup>2</sup> )	0,23	$A_g$ (m <sup>2</sup> )	0,44
$R_c$ (m)	0,39	$A_{Tg}$ (m <sup>2</sup> )	0,03
$W_{GLS}$ (m)	0,77	Carga de gas(m <sup>3</sup> /m <sup>2</sup> .h)	3,50
$H_{GLS}$ (m)	0,50	a (m)	0,50
H (m)	1,67		

## **CONCLUSIONES**

---

Los estudios realizados en el presente TFG determinaron que la utilización de un reactor anaerobio de flujo ascendente (UASB) para la depuración de aguas residuales domésticas a temperatura mesofílica ( $35 \pm 2$  °C) y con un tiempo de residencia hidráulico igual a 5 h es buena alternativa para el tratamiento de las mismas. Las principales conclusiones extraídas durante su elaboración pueden resumirse en los siguientes puntos:

- La puesta en marcha y la operación del sistema de depuración de ARD con un reactor UASB no se realizó satisfactoriamente debido a deficiencias de las bombas peristálticas utilizadas en la investigación.
- El sistema presentó un porcentaje de eliminación de DQO igual a  $74,6 \pm 16,6$  % y el porcentaje de eliminación de DQO del reactor UASB fue igual a  $28,8 \pm 16,2$  %.
- Se establece que la investigación realizada muestra el efecto positivo de la temperatura sobre la eficacia de eliminación de DQO, debido a que, aunque el sistema no logró alcanzar la estabilidad, se encontraron porcentajes de eliminación parecidos a los obtenidos con estudios realizados a temperaturas psicrófilicas.
- Se obtuvo una eficacia de eliminación de los sólidos suspendidos totales, a un caudal ascensional promedio de 5,2 ml/min, igual a  $73,0 \pm 29,4$  %. Sin embargo, la mayor parte de esta eliminación fue realizada en el tanque de sedimentación, donde se obtuvo un porcentaje de reducción del  $65,3 \pm 38,2$  %. Con el reactor UASB el porcentaje de eliminación se redujo a un  $39,8 \pm 22,7$  %.
- El agua residual presentó un pH dentro del rango óptimo de operación para la digestión anaerobia (6,5 - 8) y el reactor pudo mantenerse a una relación promedio AI/AP de  $0,29 \pm 0,08$ , mostrando una buena capacidad buffer, pero al encontrarse en el valor límite adecuado, el sistema no tiene capacidad para resistir incrementos de carga orgánica.
- Existió un ligero incremento en el amonio al comparar el sobrenadante con el efluente. Si el agua depurada va a ser empleada para riego agrícola el sistema requerirá de un postratamiento.

- El reactor no mostró los porcentajes de eliminación esperados debido al aumento de la velocidad ascensional en varias ocasiones que provocó la pérdida parcial del manto de lodo y de la biomasa activa. Sería interesante repetir la investigación para obtener los valores correctos de eliminación.
- Los cálculos técnicos realizados para diseñar un reactor UASB a escala piloto para operar y experimentar en el EDAR NORESTE de Tenerife, teniendo en cuenta las premisas del caso de estudio, conducen a un reactor de 1,05 m<sup>3</sup> de capacidad.

---

## **CONCLUSIONS**

The studies carried out in this TFG determined that the use of an up-flow anaerobic reactor (UASB) for the purification of domestic wastewater at mesophilic temperature ( $35 \pm 2$  °C) and with a residence time equal to 5 h is a good alternative for the treatment of them. The main conclusions drawn during its preparation can be summarized in the following points:

- The commissioning and operation of the ARD scrubbing system with a UASB reactor was not carried out satisfactorily due to deficiencies in the peristaltic pumps used in the investigation.
- The system presented a percentage of COD removal equal to  $74.6 \pm 16.6$  % and the percentage of COD removal from the UASB reactor was equal to  $28.8 \pm 16.2$  %.
- It was established that the research carried out shows the positive effect of temperature on the effectiveness of COD removal, because, although the system did not achieve stability, removal percentages were found similar to those obtained with studies conducted at psychrophilic temperatures.
- An efficiency of removal of total suspended solids was obtained at an average upward flow rate of 5.2 ml/min, equal to  $73.0 \pm 29.4$  %. However, most of this elimination was carried out in the sedimentation tank, where a reduction percentage of  $65.3 \pm 38.2$  % was obtained. With the UASB reactor, the percentage of elimination was reduced to  $39.8 \pm 22.7$  %.
- The wastewater presented a pH within the optimal operating range for the anaerobic digestion (6.5 - 8) and the reactor was able to maintain an average AI / AP ratio of  $0.29 \pm 0.08$ , showing a good buffer capacity. But, being at the appropriate limit value, the system cannot withstand increases in organic load.
- There was a slight increase in ammonia when comparing the supernatant with the effluent. If the treated water is to be used for agricultural irrigation, the system will require post-treatment.
- The reactor did not show the expected removal percentages due to the increase in the ascent speed on several occasions that caused the partial



loss of the sludge blanket and the active biomass. It would be interesting to repeat the investigation to obtain the correct elimination values.

- The technical calculations were carried out to design a pilot-scale UASB reactor to operate and experiment in the NORTHESTE WWTP of Tenerife considering bibliographic data and feed water, concluding that it is necessary to design a 1.05 m<sup>3</sup> reactor.

## **BIBLIOGRAFÍA**

---

- Advances in wastewater treatment* (2018). In Mannina G., Ekama G. A., Ødegaard H. and Olsson G. (Eds.), Ashland: IWA Publishing. Retrieved from <http://ebookcentral.proquest.com/lib/bull-ebooks/detail.action?docID=5888181>
- Anaerobic digestion: Processes, products and applications* (2011). In Caruana D. J., Olsen A. E. (Eds.), Hauppauge: Nova Science Publishers, Incorporated. Retrieved from <http://ebookcentral.proquest.com/lib/bull-ebooks/detail.action?docID=3021213>
- Andreo Martínez, P. (2014). In Almela Ruiz L., Universidad De Murcia. Departamento De Química Agrícola, Geología Y Edafología (Eds.), *Evaluación y diseño de un humedal construido para la depuración de aguas residuales domésticas*.
- Applied bioengineering: Innovations and future directions* (2017). In Yoshida T. (Ed.), Berlin: John Wiley & Sons, Incorporated. Retrieved from <http://ebookcentral.proquest.com/lib/bull-ebooks/detail.action?docID=4783894>
- ARANGO BEDOYA, O., & SANCHES E SOUSA, L. (2009). Tratamiento de aguas residuales de la industria láctea en sistemas anaerobios tipo uasb. *Biotecnología En El Sector Agropecuario Y Agroindustrial*, doi:10.1590/S1692-35612009000200004
- Azimi, A. A., & Zamanzadeh, M. (2004). Determination of design criteria for UASB reactors as a wastewater pretreatment system in tropical small communities. *International Journal of Environmental Science & Technology*, 1(1), 51-57. doi:10.1007/BF03325816
- Batstone, D., Keller, J., Angelidaki, I., Kalyuzhnyi, S., Pavlostathis, S., Rozzi, A., . . . Vavilin, V. (2002). Anaerobic digestion model no 1 (ADM1). *Water Science and Technology: A Journal of the International Association on Water Pollution Research*, 45, 65-73.
- BEDOYA PÁÑ%REZ, J. C., ARDILA ARIAS, A. N., & REYES CALLE, J. (2014). EvaluaciÃ³n de un humedal artificial de flujo subsuperficial en el tratamiento de las aguas residuales generadas en la InstituciÃ³n universitaria colegio mayor de Antioquia, Colombia. *Revista Internacional De contaminaciÃ³n Ambiental*, 30(3), 275-283.
- Cajigas Cerón, Á A., Pérez Vidal, A., & Torres Lozada, P. (2005). IMPORTANCIA DEL pH Y LA ALCALINIDAD EN EL TRATAMIENTO ANAEROBIO DE LAS AGUAS RESIDUALES DEL PROCESO DE EXTRACCIÓN DE ALMIDÓN DE YUCA. *Scientia Et Technica*, 1(27), 243-248.

- Carlos, Augustos De Lemos Chernicharo. (2007). *Anaerobic reactors* IWA Publishing.
- Chong, S., Sen, T. K., Kayaalp, A., & Ang, H. M. (2012). The performance enhancements of upflow anaerobic sludge blanket (UASB) reactors for domestic sludge treatment – A state-of-the-art review. *Water Research*, 46(11), 3434-3470. doi:10.1016/j.watres.2012.03.066
- Crombet Grillet, S., Abalos, A., Rodríguez Pérez, S., & Pérez Pompa, N. (2016a). Evaluación del tratamiento anaerobio de las aguas residuales de una comunidad universitaria. *Revista Colombiana De Biotecnología*, 18(1), 49-56. doi:10.15446/rev.colomb.biote.v18n1.57715
- Decreto 174. Reglamento de Control de Vertidos para la Protección del Dominio Público Hidráulico, España, Islas Canarias, 29 de julio de 1994.
- Diego Mendez Paz. (2002). *Biodegradación anaerobia de compuestos tóxicos en aguas residuales industriales*. Santiago de Compostela, España.
- Eaton, A. D., Clesceri, L. S., Franson, M. A. H., American Public Health Association, Rice, E. W., Greenberg, A. E., . . . Water Environment Federation. (2005). *Standard methods for the examination of water & wastewater* American Public Health Association. Retrieved from <https://books.google.es/books?id=buTn1rmfSI4C>
- Fang, H. H. P. (2010). *Environmental anaerobic technology: Applications and new developments*. Singapore: Imperial College Press. Retrieved from <http://ebookcentral.proquest.com/lib/bull-ebooks/detail.action?docID=731258>
- Fernando Fernández, L. S. (2015). *Diseño de reactores UPFLOW ANAEROBIC SLUDGE BLANKET (UASB)*. Argentina.
- Ferrer Polo, J., Seco Torrecillas, A., & Robles Martínez, Á. (2018). *Tratamientos biológicos de aguas residuales (3a. ed.)*. Valencia: Editorial de la Universidad Politécnica de Valencia. Retrieved from <http://ebookcentral.proquest.com/lib/bull-ebooks/detail.action?docID=5635057>
- Franson, M. A. H. (1992). *DEMOCRATURE: Comment les m'edias transforment la d'emocratie D{\i}az de Santos*. Retrieved From <https://books.google.es/books?id=mLhyRECwOqkC>
- G. Lettinga and L. W. Hulshoff Pol. (1991). UASB-process design for various type of wasterwaters. *Wat. Sci. Tech*, 24(8), 87-107.
- Gerardi, M. H. (2003). *The microbiology of anaerobic digester*. (1er Edición ed.) Wastewater Microbiogoly Series.

- González-Sánchez, M.,E., Pérez-Fabiel, S., Wong-Villarreal, A., Bello-Mendoza, R., & Yañez-Ocampo, G. (2015). Residuos agroindustriales con potencial para la producción de metano mediante la digestión anaerobia. *Revista Argentina De Microbiología*, 47(3), 229-235. doi:10.1016/j.ram.2015.05.003
- Hernández García, H.,A., Buitrón Méndez, G., Lopez-Vazquez, C.,M., & Cervantes Carrillo, F.,J. (2017). *Tratamiento biológico de aguas residuales* IWA Publishing.
- Innovative wastewater treatment & resource recovery technologies : Impacts on energy, economy and environment* (2017). In Lema J. M., Suarez Martinez S. (Eds.), . London: IWA Publishing. Retrieved from <http://ebookcentral.proquest.com/lib/bull-ebooks/detail.action?docID=4939114>
- Jacobo López, A., Esparza Soto, M., Lucero Chávez, M., & Fall, C. (2019). Tratamiento de un agua residual industrial a temperatura psicrófila con un reactor uasb. *Revista Internacional De Contaminación Ambiental*, 35(4), 905-915. doi:10.20937/RICA.2019.35.04.10
- Lema, J. M., & Suarez, S. (2017). *Innovative wastewater treatment & resource recovery technologies: Impacts on energy, economy and environment* IWA Publishing. doi:10.2166/9781780407876 Retrieved from <https://doi.org/10.2166/9781780407876>
- Lorenzo, Y., & Obaya, M. C. (2006). La digestión anaerobia y los reactores UASB. generalidades.
- María Consuelo Díaz Báez. (1987). Reactores anaeróbicos de alta tasa. *Ingeniería E Investigación*, (14), 11-18.
- Nnaji, C. C. (2014). *A review of the upflow anaerobic sludge blanket reactor. Desalination and water treatment*. Hamburg, Germany:
- OMS. (2019). Saneamiento. Retrieved from <https://www.who.int/es/news-room/fact-sheets/detail/sanitation>
- Osorio Robles, F. (2010). In Torres Rojo J. C. (Ed.), *Tratamiento de aguas para la eliminación de microorganismos y agentes contaminantes: Aplicación de procesos industriales a la reutilización de aguas residuales* Ediciones Díaz de Santos.
- Parra Huertas, R. A. (2015). Digestión anaeróbica: Mecanismos biotecnológicos en el tratamiento de aguas residuales y su aplicación en la industria alimentaria. *Producción Limpia*, 10(2), 142-159.
- Ramalho, R. S. (1993). *Tratamiento de aguas residuales*. Barcelona etc.]: Barcelona etc. : Reverté.

- Real Decreto-ley 11. Normas aplicables al tratamiento de las aguas residuales urbanas, España, 28 de diciembre de 1995
- Real Decreto 1341. Gestión de la Calidad de las Aguas de Baño, España, 26 de octubre de 2007
- Red Española de Compostaje. (2016). *Ingeniería y aspectos técnicos de la digestión anaeróbica II.4*. Madrid: Mundi-Prensa. Retrieved from <http://ebookcentral.proquest.com/lib/bull-ebooks/detail.action?docID=4849935>
- Ripley, L. E., Boyle, W. C., & Converse, J. C. (1986). Improved alkalimetric monitoring for anaerobic digestion of high-strength waste; sponsor org.: Retrieved from <https://www.osti.gov/biblio/5261202> <https://www.osti.gov/servlets/purl/5261202>
- Rodríguez, M. J., Rodríguez, G., Serodes, J., & Sadiq, R. (2007). Subproductos de la desinfección del agua potable: Formación, aspectos sanitarios y reglamentación. *Interciencia: Revista De Ciencia Y Tecnología De América*, 32(11), 749-756.
- Salazar-Larrota, L., Uribe-García, L., Gómez-Torres, L., & Zafra-Mejía, C. (2019). Analysis of the efficiency of UASB reactors in a municipal wastewater treatment plant; análisis de la eficiencia de reactores UASB en una planta de tratamiento de aguas residuales municipales. *Dyna*, 86(209), 319-326. doi:10.15446/dyna.v86n209.70332
- Sato, N., Okubo, T., Onodera, T., Ohashi, A., & Harada, H. (2006). Prospects for a self-sustainable sewage treatment system: A case study on full-scale UASB system in india's yamuna river basin. *Journal of Environmental Management*, 80, 198-207. doi:10.1016/j.jenvman.2005.08.025
- Schmidt, J. E., & Ahring, B. K. (1996). *Granular sludge formation in upflow anaerobic sludge blanket (UASB) reactors*. Hoboken: doi:10.1002/(SICI)1097-0290(19960205)49:3<229::AID-BIT1>3.0.CO; 2-M
- Seghezzo, L., Van Vliet, B., Zeeman, G., & Lettinga, G. (2014). Assessment of the sustainability of anaerobic sewage treatment in northwestern argentina.
- Singh, K. S., Harada, H., & Viraraghavan, T. (1996). Low-strength wastewater treatment by a UASB reactor. *Bioresource Technology*, 55(3), 187-194. doi:10.1016/0960-8524(96)86817-9
- Tandukar, M., Ohashi, A., & Harada, H. (2007). Performance comparison of a pilot-scale UASB and DHS system and activated sludge process for the treatment of municipal wastewater. *Water Research*, 41(12), 2697-2705. doi:<https://doi.org/10.1016/j.watres.2007.02.027>

- Tapia, S., Vela, R., Miglio, R., Quipuzco, L., Juscamaita, J., Carmen Álvarez, & Fernando Fernández-Polanco. (2018). Puesta en marcha de un reactor UASB para el tratamiento de aguas residuales de la crianza intensiva de cerdos. *Agroindustrial Science*, 8(2), 137-145. doi:10.17268/agroind.sci.2018.02.09
- Tchobanoglous, G., Burton, F. L., & Metcalf & Eddy. (1998). *Ingeniería de aguas residuales : Tratamiento, vertido y reutilización* (3ª ed.. ed.). Madridetc.]: Madridetc. : McGraw-Hill.
- Torres Lozada, P. (2012). Perspectivas del tratamiento anaerobio de aguas residuales domésticas en países en desarrollo. *Revista EIA*, (18), 115-129.
- Tratamiento biológico de aguas residuales: principios, modelación y diseño* (2017). In Lopez-Vazquez C. M., Méndez G. B., Carrillo F. J. C. and García H. A. H. (Eds.), . Ashland: IWA Publishing. Retrieved from <http://ebookcentral.proquest.com/lib/bull-ebooks/detail.action?docID=5188465>
- Van den Berg. L. and Kennedy. K. J. (Ed.). (1982). *Comparison of advanced anaerobic reactors*. (Third International Symposium on Anaerobic Digestion. ed.). Boston, USA:
- Wang, K. M., Soares, A., Jefferson, B., Wang, H. Y., Zhang, L. J., Jiang, S. F., & Mcadam, E. J. (2020). Establishing the mechanisms underpinning solids breakthrough in UASB configured anaerobic membrane bioreactors to mitigate fouling. *Water Research*, 176 doi:10.1016/j.watres.2020.115754
- Xu, S., Zhang, L., Huang, S., Zeeman, G., Rijnaarts, H., & Liu, Y. (2018). Improving the energy efficiency of a pilot-scale UASB-digester for low temperature domestic wastewater treatment. *Biochemical Engineering Journal*, 135, 71-78. doi:10.1016/j.bej.2018.04.003
- Yan, Y., & Tay, J. (1997). Characterisation of the granulation process during UASB start-up. *Water Research*, 31(7), 1573-1580. doi:10.1016/S0043-1354(96)00354-5