

DEPURACIÓN DE AGUAS RESIDUALES PROCEDENTES DE LA FABRICACIÓN DE ZUMOS.

Daniel J.Murcia Ortiz^{*}. José Luis Casas López^a. Jose María Molina Ruiz^b. Alejandro Cabrera Reina^c.

Departamento de Ingeniería Química. Universidad de Almería.

^a. Profesor titular de la Universidad de Almería. Investigador principal proyecto Aquapyme. ^b. Director de calidad e i+d de Cítricos del Andarax, grupo J.G.Carrión. ^c.PDI Universidad de Almería. ^{*}.MÁSTER EN BIOTENOLOGÍA INDUSTRIAL Y AGROALIMENTARIA.24/7/2015.

1.-RESUMEN

Se llevó a cabo el estudio del estado de la depuradora de aguas residuales industriales instalada junto a la planta de fabricación de zumos y gazpachos Cítricos del Andarax, perteneciente al grupo J. García Carrión; se abordó el estudio desde diferentes enfoques con objeto de determinar el origen de los problemas, concluyéndose que las condiciones de operación son excesivamente inestables (tiempos de retención hidráulica muy variables, composición y biodegradabilidad de las aguas residuales industriales alimentadas poco homogénea, ausencia de control de pH y oxígeno disuelto, etc) aún cuando no parecen ser el principal motivo del aumento de DQO observado en el efluente.

La correcta capacidad de sedimentación de los fangos descarta una deficiente formación de los flóculos de la biomasa; pruebas de laboratorio con SBR simulados que contenían fangos de Cítricos del Andarax sometidos a las mismas condiciones y alimento que otros con origen en la EDAR de El Toyo, de fiabilidad comprobada, nos permiten desechar la idea de que los fangos activados necesiten una renovación merced a su envejecimiento y/o cinética de biodegradación insuficiente.

Se llevó cabo, para finalizar, la observación al microscopio de muestras de fangos verificando la presencia de organismos indicadores de una correcta salud de los mismos, así como la formación adecuada de los flóculos.

Experiencias con OXITOP[®] determinaron una biodegradabilidad media-baja del alimento, si bien se postula como principal motivo de la disfunción de la EDARI la presencia de organismos tipo *Nocardia*, capaces de

generar exopolisacáridos que permiten a los propios organismos mantenerse parcialmente a flote y deteriorar la calidad de los efluentes de las EDAR.

ABREVIATURAS

DQO: Demanda química de oxígeno

DBO: Demanda biológica de oxígeno

DBO₅: Demanda biológica de oxígeno a cinco días

SBR: Reactor biológico secuencial o por cargas

T: Temperatura

TC: Carbono total

TOC: Carbono orgánico total

TIC: Carbono inorgánico total

TN: Nitrógeno total

EDARI: Estación depuradora de aguas residuales industriales

MLVSS: Sólidos volátiles en suspensión, del inglés "mixed liquor volatile suspended solids"

MLSS: Sólidos totales en suspensión, del inglés "mixed liquor suspended solids"

COD: carbono orgánico disuelto

MBR: membrane bioreactor

US-MBR: ultrasound MBR

TFM: trabajo fin de máster

MTD: mejores técnicas disponibles

BREF: Best Available Techniques References Documents

U: carga másica

IVF: índice volumétrico de fangos

SWW: del inglés "simulated wastewater"

C_v: carga volumétrica

Θ_c : tiempo de retención celular

Θ_h : tiempo de retención hidráulico

μ_m : velocidad específica de crecimiento máxima

K_s : constante de afinidad de la biomasa por el sustrato

2.-INTRODUCCIÓN

2.1.-ANTECEDENTES

Cítricos del Andarax es una industria de transformación alimentaria ubicada en el término municipal de Gádor(Almería), perteneciente al grupo empresarial J. García Carrión, especializada en la producción de zumos, gazpachos y sopas; posee una capacidad de producción de 120mill de kg por año, así como 150mill de envases anuales.

La empresa dispone de una planta de tratamiento de aguas residuales adosada que tiene por objeto conseguir que el efluente del proceso productivo cumpla con la normativa vigente

La planta depuradora se ha dimensionado empleando los siguientes parámetros de diseño:

	ZUMOS	GAZPACHO	CREMAS Y SOPAS
ÉPOCA DEL AÑO	TODO EL AÑO	FEBRERO-SEPTIEMBRE	SEPTIEMBRE-MARZO
DÍAS/SEMANA	Lunes-Viernes	Lunes-Sábado	Lunes-Viernes
HORAS/DÍA	20	20	16
DQO _{máxima} (mg/l)	3000	4100	
DBO ₅ (mg/l)	1800	2200	
Sólido totales en suspensión(mg/l)	150	100	

TABLA 1: VALORES DE REFERENCIA DE LOS PARÁMETROS QUE CONDICIONAN EL DISEÑO DE LA EDARI

Los datos de la tabla anterior, que han de determinar el dimensionamiento de la planta y su ulterior capacidad de tratamiento, fueron facilitados por la propia empresa Cítricos del Andarax, si bien el responsable del departamento de calidad del proceso y, a la sazón, responsable de la depuradora, asegura que el valor de esos datos es fruto de una toma de muestras y control analítico de la ingeniería.

Merced a la escasez de datos y a la ausencia de criterio, comoquiera que no se especifica razonamiento alguno que justifique la elección de estos valores, verbigracia el hecho ineluctable de que se tratara de los

máximos valores alcanzables si de DQO estamos hablando., ya cabe colegir que, probablemente, la planta puede presentar un comportamiento errático.

El proceso de depuración consta de las siguientes etapas:

- Recepción del vertido en un canal dotado con reja hidráulica de desbaste.
- Pozo de bombeo y ulterior bombeo mediante bombas sumergibles al proceso de tamizado. Los sólidos derivados del tamizado se depositan en un contenedor para, ulteriormente, proceder a su retirada.
- Tamizado de las aguas por medio de sendos tamices rotativos en cascada de 0.75mm de luz de paso y 0.25mm, respectivamente.
- Homogeneización en depósito pulmón de 550m³, con 4.85m de altura y 12.22m de diámetro para un total de 575m³, con objeto de alimentar un caudal relativamente estable al proceso de depuración en beneficio de las condiciones óptimas de supervivencia de los organismos responsables del fenómeno de la depuración.
- Ajuste de pH tras ser el caudal de alimentación bombeado desde la etapa inmediatamente anterior.
- Reactor tipo SBR con un volumen total de 1737m³, 8.45m de altura y 16.04m de diámetro, siendo el volumen útil de 1500m³, con un equipo de aireación para la fase de trabajo aerobia y otro de agitación sin aireación para la fase anóxica; incluye la ulterior etapa de decantación previa al vertido directo a cauce público.

El caudal de aireación se halla en función del control de oxígeno disuelto merced a las medidas efectuadas por una sonda oxímetro

- Purga de fangos y homogeneización en depósito.
- Acondicionamiento de los fangos mediante la dosificación de polielectrolito.
- Deshidratación de fangos por medio de un decantador centrífugo y descarga a contenedor. El tratamiento de los fangos no se ejecuta en las instalaciones de Cítricos del Andarax, sino que son gestionados por una empresa contratada ad hoc.

La figura 1 ofrece un plano global del proceso descrito.

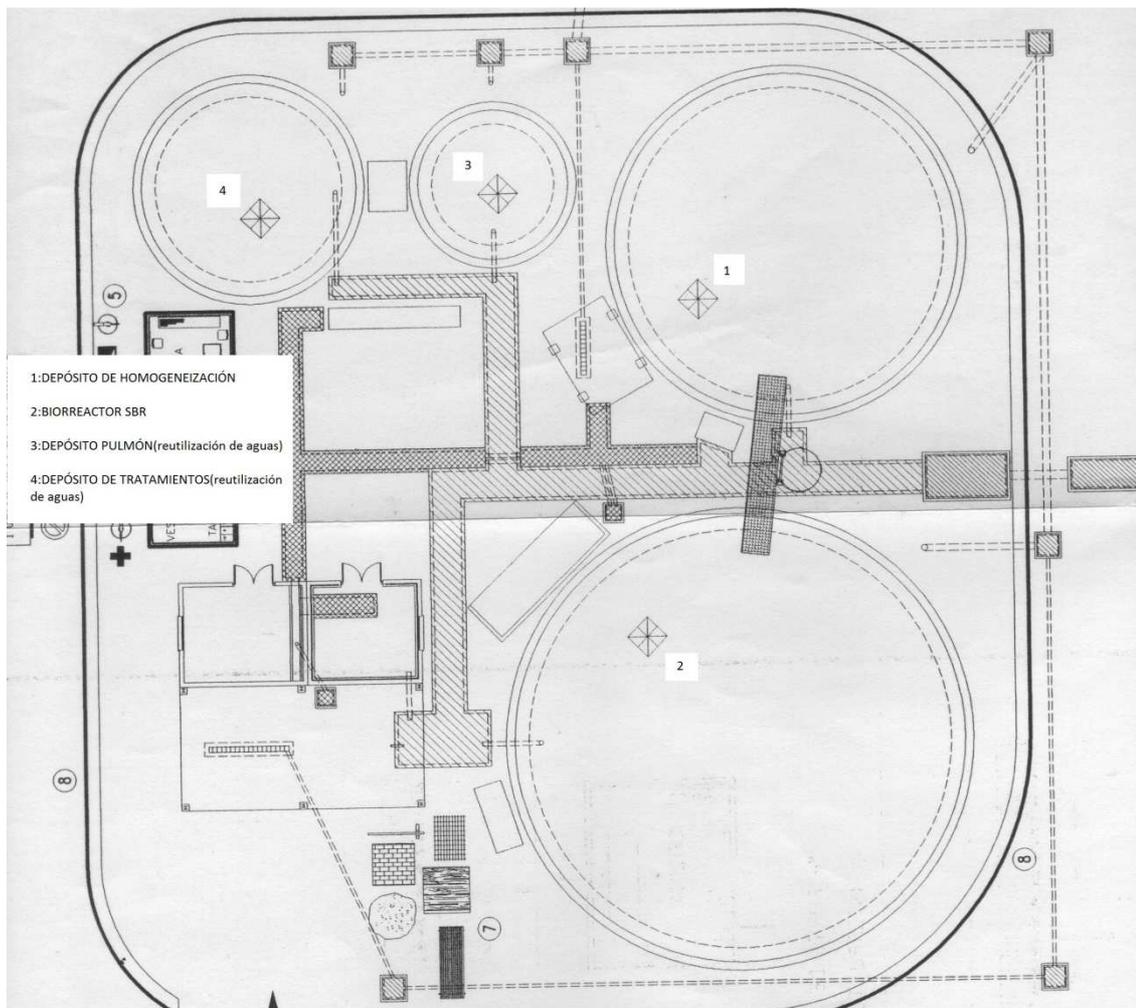


FIGURA 1: PLANO GENERAL DEL PROCESO DE DEPURACIÓN DE LA PLANTA DE CÍTRICOS DEL ANDARAX

La situación de la planta de tratamiento de aguas residuales industriales a nuestra llegada no era la deseable, en palabras del responsable de la misma. Nuestras conversaciones previas con D. Jose María Molina, cotutor del presente proyecto y, a la sazón, director de calidad e i+d en la empresa J.G.Carrión y responsable de la EDARI, devinieron en las siguientes conclusiones, que permiten tener una idea preliminar de la tesitura del problema, a saber:

- El dimensionado de la planta de depuración es incorrecto por mor de unos datos (véase TABLA 1) que no representan el funcionamiento real de la planta de producción de zumos. Los valores se tomaron de forma arbitraria, sin tener en cuenta las fluctuaciones de los parámetros correspondientes a lo largo del año, de modo que el dimensionado quedó pronto superado por unas cantidades de efluentes de proceso superiores y, para más inri, con una carga a tratar también mayor.
- El equipo de medición de oxígeno disuelto no funciona.

- No hay dosificación de ácido y/o álcali a la entrada al SBR, ni control del pH, de modo que no hay seguridad en cuanto a las necesarias condiciones de pH neutro a ligeramente básico en que debe desarrollarse el proceso.
- La etapa anóxica se encuentra anulada merced a que no existe un contenido en nitrógeno que justifique la presencia de dicha etapa, según las indicaciones del responsable de la planta.
- Las analíticas de DQO arrojan datos que superan con mucho los límites establecidos por la legislación actual de vertido a cauce público.
- El SBR fue inoculado hace seis años.
- El tiempo de residencia hidráulica experimenta continuas variaciones, merced a los resultados de DQO en el efluente, en un intento de llegar a valores de DQO menores mediante la reducción de la carga U en el sistema.
- El aspecto físico del licor mezcla durante la reacción y el reposo es homogéneo, de color marrón y con cierta cantidad de espuma de la misma color, sobrenadante; asimismo, no se perciben olores que puedan indicar alguna clase de mal funcionamiento(véanse las figuras 2a y 2b).



FIGURA 2a y 2b: aspecto del licor mezcla en la EDARI de Cítricos del Andarax

La EDARI trabaja con tres ciclos diarios, que comienzan a las 4:00, 12:00 y 20:00, con un total de 8h repartidas en las siguientes etapas de trabajo por ciclo:

- Llenado: 10% de la altura del SBR. El tiempo programado de llenado viene a ser de 35min. Por ende:

$$V_{llenado} = \frac{0.1}{4} \cdot \pi \cdot D^2 \cdot h = 170.75m^3 \text{ EC.1}$$

$$Q = \frac{V_{llenado}}{t} = \frac{170.75}{30} = 5.69 m^3/min \text{ EC.2}$$

Donde D es el diámetro del reactor y h su altura total.

Esto supone que en cada ciclo se renueva un 11.38% del volumen de líquido del reactor, asumiendo como cierto el valor proporcionado por la ingeniería.

Durante el tiempo de llenado, denominado TB1 en el control del sistema, no existe aireación ni agitación.

- Reacción: ejecutada en una sola etapa con aireación durante 345min. Desde el punto de vista del controlador del sistema, el programa subdivide la etapa en TB2, TB3, TB4, TB5, TB6, TB7, TB8 Y TFL, de 45min cada una, a excepción de TFL; TFL se caracteriza por una aireación somera que se extiende por 30min, y la división se contempla previendo la necesidad de detener la aireación con objeto de introducir tiempos de anoxia; no obstante, en el momento actual el reactor no necesita períodos de anoxia merced a la exigua cantidad de nitrógeno.
- Decantación, en un tiempo de 90min.
- Vaciado, de un volumen de líquido equivalente al alimentado, durante un tiempo variable entre los 10 y los 15min. El programa de control del reactor denomina a esta etapa TV.

El vaciado se produce mediante rebose, controlado el volumen a través de una boya de flotación que activa la válvula de la línea de salida del SBR, desde la parte superior del licor mezcla en el reactor.

- Purga de fangos: estimada por la ingeniería en 315kg de masa seca al día, equivalente a 31500l/día de fangos húmedos concentrados al 1%. Asumiendo una distribución homogénea de la cantidad mencionada en los tres ciclos, se tiene una purga de 10500l/ciclo. Según las indicaciones del responsable de la depuradora, el volumen de la purga se encuentra en cualquier caso en un valor inferior al 1% de la altura del SBR.

Si despejamos la altura de **EC.1**, entonces:

$$h_{\text{fangos}}=0.052\text{m}$$

Que supone un 0.61% de la altura del reactor, tal y como asegura el responsable de la depuradora.

En resumen, el tiempo del ciclo es de: $35\text{min}+7\cdot 45+30+90+15=8.1\text{h}$

El presente TFM se ha desarrollado socolor de un plan de mayor entidad, dentro de un proyecto de alcance internacional que ya ha tenido resultados positivos en sus investigaciones, centrado en la consecución de una serie de objetivos relacionados con la depuración de aguas residuales contaminadas con especies recalcitrantes. El mencionado proyecto se denomina "Proyecto AQUAPYME" y, en el curso de la ejecución de los objetivos del mismo, se ha generado una colección de datos relacionados con el control de las condiciones de la EDARI que permiten una visión del funcionamiento de la misma desde que se incoara el proyecto hasta la fecha actual.

De los datos referidos, cuyo aporte se obvia por razones de espacio, pero que pueden facilitarse a petición del lector interesado, se pueden colegir las siguientes conclusiones:

- La DQO de entrada, cuando ha sido medida, confirma la afirmación del responsable de la depuradora en cuanto a que el diseño de la ingeniería está infradimensionado.
- No obstante lo anterior, el proceso ha funcionado con una relativa estabilidad manteniéndose el parámetro clave en cuanto a vertidos dentro de un rango aceptable a excepción de casos puntuales. Según las indicaciones del responsable de la depuradora, el SBR comenzó a presentar defectos en su capacidad de depuración seis meses antes de nuestra llegada, lo que nos sitúa en diciembre de 2014.

2.2.-JUSTIFICACIÓN

La legislación española actual contempla y regula los vertidos de aguas residuales procedentes de la industria, de forma general o específica en función de la industria de que se trate, merced al tipo de contaminantes que prevalezcan en las aguas que la misma genere.

En el caso que nos ocupa, no hay presencia de sustancias, elementos o cualesquiera otros que requieran de un control más estricto que el que impone la legislación básica.

El marco actual de referencia se encuentra conformado tanto por directivas europeas y sus correspondientes desarrollos, así como por las trasposiciones de las susodichas en forma de leyes que obligan al cumplimiento de aquéllas.

Son fundamentales en este sentido los siguientes textos normativos:

- Ley 16/2002 de 1 de julio de Prevención y Control integrados de la Contaminación (IPPC).
- Real Decreto 606/2003, de 23 de mayo, por el que se modifica el Real Decreto 849/1986, de 11 de abril, por el que se aprueba el Reglamento del Dominio Público Hidráulico, que desarrolla los Títulos preliminar, I, IV, V, VI y VIII de la ley 29/1985, de 2 de agosto, de Aguas.
- Directiva 96/61/CE, del Consejo, de 24 de septiembre (LCEur 1996, 3227).
- Prevención y Control Integrados de la Contaminación. Documento de Referencia sobre las Mejores Técnicas Disponibles en las Industrias de Alimentación, Bebida y Leche. Diciembre de 2005.
- Real Decreto Legislativo 1/2001, de 20 de Julio, por el que se aprueba el texto refundido de la Ley de Aguas.
- REAL DECRETO-LEY 4/2007, de 13 de abril, por el que se modifica el texto refundido de la Ley de Aguas, aprobado por el Real Decreto Legislativo 1/2001, de 20 de julio.
- Normativa Plan Hidrológico de las Cuencas Mediterráneas Andaluzas. Demarcación Hidrográfica de las Cuencas Mediterráneas Andaluzas.

No existe en Andalucía una normativa específica para aguas industriales, amén de la normativa general recogida en el plan de cuencas; otrosí, la legislación española es también genérica en este sentido, de modo que hasta que no se solicita la autorización de vertido no se conocen los límites impuestos; en cualquier caso, se toman como referencia los que aparecen en los denominados BREF, o MTD, que vienen a ser directivas europeas donde, sin carácter vinculante pero sí orientativo y recomendado, quedan fijados valores de referencia, a saber: la DQO en el efluente vertido a dominio público para industria de alimentación, bebida y leche no puede ser en ningún caso superior a 125mg/l, 25mg/l si lo referimos a DBO₅. El valor máximo de sólidos totales en suspensión admisible es de 50mg/l.

El cumplimiento de estos valores límite es asaz justificación para el presente TFM.

3.-METODOLOGÍA

3.1.-ANÁLISIS DE TOC, TIC, TC, TN

El análisis de TOC, TIC, TC Y TN se efectuó mediante un equipo Shimadzu modelo TOC-V_{CPH}, capaz de medir el contenido en TC y TIC, obteniendo por consiguiente mediante diferencia entre ambos el TOC.

La preparación de la muestra sigue el siguiente proceso:

- Centrifugación de aproximadamente 20ml de muestra a 2500rpm durante 5min.
- Filtración del sobrenadante mediante jeringa y filtros adaptables de 20µm de tamaño de poro(Millex-GN, 25mm, Millipore). Vialización directa del filtrado.

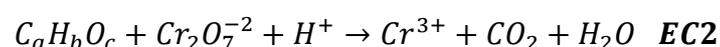
La determinación del TC se fundamenta en la medición de la emisión infrarroja del CO₂ emitido tras la combustión de la muestra a 680°C catalizada mediante platino en soporte de óxido de aluminio. El CO₂ producido estequiométricamente proporcional al carbono orgánico es arrastrado mediante gas portador(aire sin CO₂) hasta un detector infrarrojo.

El TIC es evaluado mediante la acidificación previa de la muestra(que realiza de forma automática el equipo) con ácido fosfórico al 25% p/v que permite liberar el contenido en carbonatos y bicarbonatos en forma de CO₂.

3.2.-ANÁLISIS DE DQO

El contenido en materia orgánica, sea biodegradable o no, puede obtenerse a partir de la oxidación mediante un agente fuertemente oxidante en presencia de un catalizador de sulfato de plata; el valor así obtenido se expresa en mg/l(ppm) de oxígeno consumido en la citada oxidación, según la estequiometría de la ecuación

EC2:



El reactivo empleado es el dicromato potásico, que no discrimina entre materia biodegradable y no biodegradable.

El equipo utilizado consiste en:

- Kits de medición para DQO Lovibond COD Vario Tube Test MR, 0-1500mg/l.

- Kits de medición para DQO Lovibond COD Vario Tube Test HR, 0-15000mg/l.
- Sistema fotométrico Lovibond MD 100.
- Filtros para análisis cualitativo uso general DF 400 150.
- Termorreactor Merk Spectroquant TR 620.

La sistemática de toma de muestras, tratamiento de las mismas y análisis consta de los siguientes pasos:

- Toma de la muestra correspondiente en frasco limpio.
- Decantación de la muestra con objeto de facilitar la ulterior filtración.
- Filtración por gravedad con filtros DF 400 en el caso de muestras que contengan biomasa.
- Previsión de la cantidad de DQO que puede presentar la muestra. Elección del kit de análisis adecuado a la luz de la DQO prevista.
- Pipetear 200µl de muestra en el kit HR o 2ml en caso de emplear el kit MR. Agitar vigorosamente durante 2min agarrando el tubo por el tapón en aras de evitar tanto el calor desprendido por la reacción, fuertemente exotérmica, como dejar restos en el tubo que puedan interferir posteriormente en la lectura del espectrofotómetro.
- Depositar en el termorreactor, programado a 148°C, y dejar reaccionar durante dos horas.
- Retirar del termorreactor y dejar enfriar los tubos en una gradilla durante cinco minutos, tras los cuales se redisuelven los depósitos del precipitado formado(fácilmente visible) volteando los tubos un par de veces. Volver a dejar en reposo en la gradilla durante al menos 25min adicionales, hasta completo enfriamiento.
- Hacer el blanco con agua miliQ en el Lovibond MD100, seleccionando el rango de medida.
- Introducir el tubo y testear.

3.3.-ANÁLISIS DE DBO₅

La demanda biológica de oxígeno a cinco días, parámetro estándar aceptado como representativo del contenido en materia biológicamente degradable consumida hasta una extensión del 70% del total, esto es, transcurridos cinco días la biomasa habría metabolizado el 70% del total de la materia orgánica que puede ser

empleada como sustrato, se determina mediante un equipo OXITOP®, que se fundamenta en el registro de la pérdida de presión en un recipiente cerrado merced al consumo del oxígeno disponible por parte de la biomasa en el desarrollo de su actividad metabólica.

La preparación de un ensayo OXITOP, que no deja de ser una respirometría tipo Warburg, consta de las siguientes etapas:

- Toma de muestra.
- Determinación de la DQO y/o del TOC que permita predecir el valor aproximado esperado de DBO₅, en base a la experiencia previa y a relaciones aceptadas. Se conoce que sustratos altamente biodegradables mantienen una relación DBO₅/DQO=0.8, mientras que los que son poco biodegradables tiene una relación de 0.2. Por otro lado, puede admitirse a nivel de estimación que la relación entre el DQO/TOC=3
- Determinación de la cantidad de muestra a introducir en la botella del OXITOP, de 510ml nominales máximos, en base a la DBO₅ prevista y a través de la tabla facilitada por el fabricante del equipo OXITOP(tabla 2).

<i>Sample volume (ml)</i>	<i>Measuring range (mg/l)</i>	<i>Factor</i>
432	0 - 40	1
365	0 - 80	2
250	0 - 200	5
164	0 - 400	10
97	0 - 800	20
43.5	0 - 2000	50
22.7	0 - 4000	100

TABLA 2: cantidad de muestra a introducir en la botella en función de la cantidad de DBO(measuring range, mg/l) prevista.

- Determinación de la cantidad de biomasa, en peso seco, a introducir en la botella. Para ello, se decide qué relación $U=F/M$ se quiere emplear en la botella y, conocido ya el volumen de muestra y, por ende, F, puede inferirse la cantidad de biomasa M en peso seco. Mediante la relación biomasa seca/biomasa húmeda, que debe haberse estimado previamente, podemos conocer la cantidad de biomasa húmeda que se utilizará como inóculo.

La biomasa húmeda es el depósito obtenido al centrifugar(3500rpm, 5min) una muestra extraída del SBR una vez se retira el sobrenadante; cuanto mayor sea la concentración de biomasa de esta

muestra, menor será la cantidad que habrá de ser centrifugada con objeto de disponer de la cantidad de biomasa húmeda calculada en el paso anterior. La ecuación **EC7** nos permitiría calcular la cantidad de biomasa húmeda a pesar:

$$M_{húmeda} = \frac{\frac{TOC_{alimento} \cdot V_{sample}}{U}}{R} \quad \text{EC7}$$

Donde $M_{húmeda}$ es la masa de biomasa húmeda, $TOC_{alimento}$ es el TOC de la muestra, V_{sample} el volumen de muestra a emplear en la experiencia según la tabla 2, U la carga másica y R la relación (biomasa seca):(biomasa húmeda). La carga másica se escoge en base a la experiencia, a partir de la consulta de referencias bibliográficas o teniendo presentes las condiciones del biorreactor real estudiado.

- Recoger y pesar, tras la centrifugación, la cantidad de biomasa húmeda necesaria. Pesar en un vaso de precipitado y emplear el volumen de muestra para arrastrarla hacia la botella. Se asume que el volumen que aporta la biomasa húmeda es despreciable frente al de la muestra.
- Introducir agitador magnético. Adicionar 20gotas/l de reactivo inhibidor de la nitrificación(Allylthiourea) con objeto de evitar el falseamiento de la pérdida de presión por consumo de O_2 por la competencia en consumo del mismo que requiere el proceso de nitrificación.
- Colocar un séptum con cestillo(porporcionado con el equipo OXITOP) a modo de tapón contenedor, y situar dentro del mismo dos lentejas de NaOH, con objeto de capturar el CO_2 deprendido en la respiración celular y fijarlo como carbonato sódico, de modo que efectivamente se produzca una depresión en el interior de la botella al consumirse el gas oxígeno.
- Roscar finalmente el cabezal automático digital, colocar la botella sobre la base especial del equipo OXITOP con rotor magnético que permite el movimiento de la píldora magnética del interior de la botella, e introducir en un sistema de incubación que disponga de enchufes para conectar la base del OXITOP y termorregulación. Programar el incubador a 20°C.
- Activar el mando del equipo OXITOP sincronizando con el cabezal de cada una de las muestras. Cerrar el incubador y dejar reaccionar durante 5 días.

- El tratamiento de los datos se efectúa mediante el software proporcionado con el equipo OXITOP, Achat OC, trabajando con los datos recogidos por el mando tras los cinco días.

3.4.-ANÁLISIS DE MLVSS(CONCENTRACIÓN DE BIOMASA) Y MLSS

El análisis del contenido en sólidos totales en suspensión y sólidos volátiles en suspensión se realiza por gravimetría, empleando el siguiente material:

- Balanza de precisión
- Estufa
- Mufla
- Filtros de microfibra de vidrio Whatman 150mm
- Crisol
- Bomba de vacío
- Agua destilada
- Embudo Buchner
- Matraz kitasato
- Campana de vacío con desecante en el fondo.

Se introduce un papel de filtro y un crisol limpio en la estufa a 100°C, durante al menos 2 horas, tras las cuales se depositan ambos en la campana de vacío con objeto de enfriarlos evitando la absorción de humedad.

Se homogeniza la muestra agitando vigorosamente, midiendo entonces 20ml de la misma con una probeta. Se pesa el crisol junto con el papel enfriados.

Se coloca el papel en el embudo y se filtra a vacío el volumen de muestra de la probeta, lavando la misma con agua destilada en aras de arrastrar todo el contenido.

Se deposita el papel con los sólidos húmedos en el crisol y se lleva a la estufa a 100°C durante dos horas, transcurridas las cuáles se sitúa el conjunto nuevamente en la campana de vacío para proceder a su enfriamiento. No bien se ha enfriado, se pesa en la balanza de precisión. Por la ecuación **EC3** se obtiene la concentración de sólidos totales:

$$[\text{Sólidos totales}] = \frac{P_2 - P_1}{V} \quad \mathbf{EC3}$$

Siendo P_1 el peso del crisol+papel antes de contener el retentato de la filtración, mientras que P_2 es el peso del crisol+papel con el retentato una vez se han secado. V es el volumen de muestra medido con la probeta.

Se toma nuevamente la muestra con el crisol y se lleva a la mufla a 550°C durante al menos 1h, transcurrida la cual se extrae y se deja enfriar en la campana de vacío.

Se pesa y, mediante la ecuación **EC4**, puede calcularse la concentración de sólidos volátiles, que comúnmente se asimila a la concentración de biomasa de la muestra.

$$[MLVSS] = C_{biomasa} = \frac{P_3 - P_2}{V} \quad \mathbf{EC4}$$

Donde P_3 es el peso de la muestra tras ser carbonizada en la mufla, y el resto de variables tienen el mismo significado que en la ecuación **EC3**.

3.5.-RELACIÓN BIOMASA SECA/BIOMASA HÚMEDA

Material necesario:

- Estufa
- Balanza de precisión y centrífuga
- Filtros Whatman 150mm
- Crisol

La relación biomasa seca:biomasa húmeda se calcula mediante el siguiente procedimiento:

1. Obtener una muestra del SBR durante la etapa de reacción con aireación o a partir de la purga de fangos; cuanto mayor sea la concentración de biomasa, menor será la cantidad de muestra a centrifugar para efectuar la inoculación de los ensayos OXITOP.
2. Centrifugar a 3500rpm durante 5min
3. Retirar el sobrenadante
4. Pesar un crisol junto con su correspondiente papel de filtro, previamente desecados en estufa a 100°C y enfriados en campana desecadora. Anotar el dato(P_2)

5. Pesar una determinada cantidad de biomasa, sin tarar el peso del filtro y del crisol, y anotar el resultado
6. Llevar a sequedad en estufa a 100°C durante dos horas
7. Retirar de la estufa, dejar enfriar en campana desecadora y pesar. Anotar el peso(P_3)
8. Aplicando la ecuación **EC5** se obtiene la relación:

$$\frac{\text{biomasa seca}}{\text{biomasa húmeda}} = \frac{P_3 - P_1}{P_2 - P_1} \quad \mathbf{EC5}$$

3.6.-TEST IVF

Material necesario:

- Probeta de 1000ml de capacidad
- Cronómetro

Se calcula el IVF mediante la siguiente secuencia procedimental:

1. Tomar una muestra de 1100ml del reactor en un momento cercano al final de la etapa de reacción aireada, de modo que la biomasa está en suspensión y completamente mezclada, y en un estadio cercano al punto de detención de la aireación y comienzo de la etapa de decantación.
2. Llevar 1000ml de dicha muestra a una probeta de 1000ml, tras haber asegurado su homogeneización.
3. Incoar la cuenta de tiempo y controlar el avance hasta los 30min.
4. Transcurridos los susodichos 30min, tomar el dato del volumen ocupado por la biomasa decantada en la probeta de 1000ml.
5. Con la cantidad de muestra sobrante de los 1100ml iniciales, calcular la concentración de biomasa de la misma en MLSS
6. El IVF se obtiene aplicando la **EC6**:

$$IVF = \frac{V_{30}}{MLSS} \cdot 1000 \quad \mathbf{EC6}$$

Donde MLSS es la concentración de sólidos totales, en mg/l; V_{30} es el volumen ocupado por los sólidos tras los 30min de ensayo de decantación, en ml.

3.7.-METODOLOGÍA DE INVESTIGACIÓN DE LA SITUACIÓN DE LA EDARI “CÍTRICOS DEL ANDARAX”

Con objeto de determinar las causas del aparente funcionamiento errático de la EDARI “Cítricos del Andarax”, se ejecutaron en diferentes fechas una caterva de experiencias y trabajos tanto a pie de planta como en laboratorio, a saber:

3.7.1.-TOMA DE MUESTRAS EN PLANTA

Se comenzó con una toma sistemática de muestras en planta, haciendo un seguimiento de los ciclos tanto en su comienzo y final, como en tiempos intermedios, purga y alimento. Las muestras se tomaron en diferentes puntos de sondeo así como del interior del reactor cuando era menester. El objetivo de estos muestreos fue la caracterización del reactor, determinando los distintos parámetros que definen el funcionamiento y operación de un sistema SBR y, ulteriormente, poder compararlos con los valores de operación recomendados por los autores consultados en referencias bibliográficas.

3.7.2.-SIMULACIÓN DE PROCESOS SBR EN LABORATORIO

La incongruencia de los resultados obtenidos en la toma de muestras nos llevó a realizar una experiencia de simulación en laboratorio, consistente en la siguiente secuencia de trabajo:

- Preparación de dos reactores a escala(Figura 3), de 6l de capacidad operativa, fabricados mediante un cuerpo cilíndrico de PVC de 20cm de diámetro interno y 25cm de profundidad. Disponen en la parte inferior de toma de entrada de aire, de modo que es posible la introducción de aire proveniente de la línea del laboratorio, a un caudal de 4l/min controlado por rotámetro tarado. Poseen otrosí cuatro deflectores de 24x1.5cm y agitación mediante agitador de turbina Rushton de 4cm de longitud de pala y 2cm de altura, y hélice marina en el otro reactor, a 200rpm. Con objeto de reproducir diligentemente las condiciones de operación del SBR de “Cítricos del Andarax”, los reactores a escala operaron sin control de pH, así como sin control de temperatura y a cielo abierto.
- Operación de un reactor con fangos activos recogidos en “Cítricos del Andarax” y del segundo con fangos activos procedentes de la EDAR “El Toyo” cuya operatividad se encuentra verificada y testada.

- Recogidas las muestras de fangos, se llenan los reactores con 6l de los mismos previa homogeneización; se determina así la concentración de biomasa en las muestras.
- Se dejan trabajar con aireación y agitación durante 24h de modo que se asegure la limpieza de la carga orgánica que les acompaña.
- Determinado el TOC con objeto de verificar la depuración tal y como se plantea en el apartado anterior, se detiene la aireación y agitación y se procede al decantado de los fangos.
- Retirada de 2l del sobrenadante, e introducción de 2l de SWW, volviendo a activar la aireación y la agitación. Se mide inmediatamente la concentración de biomasa en los reactores y se toman muestras mediante una jeringa con objeto de analizar periódicamente el TOC, hasta una extensión de 8h.
- Se tienen en funcionamiento un mínimo de 24h, midiendo nuevamente el TOC y la concentración de biomasa.

La experiencia anterior se repitió por dos veces empleando SWW. El objetivo es obtener datos comparados de ambos fangos, teniendo como referencia la degradación que efectúen los fangos de la EDAR “El Toyo”, con un agua residual diseñada en laboratorio de modo que la carga orgánica esté controlada y se conozca con seguridad que tiene una elevada biodegradabilidad.

De otro lado, se procedió, con los mismos fangos y sin solución de continuidad, a realizar un tercer ensayo consistente en el mismo procedimiento, pero variando el volumen de líquido sobrenadante a retirar después de la decantación así como el volumen de alimento a añadir ulteriormente, que en esta ocasión fue de 1l en ambos casos. En este tercer caso se procedió a evaluar el comportamiento de ambos fangos, en un estudio comparativo, al ser alimentados con el mismo agua que sirve de influente a la EDAR “Cítricos del Andarax”, a la que previamente se le había medido el TOC y la DQO.



FIGURA 3: REACTORES SBR SIMULADOS EN LABORATORIO. Izq: fangos de Cítricos del Andarax. Der: fangos de El Toyo.

3.7.3.-EXPERIMENTOS OXITOP®

Se efectuaron dos ensayos de respirometría Warburg mediante equipo OXITOP duplicados cada uno, siguiendo la metodología indicada en el apartado 3.3, con objeto de evaluar la biodegradabilidad del agua real de “Cítricos del Andarax” empleada en el ensayo del apartado 3.7.2. Habida cuenta de que la acidez de dicho agua era baja, 4.42, se dispusieron sendas experiencias: una respetando la acidez de la muestra a degradar, de modo que trabajaríamos con las mismas condiciones que las que se dan en la EDARI “Cítricos del Andarax”; otra con dicha agua real neutralizada mediante solución de NaOH 1M.

El fango adicionado a las botellas responsable de la degradación procedía del SRB de la experiencia del apartado 3.7.2, correspondiente a la EDARI “Cítricos del Andarax”, tras el último ensayo con agua real, aprovechando el hecho de que ya se había adaptado al alimento. La U empleada en el cálculo de la cantidad de biomasa se eligió a partir de la relación calculada para el sistema real, con objeto de simular también en la experiencia OXITOP las condiciones del SBR de “Cítricos del Andarax”.

3.7.4.-DQO DE UN EFLUENTE MICROFILTRADO

Los resultados obtenidos a lo largo de la investigación y las referencia consultadas nos llevaron a efectuar una comparación de los valores de DQO de un efluente cualquiera de la EDARI de Cítricos del Andarax efectuando el ensayo sobre la muestra de efluente depurado tal cual, o tras ser sometida a una centrifugación a 3500rpm durante 20min, y ulterior microfiltración del sobrenadante mediante filtros de jeringa de 0,20micras, con objeto de poder eliminar posibles restos de organismos de tamaño excesivamente pequeño.

3.7.5.-OBSERVACIÓN DE FANGOS AL MICROSCOPIO

Con objeto de reforzar las conclusiones obtenidas a partir de los datos de la EDARI de Cítricos del Andarax y del SBR simulado, se llevó a cabo la observación de muestras de fangos al microscopio(Optika Microscopes, B-200) localizando tanto organismos como estructuras agregadas o dispersas.

3.8.-AGUA RESIDUAL SIMULADA

Para llevar a cabo los experimentos descritos en el apartado 3.7.2, se prepararon dos disoluciones de 6l de agua residual simulada con los componentes que aparecen en las tablas 3 y 4, con las concentraciones indicadas(en la disolución final, que requiere de la adición de los componentes de la tabla 3 en las cantidades indicadas por litro, y de 10ml por litro de la disolución denominada “minerales traza”): las cantidades de materia orgánica permiten obtener un TOC de alrededor de 1200mg/l, similar al TOC medio de las aguas residuales reales tratadas en la EDARI “Cítricos del Andarax”.

COMPONENTE	CONCENTRACIÓN
Extracto de carne(Bovril®)	6,4mg/l
Peptona	480mg/l
Glicerol(85% v/v)	2,4ml/l
NaCl	16mg/l
MgSO ₄ ·7 H ₂ O	0,5g/l
Solución minerales traza	10ml/l

TABLA 3: COMPOSICIÓN DE LA DISOLUCIÓN DE SWW

COMPONENTE	CONCENTRACIÓN(g/l)
CaCl ₂ ·2 H ₂ O	0,98
MnSO ₄ ·H ₂ O	1
Fe(NH ₄) ₂ (SO ₄) ₂ ·6H ₂ O	0,8
ZnSO ₄ ·7H ₂ O	0,2
Ácido nitriloacético	0,2

TABLA 4: COMPOSICIÓN DE LA DISOLUCIÓN DE MINERALES TRAZA

Sirve de base de la disolución agua corriente.

3.9.-REACTIVOS

N-Allylthiourea NTH 600 WTW 5g/l; peptona Becton Dickinson BACTO™; glicerina Panreac 87%; NaCl Panreac Analysis ACS 99.5% pureza; MgSO₄·7H₂O Sigma-Aldrich puriss. 99%; CaCl₂ Panreac PA-ACS 99% pureza; MnSO₄·H₂O Riedel-deHäen puriss P.A. 99%; Fe(NH₄)₂(SO₄)₂·6H₂O Panreac P.A.-ISO 99% pureza; ZnSO₄·7H₂O Riedel-de Häen Raeag. ACS. 99% pureza; ácido nitriloacético Fluka puriss. P.A. 99% pureza; NaOH en lentejas para OXITOP WTW NHP600 50g.

3.10.-MEDIDAS DE pH

Mediante equipo Crison GLP-21

4.-RESULTADOS

4.1.-SEGUIMIENTO DE Y CARACTERIZACIÓN DEL SBR DE CÍTRICOS DEL ANDARAX.

4.1.1.-24/4/2015. Toma de muestras al segundo ciclo de trabajo, 12:00-20:00

MUESTRA	TIEMPO(min)	DQO(mg/l)	TOC(mg/l)	TIC(mg/l)	TC(mg/l)	TN(mg/l)
INFLUENTE	0	10500	1825	31,19	1856	45,98
REACCIÓN	345		57,15	258,3	315,5	4,755
EFLUENTE	465	789	89,77	268,2	358	7,619

TABLA 5: Seguimiento de la contaminación en el SBR

DQO(mg/l)	TOC(mg/l)	DQO/TOC
10500	1825	5,75
789	89,77	8,79

TABLA 6: Ratios DQO/TOC

4.1.2.-27/4/2015. Toma de muestras al segundo ciclo de trabajo, 12:00-20:00

MUESTRA		TIEMPO(min)	DQO(mg/l)	TOC(mg/l)	TC(mg/l)	TIC(mg/l)	TN(mg/l)
	TB7	260	780	69,24	132,6	263,4	2,92
	TB8	305					
	TFL	350					
	DECANTACIÓN	380					
DESCARGA	TV	470	658	71,96	331,8	259,8	2,99
	FIN TV Y PROCESO	485					

TABLA 7: Seguimiento de la contaminación del SBR en diferentes momentos del proceso

DQO(mg/l)	TOC(mg/l)	DQO/TOC
780	69,24	11,26
658	71,96	9,14

TABLA 6: Ratio DQO/TOC

4.1.3.-29/4/2015. Toma de muestras al segundo ciclo de operación, 12:00-20:00

MUESTRA		TIEMPO(min)	DQO(mg/l)	TOC(mg/l)	TC(mg/l)	TIC(mg/l)	TN(mg/l)
REACCIÓN	TB8	305	443	36,93	335,9	299	1,593
	TFL	350	462	40,09	333,8	293,7	1,324
	DECANTACIÓN	380					
DESCARGA	TV	470	545	52,77	336,3	283,5	1,672
	FIN TV Y PROCESO	485					

TABLA 8: Seguimiento de la contaminación en diferentes etapas de reacción

4.1.4.-5/5/2015. Toma de muestras al segundo ciclo de trabajo, 12:00-20:00

MUESTRA		TIEMPO(min)	TOC(mg/l)	TC(mg/l)	TIC(mg/l)	TN(mg/l)
INFLUENTE	TB1	0	1040	1059	19,02	26,43
DESCARGA	TV	470	37,19	332,2	295	2,023
	FIN TV Y PROCESO	485				

TABLA 9: Seguimiento de la contaminación en diferentes etapas de reacción

4.1.5.-7/5/2015. Toma de muestras al segundo ciclo de trabajo, 12:00-20:00

MUESTRA		TIEMPO(min)	TOC(mg/l)	TC(mg/l)	TIC(mg/l)	TN(mg/l)
INFLUENTE	TB1	0	772,5	935,1	162,7	105,5
DESCARGA	TV	470	38,27	339,3	301	1,699
	FIN TV Y PROCESO	485				
PUNTOS ADICIONALES	TV CICLO ANTERIOR		51,9	349,7	397,8	2,419

TABLA 10: Seguimiento de la contaminación en diferentes etapas de reacción

4.1.6.-9/5/2015. Toma de muestras al segundo ciclo de trabajo, 12:00-20:00

MUESTRA	TIEMPO(min)	DQO(mg/l)	TOC(mg/l)	TC(mg/l)	TIC(mg/l)	TN(mg/l)
INFLUENTE	0	1670	955,5	962,4	6,847	15,94
	55	564				
	65	318				
	75	256				
	85	209				
	95	136				
	105	333				
	115	206				
	135	319	47,44	339,9	292,5	2,253
	155		47,61	337,5	289,9	2,128

TABLA 11: Seguimiento de la contaminación en diferentes etapas de reacción

DQO(mg/l)	TOC(mg/l)	DQO/TOC
1670	955,5	1,7
319	47,44	6,72

TABLA12: Ratio DQO/TOC

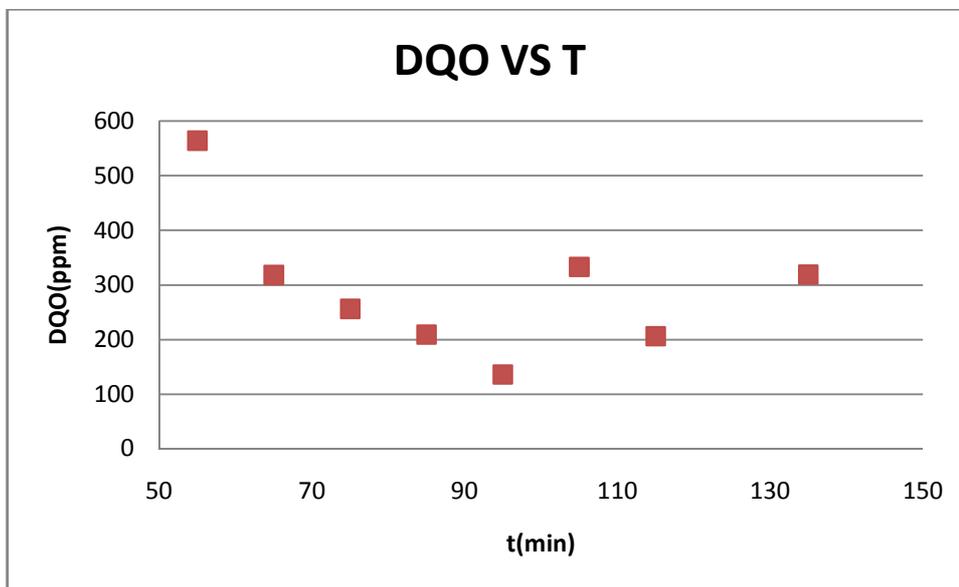


FIGURA 4: Evolución de la demanda química de oxígeno con el tiempo en el SBR de Cítricos del Andarax

4.1.7.-16/5/2015. Toma de muestras al segundo ciclo de trabajo, 12:00-20:00.

MUESTRA	TIEMPO(min)	DQO(mg/l)	TOC(mg/l)	TC(mg/l)	TIC(mg/l)	TN(mg/l)
INFLUENTE	0	1090	731,5	893,1	161,6	19,1
REACCIÓN	20	370				
	40	279				
	60	650				
	75	492				
	105	959				
	125	422				
	185	648	48,42	346,2	297,8	2,201
	215	627	40,01	339,5	299,5	2,013
	245	221	46,63	347	300,4	2,039
	315		46,94	345	298,1	2,098
TV	470	310	56,22	358,8	302,6	2,455

TABLA 13: Seguimiento de la contaminación en diferentes etapas del proceso de depuración

DQO(mg/l)	TOC(mg/l)	DQO/TOC
648	48,42	13,38
627	40,01	15,67
221	46,63	4,74
310	56,22	5,51

TABLA 14: Ratio DQO/TOC

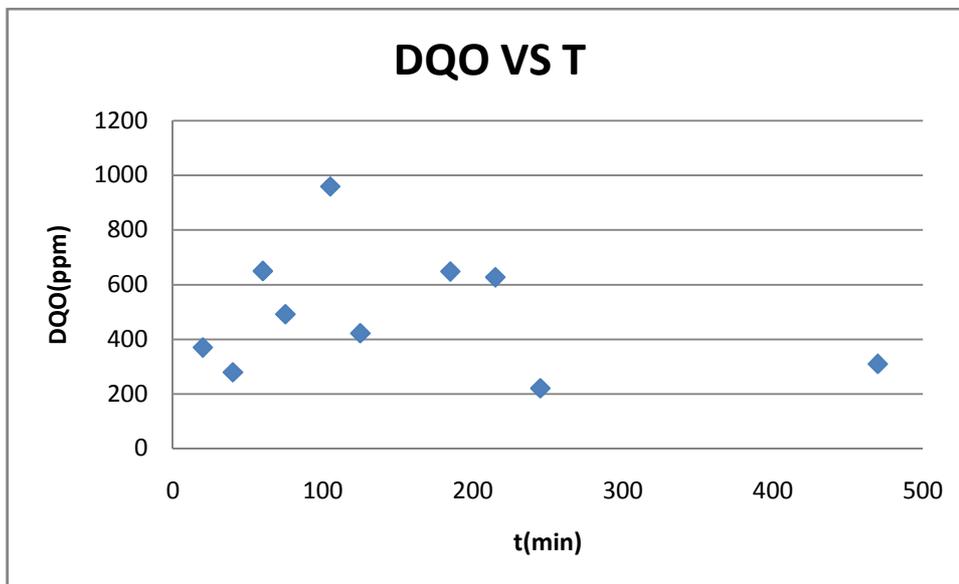


FIGURA 5: Evolución de la demanda química de oxígeno con el tiempo en el SBR de Cítricos del Andarax

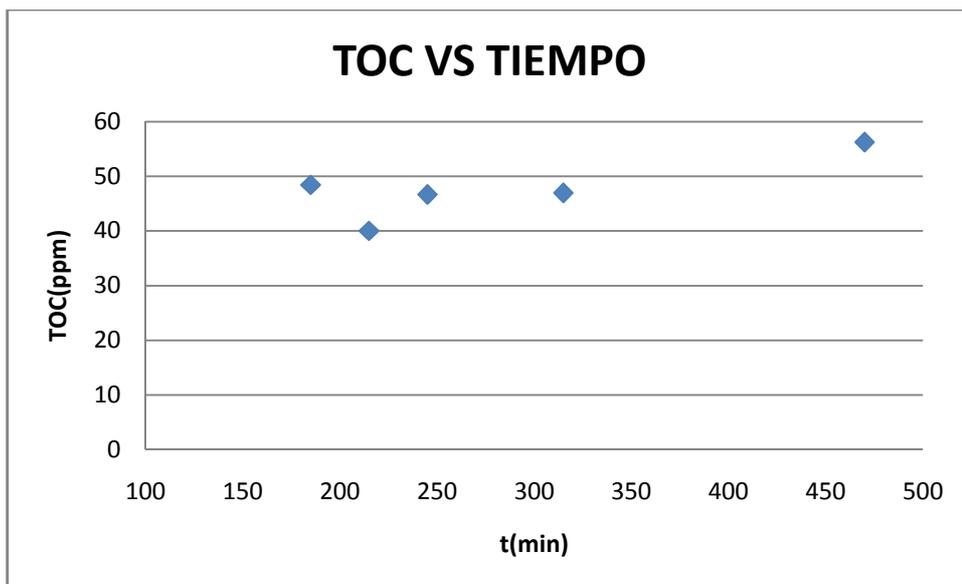


FIGURA 6: Evolución del Carbono Orgánico Total con el transcurso del proceso de depuración en el SBR de Cítricos del Andarax

4.1.8.-27/5/2015. Toma de muestras al segundo ciclo de trabajo, 12:00-20:00.

MUESTRA	TIEMPO(min)	DQO(mg/l)	TOC(mg/l)	TC(mg/l)	TIC(mg/l)	TN(mg/l)
INFLUENTE	0	3060	1201	1240	39,3	38,22
TB2+15min	80	549	43,95	335	291,1	2,859
TFL	350	417	46,43	322,9	276,5	2,65
TV FILTRADA	470	430	46,53	318,50271	9	2,749
TV SIN FILTRAR	470	637				

TABLA 15: Seguimiento de la contaminación en diferentes etapas del proceso de depuración

DQO(mg/l)	TOC(mg/l)	DQO/TOC
3040	1201	2,53
549	43,95	12,49
417	46,43	8,98
430	46,53	9,24

TABLA 16: Ratio DQO/TOC

4.1.9.- CARACTERIZACIÓN DEL SISTEMA

	24/04/2015	27/04/2015	29/04/2015	09/05/2015	16/05/2015	27/05/2015	10/06/2015
MLVSS(mg/l)	3450(*)	4350(*)	3250(*)			3900 ^(a)	8250 ^(c)
						3800 ^(b)	4100 ^(d)
MLSS(mg/l)	3600(*)	5050(*)	3450(*)			4450 ^(a)	11850 ^(c)
						4400 ^(b)	5350 ^(d)
U(mgDQO/mg biomasa·día)	1,039 ⁽¹⁾					0,0268 ⁽³⁾	
Θ_h (días)	2,928 ⁽¹⁾					29,28 ⁽³⁾	
C_v (DQO/l·día)	3585,75 ⁽¹⁾			570,305	372,235	104,5 ⁽³⁾	
MLVSS:MLSS	0,958	0,861	0,942			0,0876 ^(a)	0,696 ^(c)
						0,0863 ^(b)	0,766 ^(d)
Ratio biomasa seca/biomasa húmeda		0,0992	0,0796				
IVF						59,09 ⁽²⁾	47,66 ⁽⁴⁾
U(mgTOC/mg biomasa·día)						0,0104 ⁽³⁾	
Θ_c (días)							23,665 ⁽⁵⁾

TABLA 17: Parámetros de caracterización del SBR de Cítricos, medidos en diferentes días. (*): medido en muestras con el reactor en carga a mitad de ciclo; ⁽¹⁾: 10 % de altura de reposición del reactor; ^(a): 15min después de cargar el SBR; ^(b): 15min antes de la etapa de decantación; ⁽²⁾: Volumen de muestra=1000ml, Volumen de fango decantado=260ml, MLSS=3800ppm; ⁽³⁾: 1% de altura del reactor en líquido repuesto; ⁽⁴⁾:Volumen de muestra=1000ml, Volumen de fangos decantados=250ml, MLSS=4100ppm; ⁽⁵⁾: volumen de purga por ciclo, 10.5m³; ^(c): Medido en la purga; ^(d): medido 15min antes de la etapa de decantación(TFL)

4.2.- SIMULACIÓN EN LABORATORIO

4.2.1.-SIMULACIÓN EN LABORATORIO CON ALIMENTO SIMULADO. ENSAYO 1

CONCENTRACIÓN DE BIOMASA				
FANGO	MUESTRA	MLSS(mg/l)	MLVSS(mg/l)	MLVSS:MLSS
TOYO	Inicial(en la muestra recogida de la EDAR)	9250	7750	0,838
	Reactor recién alimentado	6200	5200	0,839
	Reactor tras 24h	7100	6300	0,887
CÍTRICOS	Inicial(en la muestra recogida de la EDARI)	3700	2900	0,783
	Reactor recién alimentado	3050	2650	0,869
	Reactor tras 24h	2250	2250	1

TABLA 18: Seguimiento de la concentración de biomasa en los SBR a pequeña escala

ALIMENTO SINTÉTICO		
TOC(mg/l)	TC(mg/l)	TIC(mg/l)
938,4	952,4	14,058

TABLA 19: Características del alimento sintético empleado en el primer ensayo

CARGA DEL REACTOR U(mg TOC/mg BIOMASA·día)	
VOLUMEN ALIMENTADO(l)	2
Volumen del reactor(l)	6
U SBR TOYO	0,060
U SBR CÍTRICOS	0,118

TABLA 20: Carga orgánica de los reactores a pequeña escala en el ensayo 1.

EL TOYO				
tiempo(h)	TOC(mg/l)	TC(mg/l)	TIC(mg/l)	% REDUCCIÓN
0(sin alimentar, del sobrenadante original)	3,139	36,69	33,551	
0	306	335	29	0
0,25	284,6	313,7	29,1	6,993
0,5	277,3	308	30,7	9,379
1	261,7	289,7	28	14,477
1,5	249,7	276,1	26,4	18,399
2	238,8	262,6	23,8	21,961
3	207,2	228,4	21,2	32,288
4	195,7	215,6	19,9	36,046
5	178,5	197,3	18,8	41,667
6	164,1	182,1	18	46,372
24	10,89	30,96	20,07	96,441
36	12,37	24	11,63	95,957

TABLA 21: Seguimiento del TOC a diferentes tiempos de reacción en el SBR a pequeña escala con fangos de El Toyo

CÍTRICOS				
tiempo(h)	TOC(mg/l)	TC(mg/l)	TIC(mg/l)	% REDUCCIÓN
0	294	463,7	169,7	0
0,25	268,4	442,6	174,2	8,707
0,5	250,8	423	172,2	14,694
1	213,9	393,9	180	27,245
1,5	203,7	377,5	173,8	30,714
2	164,7	341,6	176,9	43,980
3	115,7	294,1	178,4	60,646
4	79,98	256,9	176,92	72,796
5	45,42	220,8	175,38	84,551
6	21,08	191,2	170,12	92,830
24	25,66	201,3	175,64	91,272
36	23,82	200,9	177,08	91,898

TABLA 22 Seguimiento del TOC a diferentes tiempos de reacción en el SBR a pequeña escala con fangos de Cítricos

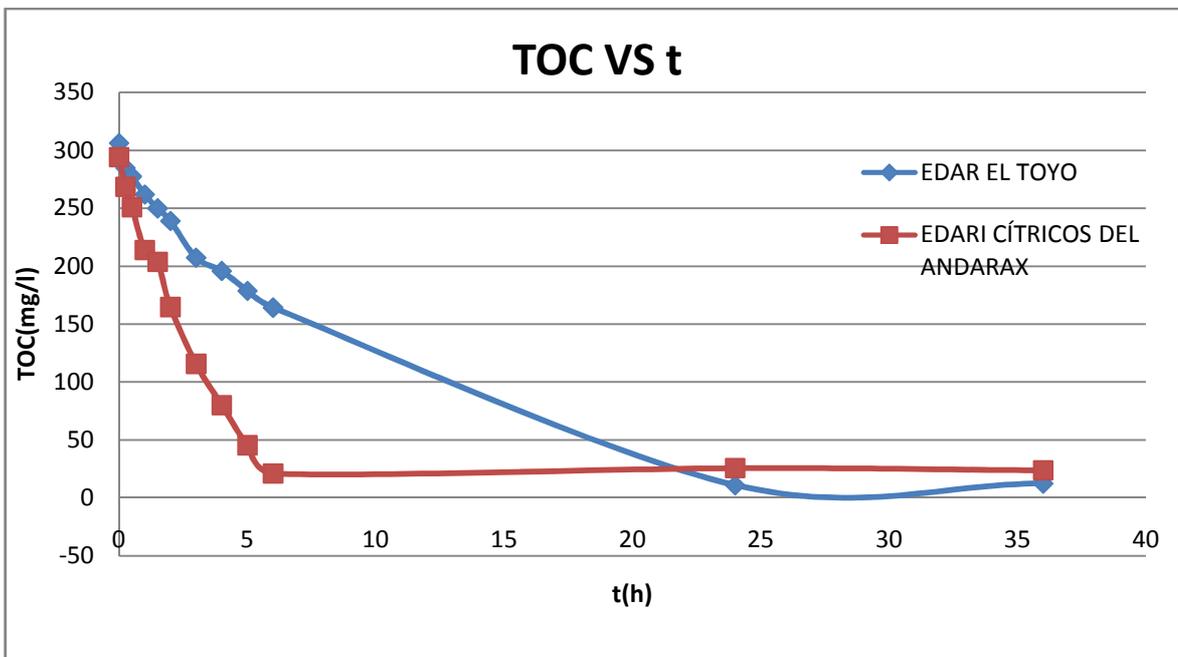


FIGURA 7: Evolución del TOC con el tiempo en ambos SBR

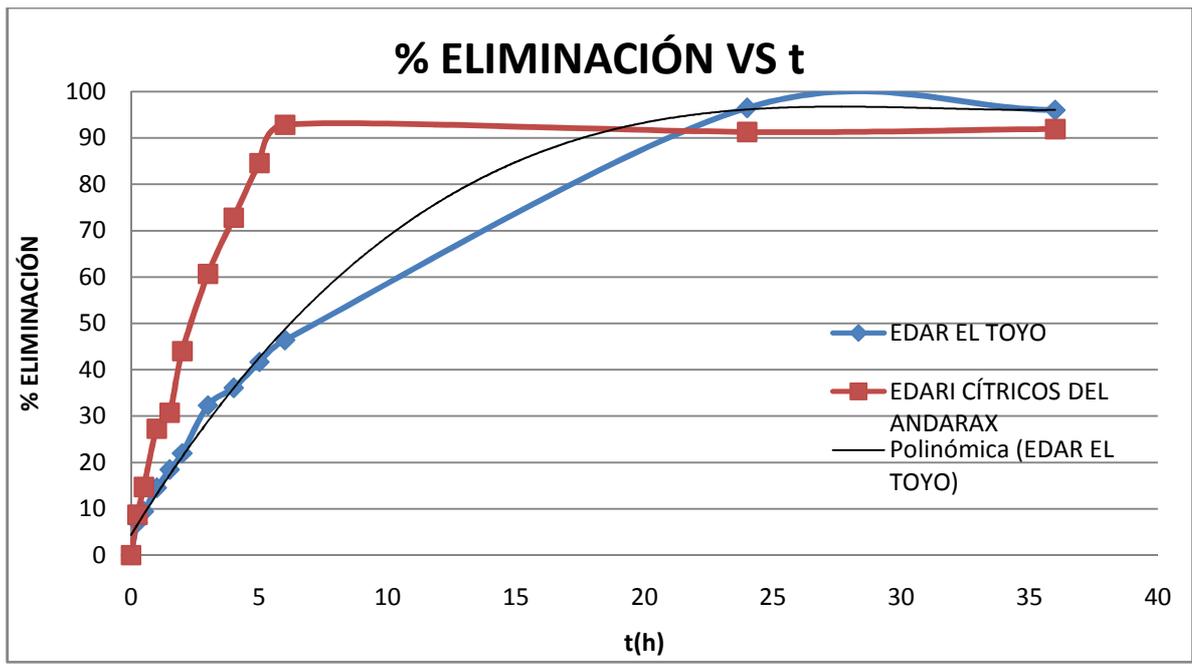


FIGURA 8: %TOC eliminado a lo largo del transcurso de la reacción

	TOYO		CÍTRICOS	
t(h)	EFICIENCIA ACUMULADA	EFICIENCIA PUNTUAL	EFICIENCIA ACUMULADA	EFICIENCIA PUNTUAL
0	0		0	
0,25	0,004	0,004	0,010	0,01
0,5	0,006	0,001	0,016	0,007
1	0,009	0,003	0,03	0,014
1,5	0,011	0,002	0,034	0,004
2	0,013	0,002	0,049	0,015
3	0,019	0,006	0,067	0,0185
4	0,021	0,002	0,081	0,0135
5	0,026	0,003	0,094	0,013
6	0,027	0,003	0,103	0,009
24	0,057	0,029	0,101	0
36	0,056		0,102	0

TABLA 23: Eficiencia puntual y acumulada(EC8 Y EC9) en ambos SBR a lo largo del proceso

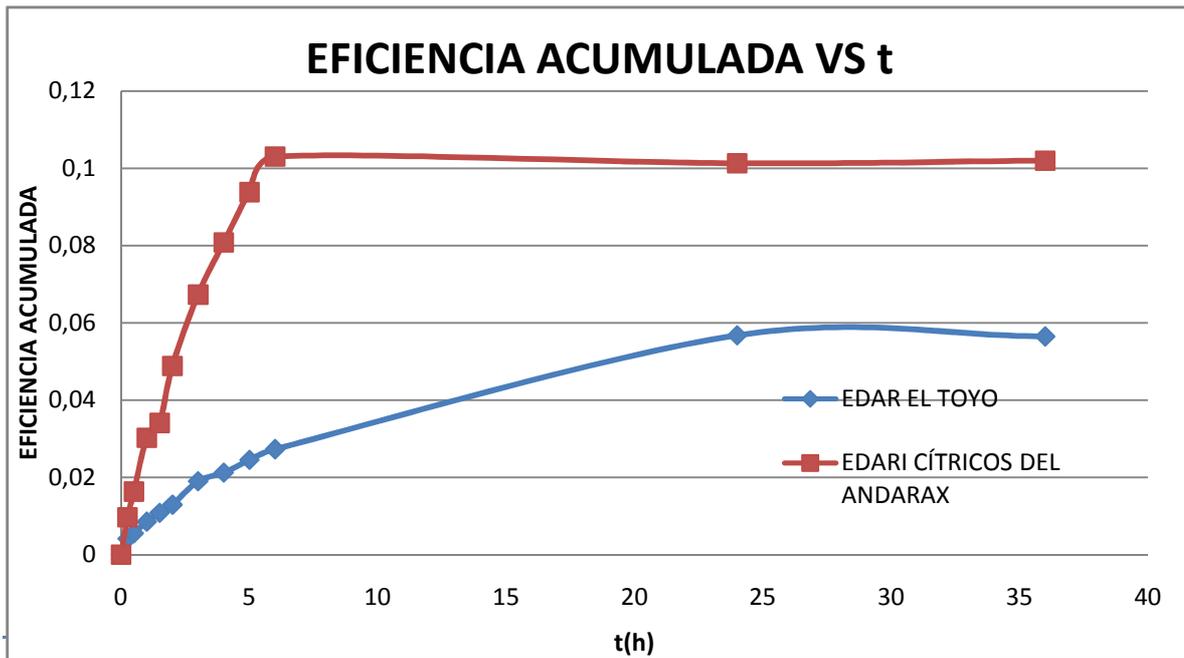


FIGURA 9: Evolución de la eficiencia acumulada con el transcurso de la reacción en ambos SBR

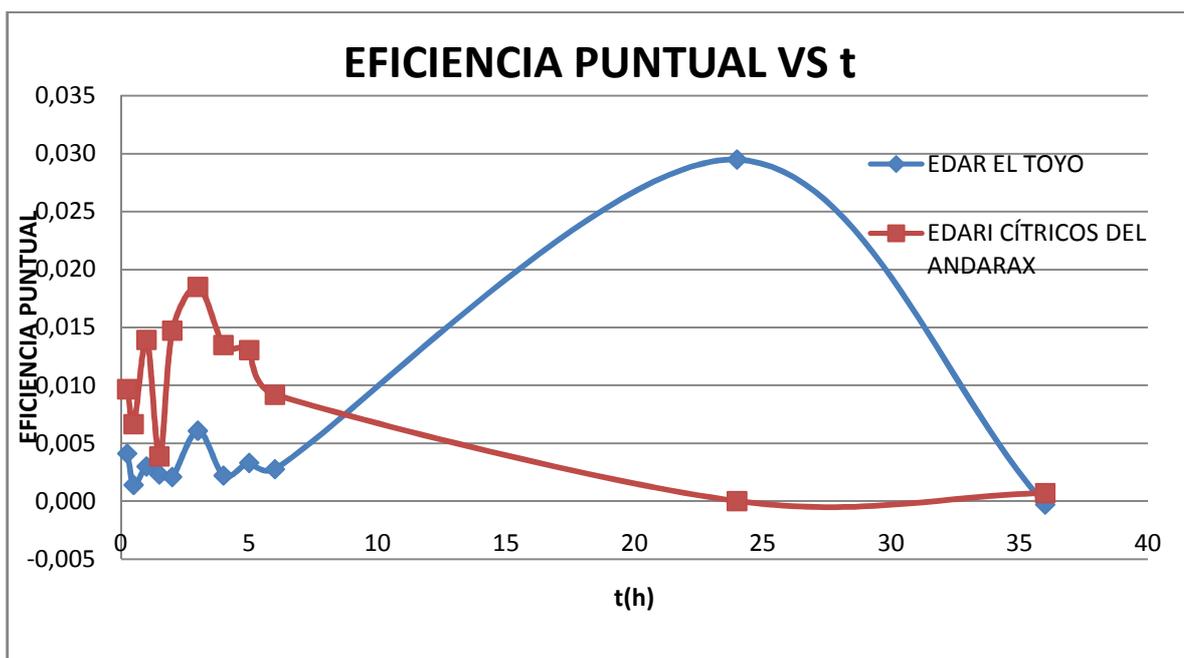


FIGURA 10: evolución de la eficiencia puntual con el transcurso de la reacción en ambos SBR

“Eficiencia Acumulada” y “Eficiencia Puntual” son dos parámetros que se obtienen como sigue:

$$EFICIENCIA PUNTUAL = \frac{TOC_t - TOC_{t+1}}{MLVSS_0} \quad EC8$$

$$EFICIENCIA ACUMULADA = \frac{TOC_0 - TOC_t}{MLVSS_0} \quad EC9$$

Donde TOC_t es el TOC en el SBR en cualquier tiempo, mientras que TOC_{t+1} será el TOC en la medida temporal inmediatamente posterior. TOC_0 es el TOC en el primer momento de medida de la experiencia, y MLVSS la concentración de biomasa al inicio de la experiencia, con el SBR recién alimentado. Estas variables artificiales nos permiten una visión de la capacidad de eliminación de cada fango y compararlos. Ambas se expresan en mgTOC/mgbiomasa, y la diferencia estriba en que la puntual se refiere a la cantidad de materia orgánica eliminada en cada intervalo de tiempo, mientras que la acumulada hace referencia a la cantidad de carga orgánica total que se ha eliminado en cada momento desde que se inició el experimento.

4.2.2.-SIMULACIÓN EN LABORATORIO CON ALIMENTO SIMULADO. ENSAYO 2

CONCENTRACIÓN DE BIOMASA				
FANGO	MUESTRA	MLSS(mg/l)	MLVSS(mg/l)	MLVSS:MLSS
TOYO	Reactor recién alimentado	6500	5650	0,869
	Reactor tras 37h	7400	3944,773	0,533
CÍTRICOS	Reactor recién alimentado	2700	2700	1
	Reactor tras 37h	2150	2150	1

TABLA 24: Seguimiento de la concentración de biomasa en los SBR de pequeña escala

ALIMENTO SINTÉTICO		
TOC(mg/l)	TC(mg/l)	TIC(mg/l)
1078	1100,4	22,52

TABLA 25 :Caracterización del SWW del ensayo 2 con SBR simulados

CARGA DEL REACTOR U(mg TOC/mg BIOMASA·día)	
VOLUMEN ALIMENTADO(l)	2
Volumen del reactor(l)	6
U SBR TOYO	0,063
U SBR CÍTRICOS	0,133

TABLA 26: Carga másica de los SBR en el ensayo 2

EL TOYO				
tiempo(h)	TOC	TC	TIC	% REDUCCIÓN
0,25	322,2	343,5	21,3	0
1	290,1	306,8	16,7	9,963
2	262,1	273,3	11,2	18,653
3	228,5	239,8	11,3	29,081
5	203,3	216,5	13,2	36,902
6	167,8	176,7	8,9	47,921
8	150,8	159,7	8,9	53,197
37	11,77	22,73	10,96	96,347

TABLA 27: Evolución del TOC y del porcentaje de eliminación en el SBR con fangos de El Toyo

CÍTRICOS				
tiempo(h)	TOC	TC	TIC	% REDUCCIÓN
0	316,2	439	122,8	0
0,25	291,1	415,9	124,8	7,938
0,5	274,4	401,9	127,5	13,219
1	235,4	365,8	130,4	25,553
1,5	213,6	344,2	130,6	32,448
2	186,1	318,3	132,2	41,145
3	136,7	271,2	134,5	56,768
4	90,5	222,9	132,4	71,379
5	38,69	174,8	136,11	87,764
6	16,23	153,3	137,07	94,867
8	16,55	146,2	129,65	94,766
37	23,25	160,8	137,55	92,647

TABLA 28: Evolución del TOC y del porcentaje de eliminación en el SBR con fangos de Cítricos

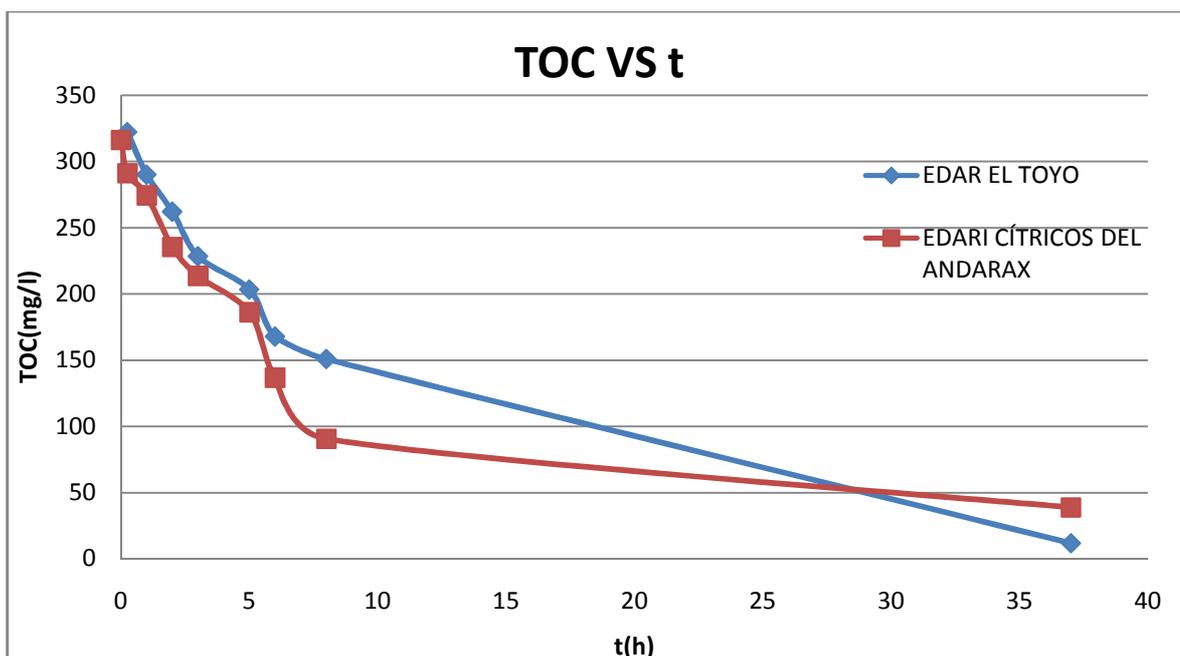


FIGURA 11: Evolución del TOC con el tiempo en ambos reactores a pequeña escala en el ensayo 2

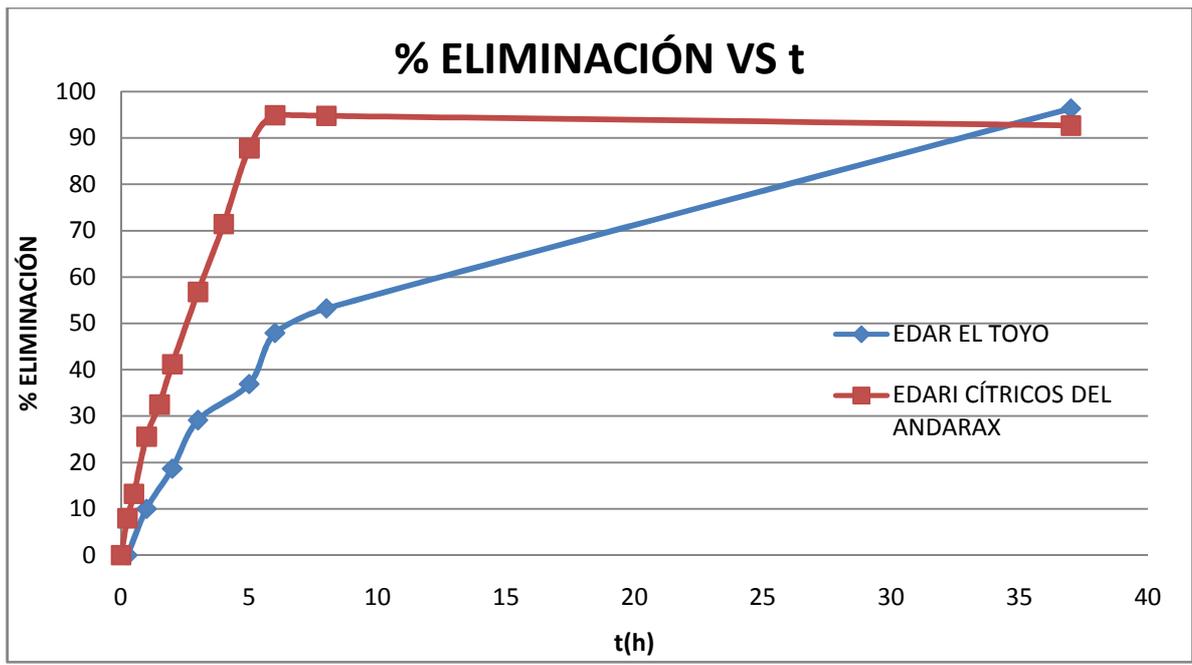


FIGURA 12: Evolución del % de TOC eliminado con el tiempo en ambos reactores simulados

TOYO			CÍTRICOS		
t(h)	EFICIENCIA ACUMULADA	EFICIENCIA PUNTUAL	t(h)	EFICIENCIA ACUMULADA	EFICIENCIA PUNTUAL
0	0		0	0,009	
0,2	0,006		0,2	0,015	0,009
5			5		
1	0,011	0,006	0,5	0,03	0,006
2	0,017	0,005	1	0,038	0,014
3	0,021	0,006	1,5	0,048	0,008
5	0,027	0,004	2	0,066	0,01
6	0,03	0,006	3	0,084	0,018
8	0,05	0,003	4	0,103	0,017
37	0,057	0,025	5	0,1111	0,019
			6	0,111	0,008
			8	0,109	0
			37	0,117	0

TABLA 29: Eficiencia acumulada y eficiencia puntual en diferentes momentos de la reacción en ambos reactores en el ensayo 2

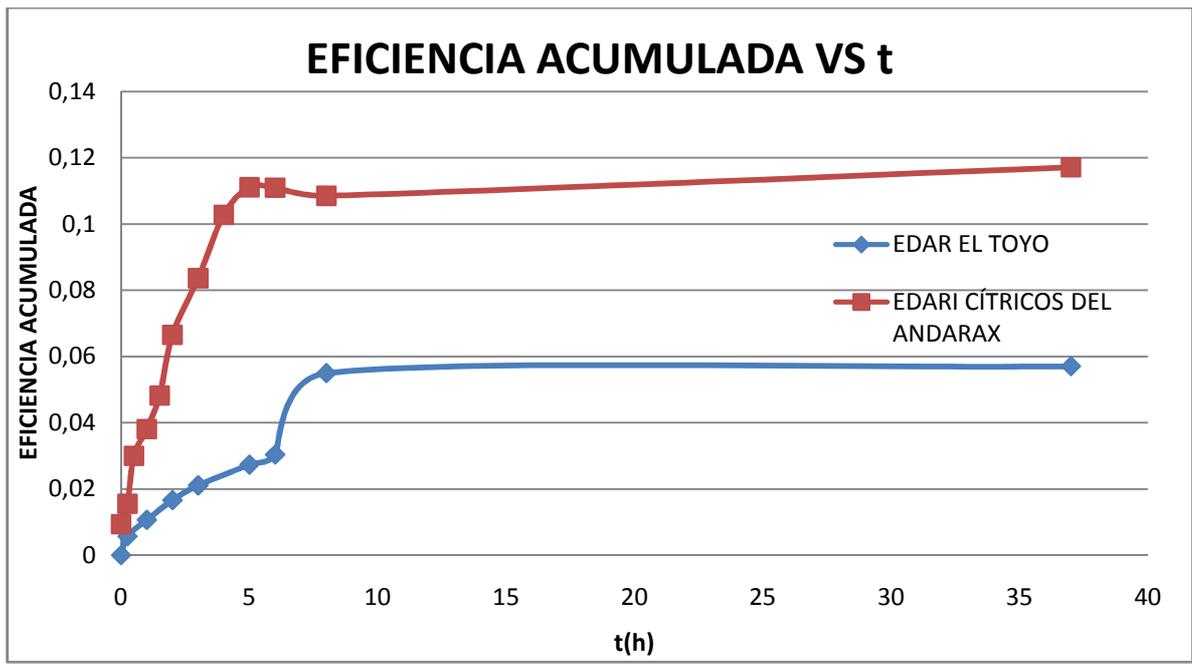


FIGURA 13: Evolución de la eficiencia acumulada con el tiempo en ambos reactores en el ensayo 2

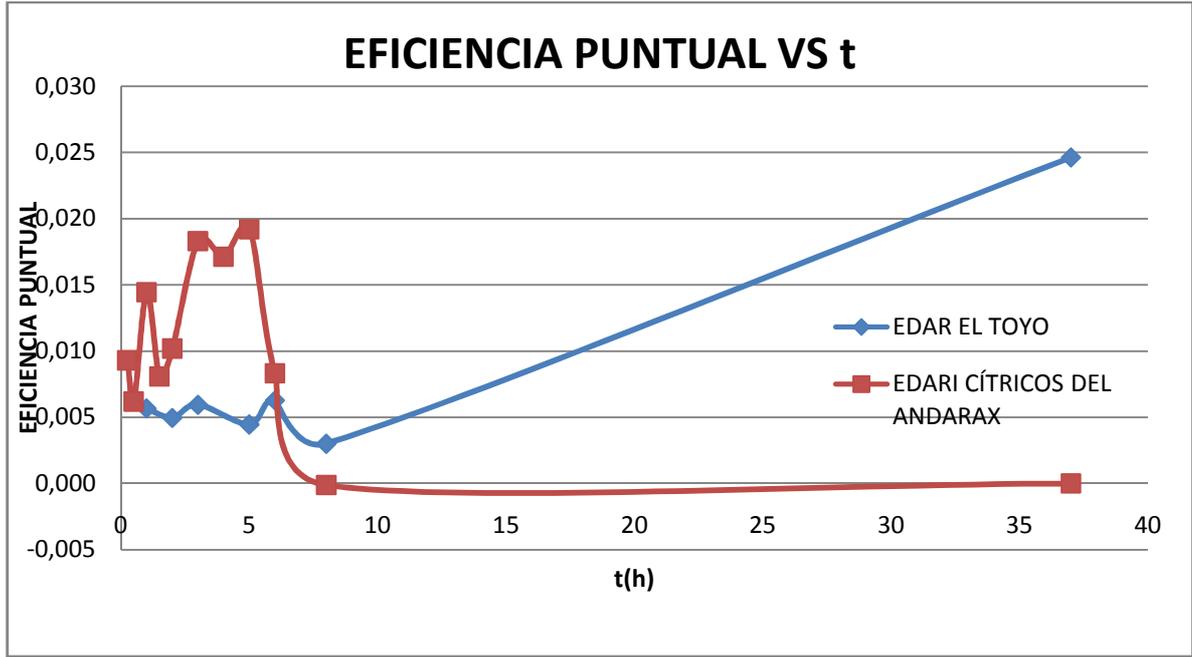


FIGURA 14: Evolución de la eficiencia puntual en ambos reactores en el ensayo 2

4.2.3.- SIMULACIÓN EN LABORATORIO CON ALIMENTO REAL

CONCENTRACIÓN DE BIOMASA				
FANGO	MUESTRA	SSTS(mg/l)	MLVSS(mg/l)	MLVSS:MLSS
TOYO	Reactor recién alimentado	7950	7000	0,881
	Reactor tras 24h(eliminando el volumen de muestras)	7750	6800	0,877
CÍTRICOS	Reactor recién alimentado	3000	3000	1
	Reactor tras 24h(eliminando el volumen de muestras)	2550	2550	1

TABLA 30: Concentración de biomasa en diferentes momentos del proceso con ambos fangos en el ensayo con agua residual real

ALIMENTO REAL				
TOC(mg/l)	TC(mg/l)	TIC(mg/l)	DQO(mg/l)	pH
2158	2236	78	10190	4,42

TABLA 31: Caracterización del agua residual real empleada en el ensayo

CARGA DEL REACTOR U(mg TOC/mg BIOMASA·día)	
VOLUMEN ALIMENTADO(l)	1
Volumen del reactor(l)	5
U SBR TOYO	0,062
U SBR CÍTRICOS	0,144

TABLA 32: Carga másica en ambos reactores al alimentarlos con agua residual real, media en TOC

CARGA DEL REACTOR U(mg DQO/mg BIOMASA·día)	
VOLUMEN ALIMENTADO(l)	1
Volumen del reactor(l)	5
U SBR TOYO	0,291
U SBR CÍTRICOS	0,679

TABLA 33: Carga másica en ambos reactores al alimentarlos con agua residual real, media en DQO

pH EN EL REACTOR		
	INICIAL(antes de alimentar)	FINAL
TOYO	7,26	8,48
CÍTRICOS	8,94	8,82

TABLA 34: seguimiento del pH en diferentes momentos de la reacción

EL TOYO				
tiempo(h)	TOC(mg/l)	TC(mg/l)	TIC(mg/l)	% REDUCCIÓN
0	389,5	395	5,5	0
0,25	392,9	394,4	1,5	-0,873
1	395,4	396	0,6	-1,515
2	385,7	386,3	0,6	0,976
3	374,3	374,9	0,6	3,902
4	376	376,7	0,7	3,466
6	354,3	355	0,7	9,037
6,75	353,63	354	0,37	9,209
24	13,63	85,74	72,11	96,501

TABLA 35: Seguimiento del TOC y del % de reducción de TOC en el SBR con fangos de El Toyo

CÍTRICOS					
tiempo(h)	DQO(mg/l)	TOC(mg/l)	TC(mg/l)	TIC(mg/l)	% REDUCCIÓN
0		431,8	508,8	77	0
0,25		451,6	532,5	80,9	-4,585
0,5		415,7	499,5	83,8	3,726
1		381	475	94	11,765
1,5		334,5	439,5	105	22,533
2		288,8	409,2	120,4	33,117
3		206,2	350,3	144,1	52,246
4		160,6	342,2	181,6	62,807
5		86,37	291,6	205,23	79,998
6		65,19	275,7	210,51	84,903
6,75		65,41	274,1	208,69	84,852
24	49	50,1	217,9	167,8	88,397

TABLA 36: Seguimiento del TOC y del % de reducción de TOC en el SBR con fangos de Cítricos

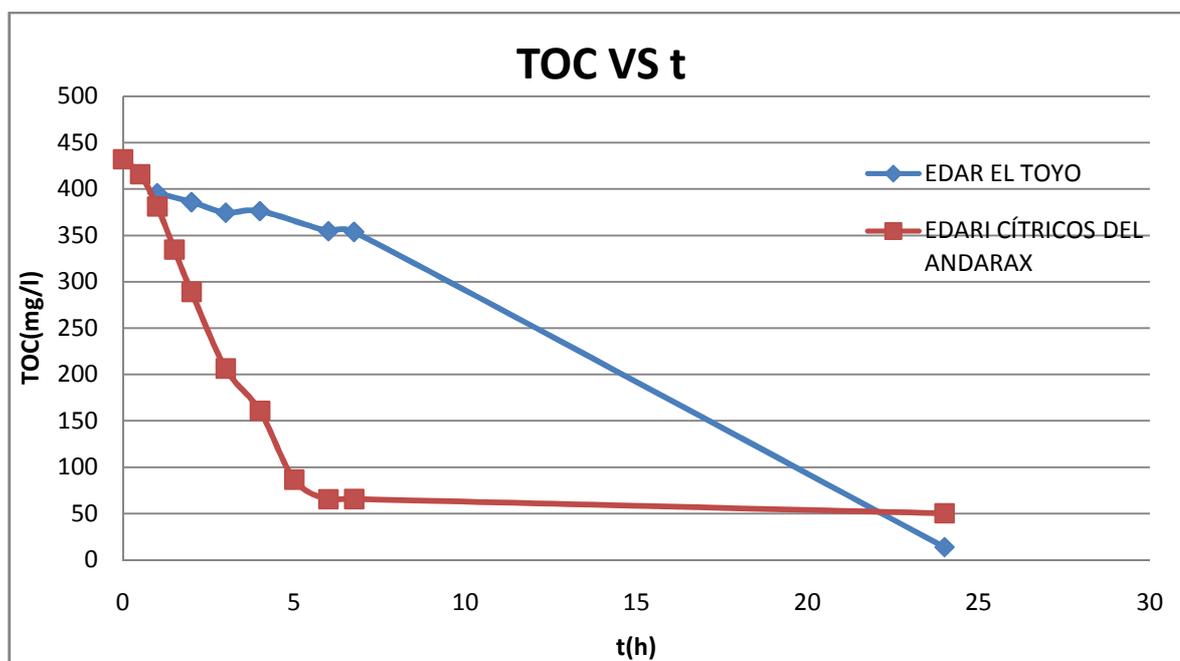


FIGURA 15: Evolución del TOC con el tiempo en ambos SBR en el ensayo con agua real

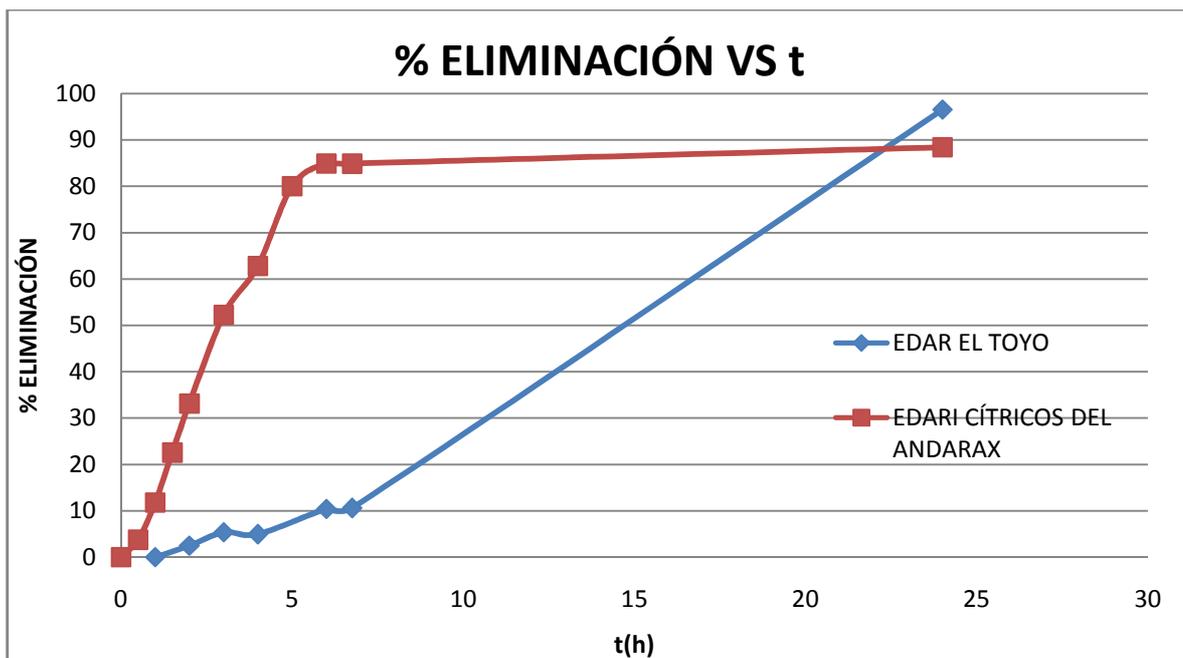


FIGURA 16: Evolución del % de eliminación de TOC con el tiempo en ambos reactores con agua residual real

TOYO			CÍTRICOS		
t(h)	EFICIENCIA ACUMULADA	EFICIENCIA PUNTUAL	t(h)	EFICIENCIA ACUMULADA	EFICIENCIA PUNTUAL
1	0		0	0	
2	0,001	0,001	0,5	0,005	0,005
3	0,003	0,002	1	0,017	0,011
4	0,003	0	1,5	0,032	0,015
6	0,006	0,003	2	0,048	0,015
6,7	0,006		3	0,075	0,027
5			4	0,090	0,015
24	0,054	0,048	5	0,115	0,025
			6	0,122	0,007
			6,7	0,122	
			5		
			24	0,127	0,005

TABLA 37: Eficiencia acumulada y eficiencia puntual en diferentes momentos de la reacción en ambos reactores en el ensayo con agua residual real

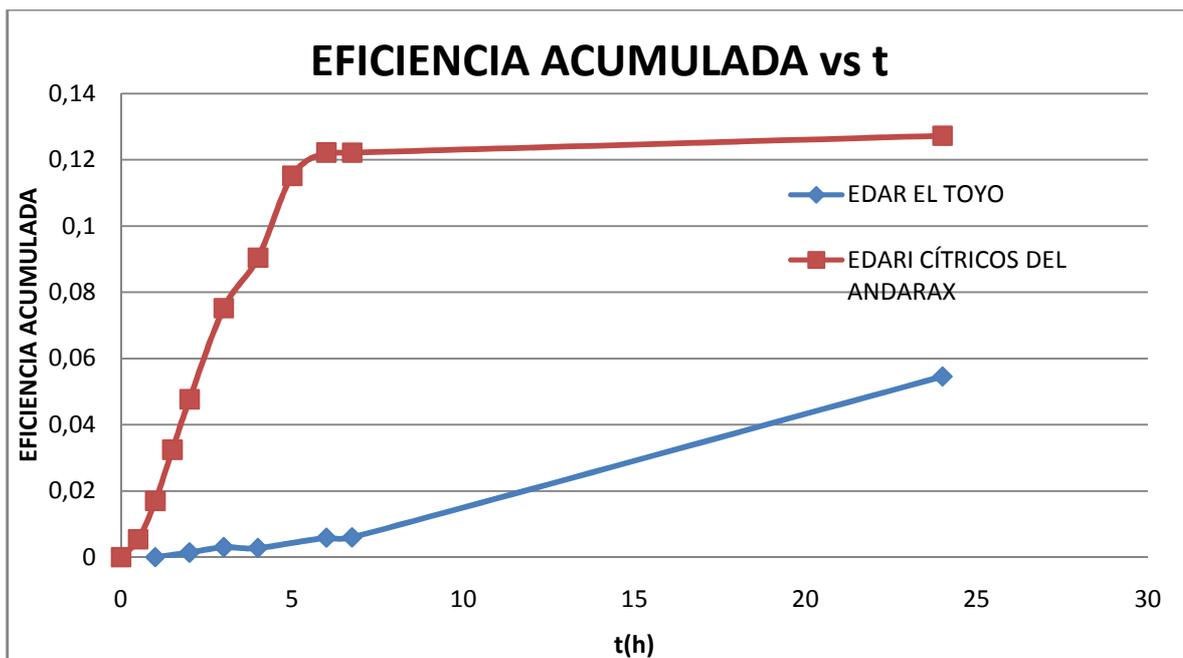


FIGURA 17: Evolución de la eficiencia acumulada con el transcurso de la reacción en ambos reactores

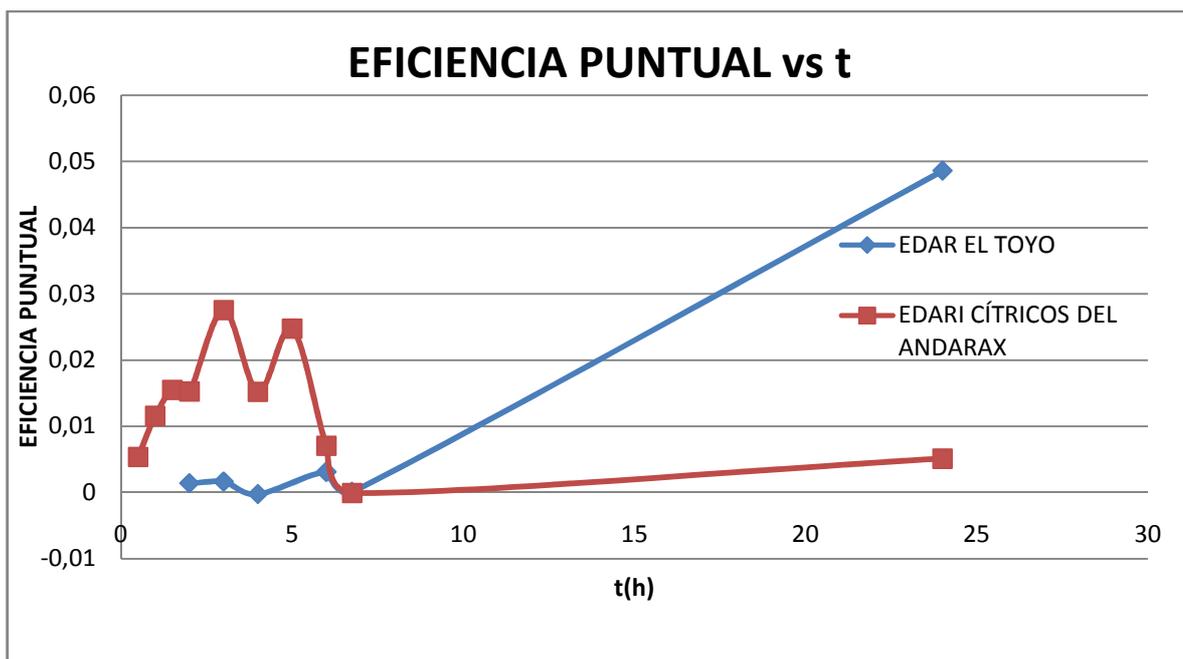


FIGURA 18: Evolución de la eficiencia puntual con el transcurso de la reacción en ambos reactores en el ensayo con agua residual real

4.3.-EXPERIENCIAS CON OXITOP®

ALIMENTO				
TOC(mg/l)	TC(mg/l)	TIC(mg/l)	DQO(mg/l)	pH
2158	2236	78	10190	4,42

TABLA 38: Caracterización de la muestra de alimento empleada en los ensayos con Oxitop®

CÁLCULO DE LA CANTIDAD DE BIOMASA HÚMEDA A PESAR	
U=F/M(mgTOC/mg biomasa·d)	0,104
Volumen de muestra necesario(ml)(tabla 2)	22,7
Relación biomasa seca:biomasa húmeda	0,08
Peso de biomasa seca(g)	0,235
Peso de biomasa húmeda(g)	2,944

TABLA 39: Determinación de la cantidad de biomasa húmeda a inocular en las botellas de Oxitop®

RESULTADOS DE TOC-DQO-DBO TRAS 5 DÍAS EN OXITOP						
MUESTRA	TOC(mg/l)	TC(mg/l)	TIC(mg/l)	DQO(mg/l)	DBO ₅ (mg/l)	DBO ₅ /DQO
ÁCIDA 1	79,62	358,1	278,48	85	3924	0,385
ÁCIDA 2	58,49	330,4	271,91	indetectable	4319	0,424
NEUTRA 1	76,8	551,6	474,8	28	4206	0,413
NEUTRA 2	149,5	594,8	445,3	41	4488	0,440

TABLA 40: DQO, TOC, TIC y DBO en el contenido de las botellas tras cinco días

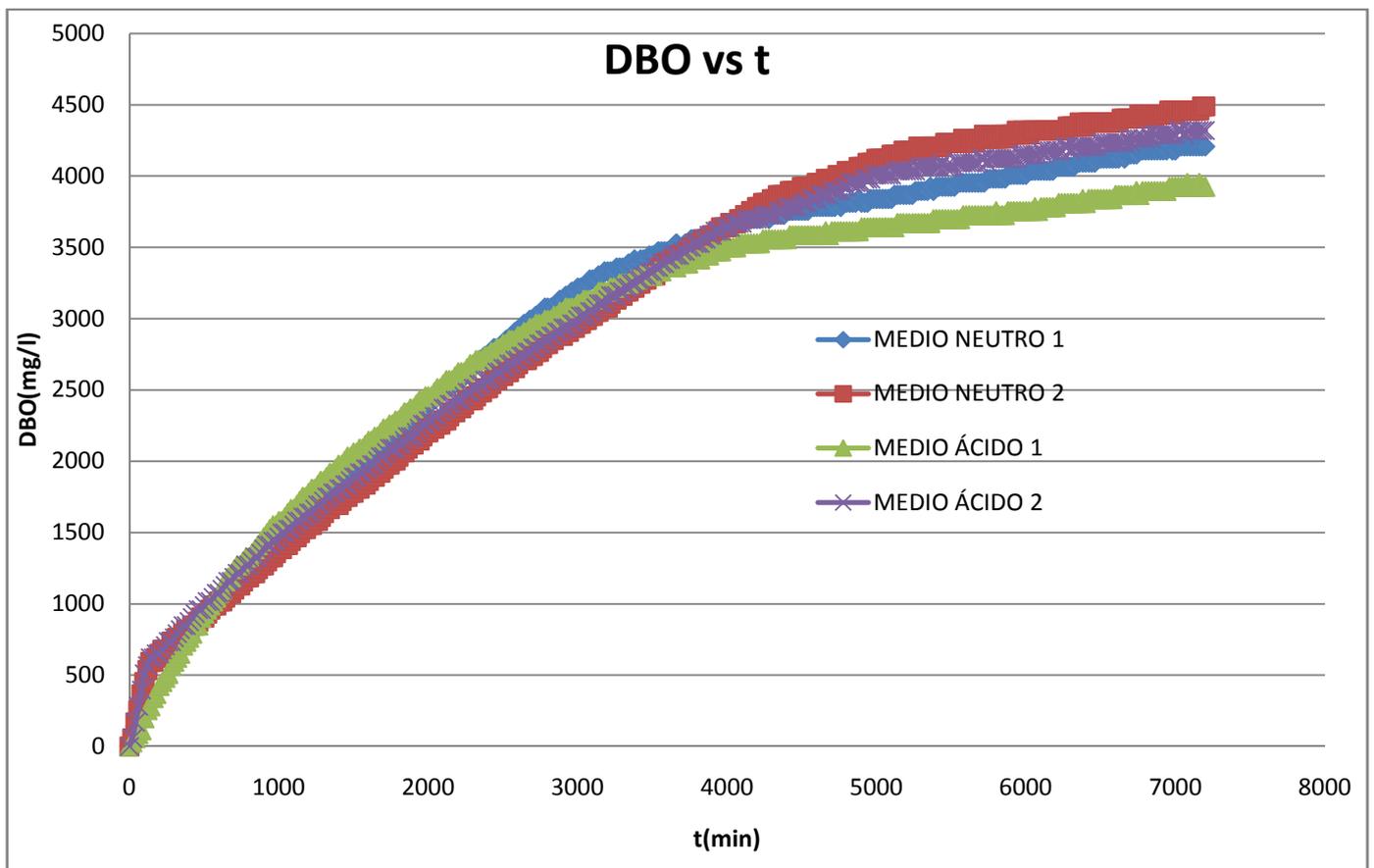


FIGURA 19: evolución de la DBO con el tiempo a lo largo de los cinco días de ensayo

4.4.-DQO DE UN EFLUENTE MICROFILTRADO

La DQO de una muestra de efluente en un día cualquiera de operación sin tratar se evaluó en 166mg/l. Esa misma muestra sometida a la preparación comentada en el apdo 3.7.4 arrojaba una DQO indetectable.

4.5.-OBSERVACIÓN AL MICROSCOPIO

Las figuras 20a y 20b son fotografías tomadas del fango observado al microscopio, con las características más importantes destacadas. Se comprobó la presencia de protozoos tipo ameba, aunque en escasa cantidad, del género *Euglypha*, así como la perfecta formación de los flóculos, agregados sin presencia de organismos de tipo filamentoso(Figura 20a 1 y 2 respectivamente).

Se comprobó otrosí la presencia, más abundante esta vez, de metazoos eucariotas del tipo rotífero, género *Philodina*(figura 20b).



FIGURA 20a: 1: organismo del género *Euglypha*. 2: flóculo perfectamente formado

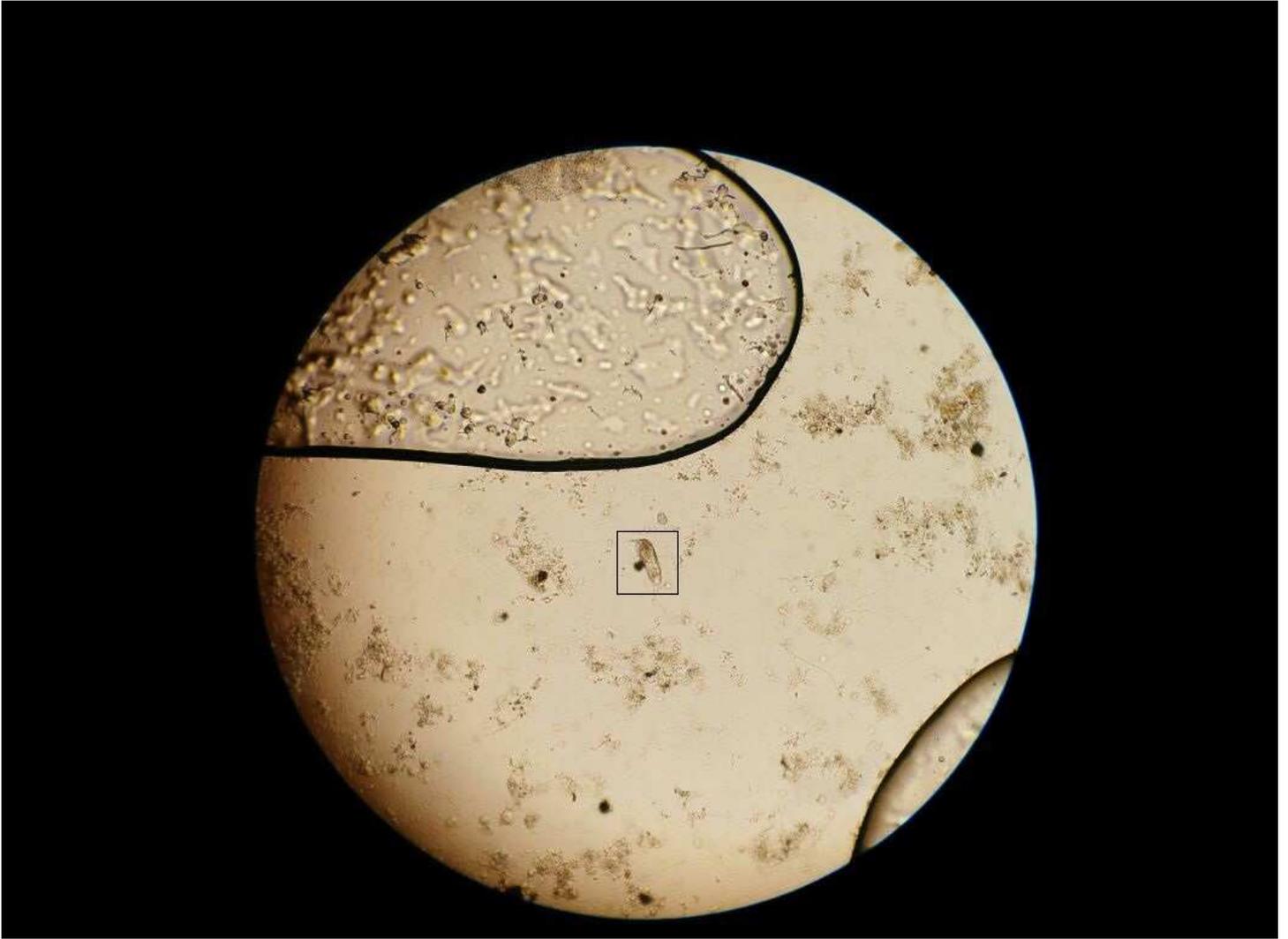


FIGURA 20b: organismo del género *Philodina*

4.6.-RESUMEN DE RESULTADOS

El seguimiento de la contaminación de las aguas residuales y su grado de depuración mediante muestras recogidas en el reactor de Cítricos del Andarax muestra unos resultados extremadamente dispares (tablas 5, 7, 8, 9, 10, 11, 13 y 15). El día 24/4/2015, se tenía una concentración de entrada de 10500mg/l (DQO) y 1825mg/l en TOC. El día 5/5/2015, el TOC del influente se determinó en 1040mg/l; dos días después, el TOC había disminuido a 772,5mg/l (7/5/2015), y otros dos días más tarde aumentaba a 955,5mg/l (9/5/2015). El día 16/5/2015 se observa un TOC en el influente de 731,5mg/l (DQO=1090mg/l). El 27/5/2015 el alimento entraba en el SBR con un TOC de 1201mg/l (DQO=3060mg/l). El pH de entrada es casi siempre ácido, pero su acidez también varía en función del proceso que impera en la planta de producción de zumos y gazpachos. El pH medio en el reactor se mantiene normalmente en torno a 8-8.9.

En el efluente (recogido en las mismas tablas que las anteriormente citadas para el caso del influente) tenemos también gran variabilidad en los resultados: 789mg/l en DQO y 89,77mg/l de TOC el 24/4/2015; DQO=658mg/l (TOC=71,96mg/l) el día 27/4; DQO=545mg/l (TOC=52,77mg/l) el 29/4; TOC=37,19mg/l el día 5/5; TOC=38,27mg/l el 7/5 (51,9mg/l en el efluente del ciclo inmediatamente anterior) y TOC=56,22mg/l (DQO=310mg/l) el 16/5; DQO=430mg/l (TOC=46,53mg/l) en la muestra de efluente filtrada y DQO=637mg/l en la misma muestra sin filtrar, aunque sí decantada.

Se calcularon en diversas experiencias las relaciones entre DQO y TOC, cuando se pudo medir ambos parámetros para una misma muestra. Existe también gran variabilidad (tablas 6, 7, 12, 14 y 16); los valores varían entre un mínimo de 1,7 y un máximo de 15,67, pero en la mayoría de los casos se encuentran en un rango superior, en torno a 9-12.

La concentración de biomasa en el reactor (tabla 17) es una variable del proceso que presenta cierta estabilidad, ya sea en forma de MLVSS o medida como sólidos totales en suspensión. Los valores para MLVSS varían entre 3250mg/l (MLSS=3450mg/l) hasta 4350mg/l (5050mg/l), aunque la mayor cantidad de sólidos totales en suspensión se registró en un momento de operación en que no coincidió con un máximo de MLVSS, si bien era elevada igualmente (MLVSS=4100mg/l y MLSS=5350mg/l).

El ratio MLVSS:MLSS oscila entre 0,958 (tabla 17) de valor máximo y 0,766 de valor mínimo.

El caudal de purga (tabla 17) presenta una concentración de biomasa de MLVSS=8250mg/l (MLSS=11850mg/l).

La carga másica (U) es un parámetro de evaluación de las condiciones de operación del reactor. Se registraron valores dispares (tabla 17): 1,039mgDQO/mgbiomasa·día, 0,0268mgDQO/mgbiomasa·día (0,0104mgTOC/mgbiomasa·día).

También se calculó la carga volumétrica (mgDQO/l·día) en distintas ocasiones, con valores que van desde 3585,75, 570,305 y 372,235, hasta 104,5.

El tiempo de retención hidráulico (días) toma valores entre 2,928 y 29,28. Por su parte, para el tiempo de retención celular, también en días, se ha obtenido un valor de 23,665. Ambos se recogen en la tabla 17.

El test IVF se repitió en sendas ocasiones con objeto de garantizar la fiabilidad de los resultados obtenidos, y en ambos casos el valor fue similar: 59,09 y 47,66 respectivamente.

Las dos experiencias repetidas con agua residual simulada, con objeto de comparar el comportamiento de los fangos de Cítricos del Andarax con unos fangos testados(EDAR El Toyo) arrojaron resultados similares.

En la primera experiencia, la concentración de biomasa en el caso de los fangos de El Toyo varía entre 5200 y 7750mg/l, con un ratio MLVSS:MLSS desde 0.838 y 0.887; en el caso de los fangos de Cítricos del Andarax, hay una concentración MLVSS menor(2250-3700) y un ratio MLVSS entre 0.783 y 1(véase la tabla 18).

Se introdujeron dos litros en cada reactor, tras haber eliminado dos litros del sobrenadante producto de la decantación del líquido original que acompañaba a la muestra de fangos en cada caso(cuyo TOC se redujo hasta 3,139mg/l en el caso de El Toyo, tras 24h de aireación y agitación, garantizando que se comienza desde condiciones prácticamente limpias), del alimento SWW cuyo TOC alcanzaba 952,4mg/l, a pH neutro.

La carga U del SBR con los dos litros de reposición, alcanza 0.06mgTOC/mgbiomasa·día en el caso de los fangos de El Toyo, y 0.118mgTOC/mgbiomasa·día en lo que hace a los fangos de Cítricos.

Los fangos de Cítricos parten de un valor de TOC inicial con el reactor recién alimentado de 294mg/l, y alcanzan un TOC de 21,08mg/l en 6h. En el caso del SRB con fangos de El Toyo, el TOC inicial es de 284,6mg/l y se alcanza el mínimo de 10,89mg/l a las 24h(Figura 7).

El porcentaje de eliminación(Figura 8) máximo en el caso de los fangos de cítricos se alcanza a las 6h(92,83%) y se estabiliza, mientras que los fangos de El Toyo registran la máxima eliminación a las 24h(aunque la línea de tendencia por regresión indica que el valor máximo se alcanzaría a las 20h aproximadamente) con un valor máximo de eliminación de 96,441%.

La capacidad de eliminación acumulada(Figura 9) del fango de Cítricos es máxima a las seis horas, con 0.103mgTOC/mgbiomasa, mientras que en el caso de El Toyo el máximo se alcanzaría a las 20h, estabilizándose en 0.057mgTOC/mgbiomasa.

La eficiencia puntual(Figura 10) es máxima en el caso de los fangos de Cítricos a las 3h, con 0.018mgTOC/mgbiomasa, mientras que en el caso de los fangos de El Toyo, se tiene 0.029mgTOC/mgbiomasa.

La repetición de la experiencia, siguiendo las mismas directrices, arrojó los siguientes resultados: con una biomasa de partida de 5650mg/l(3944,773mg/l al final del experimento) en el caso del SBR de El Toyo, y 2700mg/l(2150mg/l al final) en el SBR de Cítricos, y empleando un agua residual simulada con un TOC de

1078mg/l, la carga U en el SBR de El Toyo tras eliminar 2l del sobrenadante anterior y reponer 2l de la citada SWW es de 0,063mgTOC/mgbiomasa·día y 0,133 en el SBR con fangos de Cítricos.

La concentración de materia a degradar al inicio en el SBR de El Toyo es de 322,2mg/l de TOC, alcanzando el mínimo a las 20-25h(según la línea de tendencia) en 11,77mgTOC/l(Figura 11).

En el caso del SBR de Cítricos, el TOC inicial es de 316,2mg/l, alcanzando 38,69mg/l entre las 10 y 15h según la línea de tendencia(Figura 11).

En términos de porcentaje de eliminación, los fangos de la EDAR de El Toyo, alcanzan el máximo, 96,34%, a las 15h atendiendo a la línea de tendencia; los fangos de la EDARI de Cítricos alcanzan sin embargo el máximo, 94,86%, a las 6h de funcionamiento(Figura 12).

La eficiencia acumulada(Figura 13) del fango de El Toyo, alcanza su mayor valor a las 8h, 0,055mg TOC/mgbiomasa, mientras que la de los fangos de Cítricos se alcanza a las cinco horas, 0,111mgTOC/mgbiomasa; a partir del valor máximo, la eficiencia se estabiliza.

Por otro lado, la eficiencia puntual(Figura 14) es máxima a las 5h, con 0,019mgTOC/mgbiomasa en los fangos de Cítricos; los fangos de El Toyo alcanzan la máxima eficiencia puntual al final, 0,025mg TOC/mgbiomasa.

El ensayo con alimento real obtenido de la planta de Cítricos del Andarax, cuyo TOC es de 2158mg/l, DQO=10190mg/l y pH=4.2, se lleva a cabo retirando, tras dejar decantar sin agitación ni aireación, suficiente sobrenadante como para llevar el volumen de líquido en el SBR hasta los cuatro litros; se repone entonces un litro de alimento, hasta los cinco litros finales en ambos reactores.

Así, la concentración de biomasa en el SBR de El Toyo comienza en 7000mg/l(recién alimentado) y termina tras la experiencia en 6800mg/l; en el SBR de Cítricos, se comienza con 3000mg/l de biomasa y la experiencia termina con una concentración de 2550mg/l.

La carga másica U en el SBR de El Toyo es de 0,062mgTOC/mgbiomasa·día, y en el reactor de cítricos 0,144mgTOC/mgbiomasa·día. Expresada en términos de DQO, 0,291mgDQO/mgbiomasa·día y 0,679mgDQO/mgbiomasa·día, para El Toyo y Cítricos respectivamente.

El alimento no se neutraliza al cargarlo en el reactor, pretendiendo emular lo más diligentemente posible las condiciones de trabajo de la EDARI Cítricos del Andarax, teniéndose un pH inicial(tras alimentar) en el reactor

de El Toyo de 7,26 y 8,48 al final; en el reactor de Cítricos, tras alimentar se tiene un pH de 8,94, terminando en 8,82.

El TOC en el SBR de El Toyo(Figura 15) comienza en 395,4mg/l y alcanza un valor mínimo de 13,63mg/l a las 24h; de la misma manera, en el caso de Cítricos(Figura 15) pasamos de 431,8mg/l a 65,19mg/l a las 6 horas y 50,1mg/l en 24h.

El porcentaje de eliminación(Figura 16) alcanzado por los fangos de El Toyo es máximo a 24h(96,553%) del comienzo, mientras que en el caso de Cítricos se alcanza el 84,9% a las seis horas.

De igual modo, la variable comparativa eficiencia acumulada(Figura 17) tiene su punto de máximo valor a las 24h en el caso del SBR de El Toyo, con un valor de 0,055mgTOC/mgbiomasa, mientras que para los fangos de Cítricos bastan 6h para tener 0,122mgTOC/mgbiomasa, aumentando sólo hasta 0,127 después de 24h.

La eficiencia puntual(Figura 18) de los fangos de El Toyo con el alimento real es de 0,049mgTOC/mgbiomasa a las 24h, y 0,028mgTOC/mgbiomasa es la mayor eficiencia puntual de los fangos de Cítricos a las 3h.

El ensayo de respirometría Warburg mediante equipo Oxitop permitió evaluar la biodegradabilidad de las aguas residuales tratadas en Cítricos del Andarax. El agua residual tratada tenía un TOC inicial de 2158mg/l, DQO=10190mg/l. El pH era ostensiblemente ácido, 4,42, y se llevaron a cabo sendas experiencia duplicadas: una con el agua residual previamente neutralizada mediante sosa 1M(Neutra 1 y 2) y otra con el mismo pH original(Ácida 1 y 2) con objeto de reproducir las mismas condiciones con que el SBR de Cítricos es alimentado.

Se inocularon 2,94g de biomasa húmeda en 22,7ml de muestra, siendo estas cantidades comunes a las cuatro botellas de OXITOP; se respetó una relación de carga másica $U=0,104\text{mgTOC/mgbiomasa}\cdot\text{día}$, a la luz de las condiciones de trabajo de la EDARI Cítricos del Andarax(Tabla 17).

En la tabla 40 se recogen tanto los resultados que nos impelieron a efectuar la experiencia, esto es, el índice de biodegradabilidad DBO_5/DQO , como la DBO_5 per se. La DBO_5 es aproximadamente la misma en todas las experiencias, tanto en medio ácido como neutro: 3924 y 4319mg/l para los medios ácidos, y 4206 y 4488mg/l en medios neutros. Siendo esto así, los valores de TOC y DQO en el medio de reacción de la botella al finalizar la respirometría, cinco días después de incoada la misma, son muy heterogéneos(tabla 40).

El índice de biodegradabilidad de los diferentes ensayos es 0,385, 0,424, 0,413, 0,440. La evolución de la demanda biológica de oxígeno se recoge en la Figura 19.

5.-DISCUSIÓN

La bibliografía consultada recomienda encarecidamente garantizar la mayor estabilidad posible en las condiciones de trabajo por cuanto el núcleo del proceso es de naturaleza biológica, una comunidad de organismos vivos que presentan una elevada sensibilidad a los cambios externos: características físico-químicas del alimento, del ambiente, régimen hidráulico, etc. Desde la adaptación al tipo de sustrato con que el fango es alimentado, hasta la temperatura a la que se encuentra el SBR o el hecho de la asaz disponibilidad de oxígeno disuelto en el agua, todos los parámetros se plantean como una variable de supina importancia cuya variación implica un nuevo régimen de adaptación para la población bacteriana que puede devenir en una disfunción de la planta de depuración.

Se ha comprobado que el pH no recibe control alguno a la entrada del reactor; los ensayos llevados a cabo en laboratorio simulando el SBR real(4.2.3) parecen confirmar que, habida cuenta del exiguo nivel de reposición de líquido y del efecto tampón del equilibrio de carbonatos disueltos en el agua, no supone una variable decisiva. De hecho, en el reactor real el pH se mantiene en torno a 8.9, y en los ensayos, moquer se introdujo un alimento a pH ostensiblemente bajo(4.42), las condiciones en los SBR fueron meridianamente estables(tabla 34). No obstante, se recomienda el tratamiento del alimento previa introducción en el SBR con objeto de evitar, en la medida de lo posible, fuentes de problemas, ajustando además la condiciones a las recomendadas en bibliografía(en torno a la neutralidad) por cuanto en la actualidad se encuentran en el límite máximo recomendado(9,2).

Así mismo, la composición del alimento experimenta también gran variabilidad: a nivel cualitativo se tienen valores de 731.5mg/l, 1825mg/l, 955.5mg/l en TOC(de 3060mg/l a 10500mg/l en términos de DQO) y, a falta de análisis de laboratorio capaces de arrojar datos más prolijos en lo que hace a la composición, probablemente la constitución del alimento es poco estable merced al amplio rango de procesos productivos que se ejecutan en la planta de zumos que implican cambios obvios en la composición de las aguas residuales:

fabricación de gazpachos, ácidos y con elevada carga orgánica residual; zumos de naranja natural, con elevado contenido en aceites provenientes de la corteza; lavados interprocesos, que suponen la presencia de agentes detergentes en el medio; etc.

Huelga decir que semejante rango de condiciones de trabajo que, otrosí, pueden variar dentro de exiguos períodos de tiempo, deviene en un estrés para la población microbiana, que prefiere siempre la estabilidad, y ni el tanque de homogeneización ni la capacidad de trabajo del SBR de Cítricos son suficientes para admitir los caudales de aguas residuales y sus variaciones actualmente emitidos por la planta de producción; de hecho, la toma de muestras confirma que la depuración de salida no sólo no se adecúa a los valores exigidos por la legislación ($DQO \leq 125$) sino que siquiera es admisible desde el punto de vista de la funcionalidad, comoquiera que se tienen DQO de salida de 789mg/l, 545mg/l, 310mg/l, etc. No obstante, llama la atención que el TOC no es tan alto como para arrojar semejantes valores de DQO y, además, los valores de DQO tras ser tratados con un filtro son menores que aquéllos que sólo se han dejado decantar por gravedad.

Se realizaron tomas de muestras con objeto de estudiar la evolución de la depuración en el SBR de Cítricos, y en ningún caso se obtuvieron resultados satisfactorios (Tablas 5, 7, 8, 9, 10, 11, 13 y 15): tanto la DQO como el TOC no sólo no disminuyen, sino que permanecen constantes o incluso aumentan; asumiendo posibles errores en el muestreo o el margen de error en la fiabilidad de los análisis, no es suficiente justificación para explicar estos resultados.

Al hilo de esta particularidad se comprobó que, efectivamente, la relación DQO:TOC se alejaba del valor medio 3 recogido en referencias bibliográficas (Tablas 6, 7, 12, 14 y 16) y que, otrosí, en la mayoría de los casos era mayor, lo cual aparenta ser un indicio de que el alimento no es muy biodegradable.

Una ulterior experiencia con OXITOP® arrojó valores de DBO_5 , independientemente además de la acidez de la muestra de alimento empleada (hecho que indica la elevada adaptabilidad de la biomasa de Cítricos a las variaciones de pH), homogéneos (tabla 64), e índices de biodegradabilidad comprendidos entre 0,385 y 0,440, confirmando así una biodegradabilidad media-baja habida cuenta de los valores recogidos en bibliografía: < 0.2 , poco biodegradable; $0.2 \leq DQO:DBO_5 \leq 0.6$, biodegradabilidad media; ≥ 0.6 , elevada biodegradabilidad.

Por ende, no sería posible aspirar a valores de DQO bajos en el efluente cuando el alimento no contiene un porcentaje suficiente de materia biodegradable. Este es un posible motivo de los problemas de funcionamiento de la EDARI, pero no parece ser el único.

La concentración de biomasa, media como MLVSS, se encuentra dentro del margen de los valores recogidos en bibliografía, 1000-5000mg/l. El ratio MLVSS:MLSS también se encuentra dentro de valores normales según las referencias consultadas, 0,8-0,85.

La carga másica recomendada oscila entre 2 y 4mgDQO/mgbiomasa-día, mientras que los valores calculados para el sistema real se hallan muy por debajo; no obstante, existen referencias que recomiendan valores comprendidos entre 0,25-0,50(ó 0,3-0,6). Esto podría ser beneficioso para la biomasa en tanto se evita la saturación, pero un estudio más profundo de la experiencia recogida en la bibliografía indica que la variabilidad en este parámetro no es recomendable(que se debe tanto a la escasa homogeneidad de la concentración de las aguas residuales de la planta como a la continua modificación de los relaciones de carga introducidas de forma manual actuando sobre el porcentaje de altura repuesto como alimento en cada ciclo): una carga másica muy elevada favorecería el crecimiento de organismos filamentosos, responsables del denominado "bulking", mientras que cargas másicas muy bajas devienen en la respiración endógena de la biomasa habida cuenta de la dificultad de acceso al alimento por parte de aquélla y en una dispersión de la población bacteriana dentro del licor en aras de acceder a las moléculas biodegradables, provocando problemas de floculación por mor de la citada dispersión, y de flotabilidad merced a la destrucción del contenido interno de las células como consecuencia del metabolismo endógeno. La carga másica en este sentido se encuentra dentro de los valores recomendados, aunque las variaciones de operación devienen en que en ocasiones sea excesivamente baja.

La carga volumétrica óptima recogida en bibliografía se encuentra en torno a 600mgDQO/l·día, que contrasta nuevamente con la variabilidad(Tabla 17) del rango de trabajo de los valores de C_v medidos(104,5 a 3585,75mgDQO/l·día). Este parámetro viene a tener un significado similar a la carga másica, pero referido al volumen del reactor y no a la concentración de biomasa, no siendo por ende tan representativo como aquél. No obstante, su variabilidad en el SBR de la EDARI de Cítricos del Andarax se debe a motivos similares a los

que determinan la escasa estabilidad de la carga másica, de modo que es conveniente revisar las condiciones de operación y procurar que se mantenga en torno a los valores recomendados.

En lo que hace a los tiempos de retención, tanto hidráulico como celular, los valores consultados en bibliografía no dejan claro un rango óptimo, habida cuenta de que existen autores que trabajan con tiempos de retención celular, verbigracia, de 77 días, mientras que hay publicaciones en las que no se recomiendan θ_c superiores a 12 días. No obstante, el rango de trabajo en la EDARI de Cítricos del Andarax, en su límite inferior, que viene a ser 2.928 para θ_h , es excesivamente bajo.

Los resultados de IVF nos permiten afirmar que las características de sedimentabilidad de los fangos de Cítricos del Andarax son buenas, habida cuenta de que se encuentran por debajo de 150. Esto nos condujo a descartar que hayan proliferado organismos de tipo filamentosos que dificulten la formación de los flóculos, así como otro tipo de problemas que devengan en una mala sedimentación de las células que conforman la población microbiana, como la prevalencia del metabolismo endógeno.

El objeto de las simulaciones en laboratorio, tanto con agua residual simulada como con agua residual real de Cítricos del Andarax, no era otro que determinar si el estado de los fangos de Cítricos era óptimo por simple comparación con unos fangos cuya capacidad se encuentra previamente testada. Tanto empleando SWW, de elevada biodegradabilidad, como agua residual real, los resultados obtenidos nos permiten asegurar que los fangos de Cítricos del Andarax presentan buena capacidad de depuración: basta enfrentar la capacidad de depuración con agua real de los fangos testados de El Toyo (0,055 mgTOC/mgbiomasa) y de los fangos de Cítricos (0,127 mgTOC/mgbiomasa) a las 24h. De hecho, las figuras 7 a 18 ponen de manifiesto la innegable capacidad depurativa de los fangos; abundando en lo dicho, si comparamos valores absolutos como TOC y el % de TOC eliminado aún cuando la carga másica en el caso del SBR de Cítricos siempre era mayor que en las experiencias con los fangos de El Toyo, la población bacteriana de los fangos de El Toyo quedaba en entredicho frente a la de los fangos de Cítricos. En cualquier caso, sólo destacaban los primeros en su capacidad de depuración a largo plazo, pero en lo que hace al funcionamiento en un SBR, los fangos de Cítricos habían alcanzado valores superiores al 90% de eliminación en aproximadamente 6h de funcionamiento.

El hecho de que los resultados de DQO variaran con una simple filtración, así como la elevada relación DQO/TOC y la evidencia visual (figuras 2a y 2b) nos llevó a investigar una nueva vía, la posibilidad de que hubiera proliferado una clase de organismos actinomicetos denominados *Nocardia*, que no producen efectos sobre la floculación de los fangos (de ahí que el valor de IVF sea óptimo), pero sí determinan una elevada carga de DQO en el efluente, aunque no sea biodegradable.

Estas observaciones, y los resultados obtenidos en la experiencia del apdo 4.4, nos llevaron a postular que los problemas de la EDARI de Cítricos del Andarax se podrían atribuir a la presencia de los actinomicetos del género *Nocardia*, capaces de formar una espuma de color café, sobrenadante y viscosa, de naturaleza polisacárida, que permite que una parte de estos organismos permanezca a flote, aumentando ostensiblemente la DQO de los efluentes. Además, este tipo de actinomicetos presentan un tamaño tan exiguo que dificulta su observación al microscopio, siendo necesaria una resolución en torno a 1:1000.

De hecho, la visualización con microscopio (apdo 4.5) definitivamente apoya la tesis de que los flóculos se forman sin presencia de organismos tipo filamentoso, aunque no podemos afirmar nada en lo que hace a los *Nocardia* por mor de las limitaciones del aparato empleado.

La presencia de *Euglipha* sería un indicador, no obstante, de posibles problemas de aireación y de niveles de fangos activos bajos u, otrosí, de efluentes con elevada cantidad de materia sin degradar; no obstante, no se encontraban protozoos tipo ameba con frecuencia.

Se identificaron metazoos del género *Philodina* (tipo rotífero) cuya presencia suele significar edades del fango elevadas, bajas cargas orgánicas y estabilidad en la materia orgánica, amén de fangos bien formados y oxigenados. Consumen tanto bacterias no floculadas como partículas, contribuyendo a la clarificación del efluente, y raspan la estructura de los flóculos aumentando la penetración del oxígeno en el seno de los mismos, mejorando la aireación.

En resumen: la disfunción de la planta no puede atribuirse a los fangos, a la luz de los resultados obtenidos. Se recomienda hacer un seguimiento exhaustivo de las condiciones de operación y situarlas en valores similares a los recomendados en función de la experiencia previa, en términos de U, C_v , tiempos de retención, pH del alimento, pH del SBR, etc. Se recomienda además mantener en la medida de lo posible la estabilidad de la

operación, de modo que la biomasa trabaje en un óptimo una vez se acomoda al régimen de trabajo establecido, evitando el estrés y la pérdida de estabilidad. La escasa biodegradabilidad de las aguas residuales que alimentan la EDARI podría mejorarse incluyendo tratamientos primarios que complementen el tratamiento biológico, verbigracia sistemas de retirada de aceites y grasas o incluso sería factible contemplar la instalación de una etapa de oxidación química que permita eliminar aquellas sustancias cuya naturaleza las hace inaccesibles para los fangos; en este sentido, podría servir de referencia la experiencia y resultados del grupo de investigación de la UAL encuadrado en el proyecto AQUAPYME, que incluye el acoplamiento entre tratamientos biológicos y físico-químicos (procesos de oxidación avanzada).

Las condiciones de operación no son en principio las más propicias para la proliferación de organismos de naturaleza filamentosa ($T \leq 15^\circ\text{C}$, pH ácido en el SBR, altas cargas de alimento y altas cargas orgánicas, tiempos de residencia celular excesivos, falta de nutrientes, bajas concentraciones de oxígeno disuelto) y, de hecho, la experiencia en lo que hace a la sedimentabilidad de los fangos viene a confirmar que no es un problema, pero siempre es conveniente prestar atención a su posible aparición y/o prevalencia.

Se recomienda otrosí habilitar el oxímetro comoquiera que el control del oxígeno disuelto es vital en lo que hace al control de la calidad de las condiciones óptimas para la población bacteriana, garantizando además que no se incurra en un déficit que estimule el crecimiento de los organismos de tipo filamentoso; se recomienda en este sentido un nivel de oxígeno disuelto de al menos 1.5mg/l-2mg/l, pero en la actualidad no existe equipo alguno en la planta que permita asegurar que los niveles están garantizados, moquer sí que se dispone de una aireación aparentemente suficiente.

Las soluciones aportadas por la bibliografía para paliar y/o eliminar la presencia de organismos del género *Nocardia* pasan por:

- Reducir el tiempo de retención celular durante un período de 3 semanas, desde el actual a un $\theta_c \leq 3$ días. Esta medida se fundamenta en el hecho de que una parte de los organismos *Nocardia* no flotan entre las espumas de sus propios exopolisacáridos, sino que permanecen mezclados con el resto de organismos del fango y, en cada ciclo, sedimentan durante la etapa de decantación. Huelga decir que se persigue una renovación más acelerada de los fangos, de modo que estos queden limpios en un

período de 3 semanas, aprovechando además que la tasa de crecimiento de los *Nocardia* es ostensiblemente inferior a la de las bacterias beneficiosas del fango activo.

- Eliminación mecánica de las espumas formadas como complemento de la acción anterior, con objeto de aumentar la eficacia de la remoción de los *Nocardia*.
- Control de la composición del alimento, habida cuenta de que los sustratos poco biodegradables como las grasas y aceites favorecen el crecimiento de los *Nocardia*.
- Control del pH de la alimentación. La disminución del pH perjudica la proliferación de los *Nocardia*, pero no es posible bajar el pH en exceso so pena de impedir el crecimiento de la población bacteriana beneficiosa así como promover el crecimiento de organismos de tipo filamentosos. Si bien los *Nocardia* son organismos pertenecientes a la clase filamentosas, no se comportan de igual manera que el resto ante los diferentes estímulos físico-químicos del medio; verbigracia, el aumento de temperatura, que perjudicaría a los organismos filamentosos, es beneficioso para los *Nocardia*.
- Someter el ciclo de operación diario a períodos de anoxia podría permitir eliminar parcialmente la presencia de *Nocardia*; de hecho, lograr la fase de anoxia final prevista en el ciclo de operación con objeto de eliminar el nitrógeno presente en el medio se encuentra anulada, sí que existen tales períodos de anoxia, donde no hay aireación forzada: la carga del reactor(TB1) y la etapa de decantación son por definición etapas en condiciones anóxicas.
- Uso de agentes químicos tipo hipoclorito sódico en superficie.

6.-FUENTES CONSULTADAS

- i. www.juntadeandalucia.es/medioambiente/
- ii. www.boe.es
- iii. “Diseño y construcción de un reactor discontinuo secuencial para remoción de DBO”. XXVI Congreso Interamericano de AIDIS, LIMA, PERU. Noviembre 1988. Rafael Dautan, M.L.Pérez, A. Contreras, A. Marzana, B. Rincones.
- iv. <http://www.cec.uchile.cl/~leherrer/BT53A/SBR/sbrdise.htm>

- v. "Estudio del estado del proceso de depuración de la EDAR de Cullera mediante técnicas de respirometría". Angélica Nadal Angélica. Universidad Politécnica de Valencia. 2010
- vi. "Filamentous and non-filamentous bulking of activated sludge encountered under nutrients limitation or deficiency conditions". Jianhua Guo, Yongzhen Peng, Shuying Wan, Xiong Yang, Zhiguo Yuan. *Chemical Engineering Journal*. 255(2014) 453-461.
- vii. "Performance of SBR for the treatment of textile dye wastewater: Optimization and kinetic studies". S. Sathian, M. Rajasimman, G. Radha, V. Shanmuga Priya, C. Karthikeyan. *Alexandria Engineering Journal*. (2014) 53, 417-426.
- viii. "Eliminación de plaguicidas no biodegradables mediante acoplamiento de fotocátalisis solar y oxidación biológica". María de la Menta Ballesteró Marín. Tesis Doctoral. Facultad de Ciencias Experimentales. Universidad de Almería. 2008.
- ix. "Ingeniería de Aguas Residuales. Tratamiento, vertido y reutilización". Metcalf y Eddy, 3ª edición. McGraw Hill.
- x. "Combinación de fotocátalisis solar con biorreactores de membrana para el tratamiento de aguas tóxicas. Modelado del proceso Foto-Fenton como herramienta de diseño y optimización". Alejandro Cabrera Reina. Editorial Ciemat. 2014. Tesis Doctoral.
- xi. www-etsav.upc.es/personals/monclus/cursos/1301.htm
- xii. "Biological treatment of anaerobically digested palm oil mill effluent (POME) using a Lab-Scale Sequencing Batch Reactor (SBR)". Yi Jing Chan, Mei Fong Chong, Chung Lim Law. *Journal of Environmental Management* 91 (2010) 1738e1746.
- xiii. "Full-scale sequencing batch reactor (SBR) for domestic wastewater: Performance and diversity of microbial communities". Heloísa Fernandes, Mariele K. Jungles, Heike Hoffmann, Regina V. Antonio, Rejane H.R. Costa. *Bioresource Technology* 132 (2013) 262–268.
- xiv. "Effect of the dilution rate and hydraulic retention time on the efficiency of the sequencing batch reactor (SBR) system with electroplating wastewater". Suntud Sirianuntapiboon. *Journal of Environmental Chemical Engineering* 1 (2013) 786–794.

- xv. "CONTROL DEL CRECIMIENTO DE MICROORGANISMOS FILAMENTOSOS EN UNA PLANTA DE TRATAMIENTO DE AGUAS RESIDUALES INDUSTRIALES". Víctor F. PACHECO SALAZAR, Bertha JÁUREGUI RODRÍGUEZ, Thelma B. PAVÓN SILVA y Graciela V. MEJÍA PEDRERO. Rev. Int. Contam. Ambient. 19 (1) 47-53, 2003.
- xvi. "Problemas de explotación de los fangos activados". E. Ronzano y J.L. Dapena.
- xvii. "A critical comparison of respirometric biodegradation tests based on OECD 301 and related test methods". Peter Reuschenbach, Udo Pagga, Uwe Strotmann. Water Research 37 (2003) 1571–1582.
- xviii. "APLICACIÓN DE UN REACTOR DISCONTINUO SECUENCIAL (SBR) EN EL TRATAMIENTO DE EFLUENTES LÁCTEOS". XXVII Congresso Interamericano de Engenharia Sanitária e Ambiental. María Viñas Sendic.
- xix. El ecosistema "Fangos Activos". Eva Rodríguez (SEAFSA), Laura Isac (RNM-310), Natividad Fernández (SAV-DAM-PRIDESA) y M^a Dolores Salas (ITSMO94) Grupo Bioindicación Sevilla (GBS). www.biologia.org
- xx. "BIIOFAC. Bioindicación de fangos activos". Carlos Ferrer. Facsa. Ciclo integral del agua. DVD-rom.

7.-ANEXOS

7.1.-ANEXO 1: REACTOR BIOLÓGICO SBR

Conocido por sus siglas en inglés SBR, se trata de un reactor biológico tipo discontinuo mezcla perfecta con una particularidad: la decantación no se produce en una etapa separada dentro del proceso de depuración, sino que se incluye como una etapa más de la secuencia de operación de propio reactor.

Dicha secuencia de trabajo de un SBR consta de las siguientes etapas:

1. Llenado
2. Reacción con aireación(etapa aeróbica de descomposición de materia biodegradable)
3. Etapa anóxica(cuando existe) en la que se favorece el proceso de nitrificación-desnitrificación que permite eliminar el nitrógeno
4. Sedimentación por decantación
5. Extracción(vaciado) de entre el 15 y el 75% del volumen del reactor
6. Inactividad y Purga de biomasa: no siempre se da la primera

Las operaciones unitarias implicadas en un SBR son las mismas que aquéllas que acaecen en un reactor continuo mezcla perfecta, con tecnología de fangos activados en suspensión: aireación, sedimentación, clarificación. No obstante, existen diferencias ostensibles por el hecho de que el SBR es un sistema discontinuo cerrado: en el período de reacción no hay condiciones estacionarias, si bien el global de la operación mantiene constante la cantidad de microorganismos tomando un momento de referencia, verbigracia la concentración de microorganismos al principio de la etapa de aireación y con el reactor en alta; no existe entrada ni salida de biomasa; la purga de fangos se produce en una etapa separada del período de reacción, y no simultánea a éste; no existe recirculación de biomasa, comoquiera que el vaciado es ulterior a la decantación y, por ende, el efluente no contiene, de forma ideal, biomasa alguna.

En la figura 7.1.1 podemos observar un esquema típico de funcionamiento de un SBR.

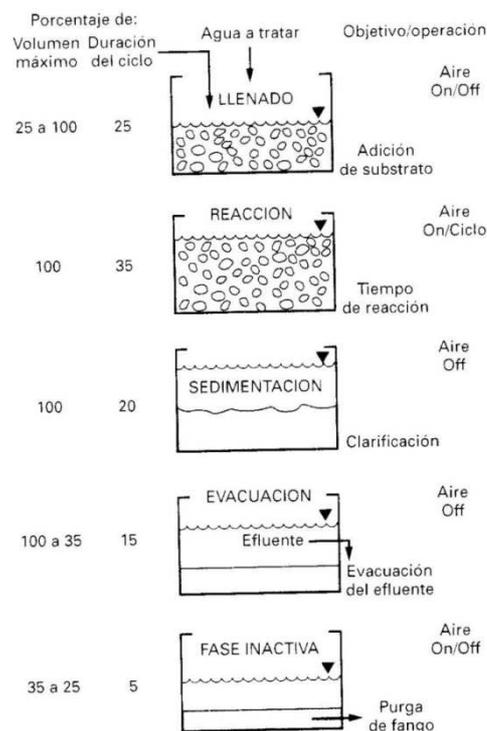


FIGURA 7.1.1: SECUENCIA DE TRABAJO DE UN REACTOR SBR

Existe una serie de parámetros que definen la operación del tratamiento de aguas residuales en sistemas continuos con reactores mezcla perfecta que tienen la misma aplicación en el caso del SBR. La figura 7.1.2 nos muestra un esquema típico de sistema clásico de fangos activos que consta de un reactor mezcla perfecta, un clarificador, recirculación y purga a partir del clarificador.

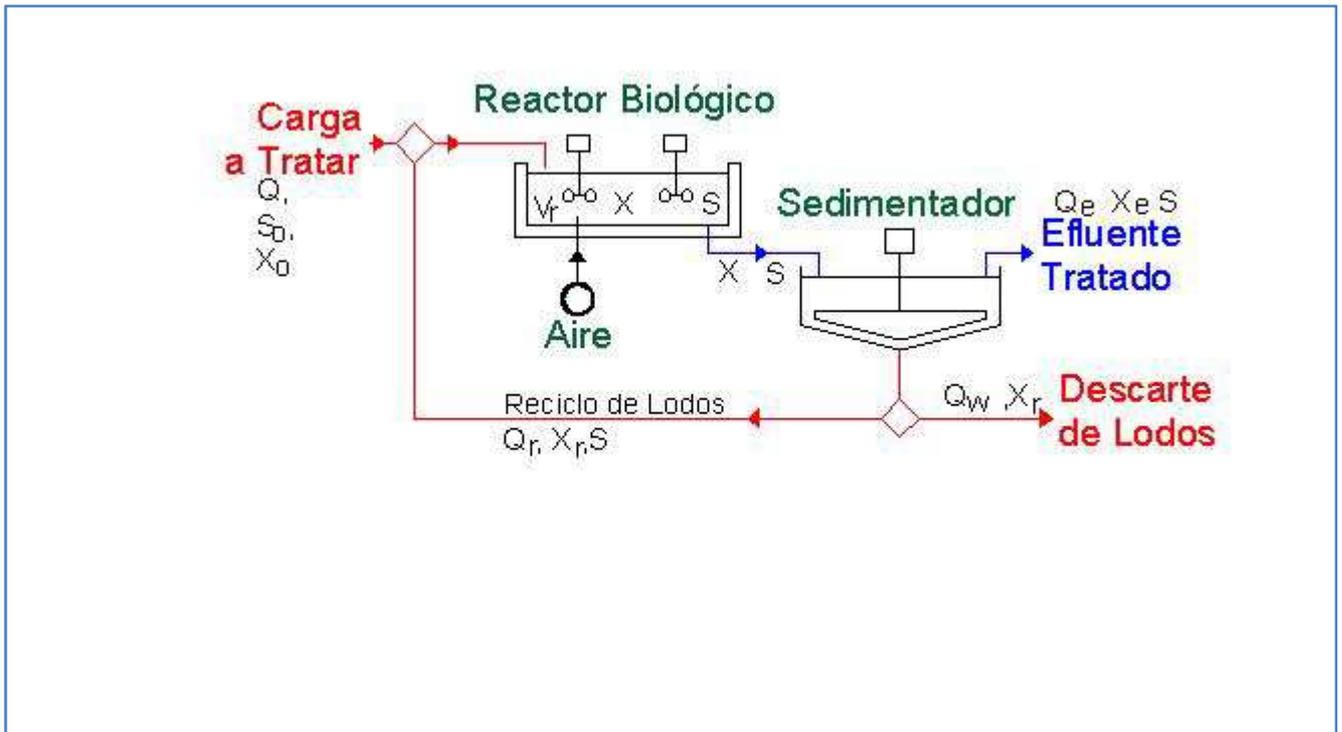


FIGURA 7.1.2: ESQUEMA DE UN SISTEMA DE TRATAMIENTO CONTINUO CON FANGOS ACTIVADOS EN SUSPENSIÓN

Siendo:

- Q: caudal de entrada
- S: concentración de sustrato(materia orgánica) a tratar
- X: concentración de biomasa, como MLVSS
- Q_e: caudal de efluente
- Q_w: caudal de purga
- Q_r: caudal de recirculación de lodos activos

En estas condiciones, aceptando además como simplificación que no existe biomasa a la entrada del sistema ni a la salida(X₀ y X_e=0), podemos definir los siguientes parámetros:

1. Carga másica(U)

$$U = \frac{F}{M} = \frac{Q \cdot S_0}{V_r \cdot X} \quad \text{EC7.1.1}$$

Donde F es el alimento y M es la masa de microorganismos en el reactor, que se asume constante.

2. Edad del fango(EF) o tiempo de residencia celular(θ_c)

$$EF = \frac{V_r \cdot X}{Q_w \cdot X_r} \quad \text{EC7.1.2}$$

3. Carga volumétrica(C_v)

$$C_v = \frac{Q \cdot S_0}{V_r} \quad \text{EC7.1.3}$$

4. Rendimiento(R)

$$R = \frac{S_0 - S}{S_0} \quad \text{EC7.1.4}$$

5. Tiempo de residencia hidráulico(θ_h)

$$\theta_h = \frac{V_r}{Q} \quad \text{EC7.1.5}$$

6. Razón de recirculación(r)

$$r = \frac{Q_r}{Q} \quad \text{EC7.1.6}$$

7. Coeficiente de producción máxima, medido en cualquier período de tiempo dentro de la etapa de crecimiento exponencial del ciclo de vida de los microorganismos(Y)

$$Y = \frac{r_g}{-r_{SU}} \quad \text{EC7.1.7}$$

8. Velocidad de generación de biomasa(r_g) en kgbiomasa/l·día

$$r_g = \frac{dX}{dt} = \mu \cdot X \quad \text{EC7.1.8}$$

9. Velocidad específica de crecimiento(μ) en día⁻¹:

$$\mu = \frac{\mu_m \cdot S}{K_S + S} \quad \text{EC7.1.9}$$

10. Velocidad de consumo del sustrato o tasa de utilización del sustrato(r_{SU})

$$r_{SU} = \frac{dS}{dt} \quad \text{EC7.1.10}$$

11. Velocidad de descomposición endógena(r_d)

Hace referencia a la cinética del ciclo de crecimiento de la población microbiana en que se produce la muerte, y se emplea como corrección de r_g cuando se considera la energía necesaria para el mantenimiento celular, la muerte y los episodios de depredación entre microorganismos. Considerando que existe una proporcionalidad global de todos los efectos mencionados de primer orden, mediante un coeficiente de respiración endógena k_d (tiempo⁻¹), entonces:

$$r_d = -k_d \cdot X \quad \text{EC 7.1.11}$$

12. Velocidad neta de crecimiento(r'_g)

$$r'_g = r_g - k_d \cdot X \quad \text{EC7.1.12}$$

13. Velocidad neta específica de crecimiento(μ'):

$$\mu' = \mu - k_d \quad \text{EC 7.1.13}$$

14. Producción observada(Y_{obs})

$$Y_{obs} = -\frac{r'_g}{r_{SU}} \quad \text{EC7.1.14}$$

Realizando un balance a la biomasa y al sustrato, se tiene, respectivamente:

$$Q \cdot X_0 + V_r \cdot \left(\frac{\mu_M \cdot S \cdot X}{K_S + S} - k_d \cdot X \right) = (Q - Q_W) \cdot X_e + Q_W \cdot X_r \quad \text{EC7.1.15}$$

$$Q \cdot S_0 - V_r \cdot \left(\frac{\mu_M \cdot S \cdot X}{Y \cdot (K_S + S)} - k_d \cdot X \right) = (Q - Q_W) \cdot S + Q_W \cdot S \quad \text{EC7.1.16}$$

Con las simplificaciones ya comentadas, se pueden reescribir los balances anteriores de la siguiente manera:

$$\left(\frac{\mu_M \cdot S}{K_S + S} \right) = \frac{Q_W \cdot X_r}{V_r \cdot X} - k_d \quad \text{EC7.1.17}$$

$$\left(\frac{\mu_M \cdot S}{K_S + S} \right) = \frac{Q}{V_r} \cdot \frac{Y}{X} \cdot ((S_0 - S)) \quad \text{EC7.1.18}$$

Combinando las ecuaciones 6.2.17, 6.2.18, las definiciones para los tiempos de retención hidráulico y celular, y despejando convenientemente, puede colegirse la siguiente expresión:

$$\frac{1}{\theta_c} = Y \cdot U - k_d \quad \text{EC7.1.19}$$

Los mismos balances aplicados a la biomasa y al sustrato en el SBR, deben contemplar la acumulación de ambos componentes, sea positiva o negativa en función de que se trate de biomasa y sustrato respectivamente, durante la fase de reacción. Dicho de otro modo, considerando que en dicha fase no existen corrientes de entrada o salida al vaso de reacción, se puede columbrar que el balance de materia para la biomasa y el sustrato puede escribirse como sigue:

$$V_r \cdot \frac{dX}{dt} = V_r \cdot (\mu \cdot X - k_d \cdot X) = V_r \cdot (\mu - k_d) \cdot X = V_r \cdot \mu' \cdot X \quad \text{EC 7.1.20}$$

$$V_r \cdot \frac{dS}{dt} = -V_r \cdot k \cdot S \quad \text{EC 7.1.21}$$

Siendo k la tasa máxima de utilización del sustrato, asumiendo una cinética de primer orden en la eliminación del sustrato. Podemos inferir una expresión con similar significado para k a partir de las expresiones **7.1.7**, **7.1.8**, **7.1.9** y **7.1.10**:

$$r_{SU} = \frac{dS}{dt} = -\frac{\mu_m \cdot X \cdot S}{Y \cdot (K_S + S)} = -k \cdot X \cdot \frac{S}{K_S + S} \quad \text{EC 7.1.22}$$

$$k = \frac{\mu_m}{Y} \quad \text{EC 7.1.23}$$

Por otro lado, los parámetros de diseño deben ser modificados en el caso del reactor SBR merced a su funcionamiento por ciclos y cargas. Verbigracia, el tiempo de residencia hidráulico debe elegirse, con objeto a determinar el diseño final, en función del momento de funcionamiento, con el reactor cargado o previo a su carga. Por otro lado, la carga U también hay que decidir si se refiere al reactor cargado y comenzada la reacción o al reactor sin cargar, merced a que la concentración de biomasa será diferente. En nuestro caso, se ha empleado la siguiente expresión:

$$U = \frac{N_c \cdot V \cdot S_0}{V_r \cdot X} \quad \text{EC 7.1.24}$$

Donde N_c es el número de ciclos por día, V es el volumen de alimento transferido al reactor en cada ciclo desde el tanque de homogeneización, S_0 corresponde a la concentración de sustrato en el alimento, V_r es el volumen del reactor en carga y X la concentración de biomasa en el reactor en el momento en que comienza la reacción, tras cargarse el reactor.

No hay que perder de vista que en el sistema SBR no hay condiciones estacionarias y, por ende, la concentración de biomasa varía con el transcurso del tiempo; huelga decir que se asume un crecimiento de la misma, así como un descenso de la concentración de sustrato, siempre que el funcionamiento del reactor sea normal.

En el caso de la EDARI de Cítricos del Andarax, la concentración de referencia X se toma unos 15 minutos después del llenado del reactor, de forma que hayamos dejado tiempo suficiente para que el reactor se homogenice, comoquiera que durante la etapa de llenado no hay agitación.

Idénticas modificaciones podemos realizar en parámetros de diseño como el tiempo de residencia celular, el tiempo de residencia hidráulico y la carga volumétrica:

$$C_v = \frac{N_c \cdot V \cdot S_0}{V_r} \quad \text{EC 7.1.25}$$

$$\theta_h = \frac{V_r}{N_c \cdot V} \quad \text{EC 7.1.26}$$

$$\theta_c = \frac{V_r \cdot X}{N_c \cdot V_w \cdot X_r} \quad \text{EC 7.1.27}$$

Siendo N_c el número de ciclos por día, V el volumen de alimento transferido desde el tanque de homogenización en cada ciclo, V_r el volumen del reactor en carga, X la concentración de biomasa en el reactor en el momento final de la reacción aerobia, antes de comenzar la etapa de decantación (en nuestro caso 90 minutos antes de producirse la descarga, que corresponde con el final de la división TFL del controlador de la depuradora), V_w es el volumen de lodos descargados por ciclo, y X_r la concentración de dichos lodos.

Debe hacerse notar que la concentración de biomasa de los lodos en su descarga, si bien proviene del reactor, es diferente a la concentración de biomasa del reactor durante la aireación, merced a que los lodos se obtienen de la parte inferior del reactor después de una etapa de decantación que concentra la biomasa en el decantado y, en teoría, la elimina del sobrenadante.