

Trabajo Fin de Máster

Tratamiento conjunto de las aguas residuales urbanas y la fracción orgánica de los residuos sólidos urbanos: Optimización por simulación de la tecnología de membranas anaerobias.

Intensificación: TRATAMIENTO DE AGUAS

Autor:

Francisco Teruel Lara

Director:

DR. Ramón Barat Baviera

Codirector/es:

DR. Daniel Aguado García

Junio, 2015



UNIVERSITAT
POLITÈCNICA
DE VALÈNCIA

máster en ingeniería
hidráulica y medio ambiente
mihma

Resumen del Trabajo de Fin de Máster

Datos del proyecto

Título: Tratamiento conjunto de las aguas residuales urbanas y la fracción orgánica de los residuos sólidos urbanos: Optimización por simulación de la tecnología de membranas anaerobias.

Alumno: Francisco Teruel Lara

Director: Ramón Barat Baviera

Codirector/es: Daniel Aguado García

Fecha de Lectura: Julio, 2015

Resumen

En castellano (máximo 2000 palabras)

Los tratamientos de aguas residuales suelen ser actividades con un elevado consumo energético, y en una época en la que se tiende a optimizar los recursos energéticos, una línea interesante a seguir es la de estudiar posibles alternativas más eficientes para el tratamiento de dichas aguas residuales.

En este trabajo se pretende estudiar la viabilidad y optimizar, mediante simulación, la operación de una planta piloto que se vale de la tecnología de membranas para hacer posible el tratamiento de una mezcla de Agua Residual Urbana (ARU) con Fracción Orgánica de Residuo Sólido Urbano triturado (FORSU), mediante un proceso de digestión anaerobia (SANMBR).

El proceso de digestión anaerobia tiene varias ventajas sobre los procesos aerobios. La más importante es que no necesita de aireación. Según estudios anteriores, aproximadamente el 60% del consumo energético de una planta de tratamiento de aguas residuales convencional, es decir, con un reactor aerobio, proviene de la aireación necesaria para llevar a cabo el proceso.

Pero además del ahorro que supone eliminar la aireación, el proceso de digestión anaerobia permite aprovechar parte de la energía potencial que contiene la materia orgánica de mezcla de ARU y FORSU, reutilizando el biogás que se produce.

El principal inconveniente de este tipo de procesos es que requieren de un Tiempo de Retención Celular muy alto, ya que al tratarse de procesos anaerobios, la velocidad a la que estos se producen es muy baja.

Esto hacía que los volúmenes de reactor necesarios para tratar ARU mediante este método fueran inviables, y lo restringía a tratamiento de fangos, con una carga orgánica mucho mayor, pero mediante la tecnología de membranas se puede

trabaja con TRC mucho más elevados en reactores con un volumen más contenido, haciendo viable el aprovechamiento de las ventajas en cuanto a ahorro energético que los procesos anaerobios suponen.

Además el hecho de añadir al ARU cierto porcentaje de FORSU, incrementa el ahorro por dos razones diferentes.

En primer lugar, la adición de la FORSU triturada se llevaría a cabo mediante trituradores instalados en los fregaderos de los abonados a la red de saneamiento, lo cual supone un ahorro de entrada ya que su separación se realizaría en el mismo domicilio y se transportaría mediante la propia red de saneamiento.

Cabe destacar que este tipo de residuos no son aptos para su disposición en vertederos incontrolados o suelos públicos ya que su biodegradación puede producir gases, malos olores y lixiviados contaminantes.

Y en segundo lugar, añadir esa fracción de FORSU al ARU aumentaría la carga orgánica de la mezcla, y por tanto, la producción de biogás que luego se podría reutilizar.

La planta piloto de la que se extraen los datos experimentales de los que partirá el estudio cuenta con una tecnología SANMBR con membranas de fibra hueca, y es alimentada con el efluente del pretratamiento (rejas, desarenador-desengrasador) de la EDAR de El Carraixet (Valencia, España) y FORSU procedente de las cafeterías de la UPV (Universidad Politécnica de Valencia), triturado.

La planta cuenta con un reactor anaerobio de 1'3 m³, conectado a dos tanques de membranas, cada uno con un volumen de 0'8 m³, y un sistema de ultrafiltración de fibra hueca con 30 m² de superficie total de filtrado.

La planta se opera con un TRC de 70 días sin aumentar la temperatura del influente.

Para los datos experimentales empleados como base en este estudio, la temperatura de este es de 28 °C y el caudal de tratamiento de 2'34 m³/l de mezcla.

Para conseguir estudiar la viabilidad y optimizar la operación de la planta piloto con la mezcla de ARU y FORSU, se realizarán dos series de simulaciones mediante el programa informático DESASS (DEsign and Simulation of Activated Sludge Systems), que tiene implementado un algoritmo de modelación matemática que representa una ampliación del modelo de eliminación biológica de nutrientes n^o2 (Biological Nutrient Removal Model, No.2, BNRM2, Barat et al., 2013).

En la primera serie de simulaciones se variarán la temperatura (T^o), el Tiempo de Retención Celular (TRC) y el factor de penetración de la tecnología de triturado de residuos entre los abonados de la red de saneamiento (FP), para estudiar la variación del rendimiento de la planta en cuanto a la eliminación de materia orgánica y producción de biogás.

El rango de temperaturas elegido para esta primera serie de simulaciones será el comprendido entre los 20 y los 36 °C, ya que los datos experimentales empleados para calibrar el modelo informático fueron obtenidos con una temperatura de 28 °C, y por tanto dentro del conocido como rango mesofílico, el más empleado en el tratamiento de aguas residuales y en el que actúan un determinado grupo de bacterias, diferentes a las que actuarían fuera de dicho rango.

Con el objetivo de observar una tendencia y comprobar la viabilidad de este tipo de tratamiento para esta mezcla se realizarán simulaciones cada 4 °C de diferencia partiendo de los 28 °C.

Para la variación del TRC se opta por un rango que varía desde los 70 días de los datos experimentales hasta los 40 días, con un intervalo de 2'5 días.

Cabe destacar que según estudios experimentales anteriores (TFM.PATRICIA.2014) la biodegradabilidad de la mezcla disminuirá a la vez que lo haga el TRC, y en el presente estudio se tomara la hipótesis de que dicha variación es lineal.

Por ultimo en cuanto al Factor de Penetración se opta por un rango comprendido entre un 40 y un 80% de los abonados a la red de saneamiento, simulando cada diez puntos porcentuales, y atendiendo a los criterios de un mínimo lo suficientemente alto como para que el impacto de la cantidad de FORSU añadido sea considerable, y un máximo realista teniendo en cuenta que la tecnología de triturado no será aplicable en todos los casos.

Para la segunda serie de simulaciones solo se variaran la Temperatura (T°) y el Tiempo de Retención Hidráulico (TRH), para los valores de TRC y FP con los que se han extraído los datos experimentales, 70 días y 40% respectivamente.

El objetivo de estas simulaciones será hallar un óptimo de operación en cuanto a la producción de biogás.

El rango elegido de temperatura seguirá estando comprendido dentro del rango mesofílico, y en este caso estará entre 16 y 36 °C simulando cada 4 °C.

Y en cuanto al TRH, se trata del tiempo que pasara el agua dentro del reactor. Para variarlo, al ser fijo el volumen, se aumentara el caudal, y el rango de TRH a simular variará desde los 1'23 a los 0'34 días, que son los TRH a los que se alcanza una concentración de sólidos suspendidos en el reactor de aproximadamente 10000 y 40000 mg/l respectivamente. Siendo el TRH inicial de 0'86 días se tomaran puntos cada variación del 10% del caudal inicial hasta alcanzar los extremos.

Una vez realizadas las simulaciones y extraídos los datos, para hallar el óptimo de operación en cuanto a la producción de biogás se empleará la metodología estadística de la Superficie de Respuesta (en inglés, Response Surface Methodology o RSM), la cual consiste en un conjunto de técnicas estadísticas y matemáticas empleadas con el fin de modelar problemas en los que una variable es influenciada por otras y tiene su origen en el trabajo de Box y Wilson (1951). Al tratarse en este caso de datos obtenidos mediante simulación y no de manera experimental, se tratara de una superficie de respuesta virtual.

Al realizar el modelo de la superficie de respuesta mediante el programa informático MINITAB, se empleará un diseño central compuesto con dos factores, y para tener en cuenta tanto el caudal de biogás obtenido como el porcentaje de metano que este contiene, en primer lugar se realizarán dos superficies de respuesta y seguidamente se superpondrán las dos graficas independientes, hallando así un óptimo en cuanto a producción y porcentaje de metano.

Por último, se calculará el consumo energético de la planta para los casos simulados en la segunda serie, con el objetivo de observar el ahorro energético que supone la reutilización del biogás obtenido, y si el aumento de la cantidad producida a medida que se aumenta la temperatura del tratamiento, compensa el coste energético de dicho aumento. Además de encontrar el límite mecánico de la planta ya que el programa informático DESASS solo simula el funcionamiento del proceso biológico. Para dicho cálculo se adaptará el método planteado en artículos anteriores (Pretel et al. 2014), y se supondrán las siguientes hipótesis en cuanto al consumo

energético:

- Solo se tendrá en cuenta el consumo en fase de operación.
- La planta piloto SAnMBR se supone un reactor constante y en estado estacionario.
- Los procesos de pretratamiento no se tienen en cuenta en el cálculo.
- El transporte del fango resultante no está contemplado en los cálculos.

Finalmente, para hallar el óptimo en cuanto a consumo energético, aplicamos la metodología anteriormente reseñada de la Superficie de Respuesta, empleando el programa informático MINITAB, al dato final de consumo energético y obtenemos con que temperatura y caudal sería más eficiente económicamente la planta piloto.

En valenciano (máximo 2000 palabras)

Els tractaments d'aigües residuals solen ser activitats amb un elevat consum energètic, i en una època en la qual es tendeix a optimitzar els recursos energètics, una línia interessant a seguir és la d'estudiar possibles alternatives més eficients per al tractament d'aquestes aigües residuals.

En aquest treball es pretén estudiar la viabilitat i optimitzar, mitjançant simulació, l'operació d'una planta pilot que es val de la tecnologia de membranes per a fer possible el tractament d'una mescla d'Aigua Residual Urbana (ARU) amb Fracció Orgànica de Residu Sòlid Urbà triturada (FORSU), mitjançant un procés de digestió anaeròbia (SAnMBR).

El procés de digestió anaeròbia té diversos avantatges sobre els processos aerobis. La més important és que no necessita de ventilació. Segons estudis anteriors, aproximadament el 60% del consum energètic d'una planta de tractament d'aigües residuals convencional, és a dir, amb un reactor aerobi, prové de la ventilació necessària per a dur a terme el procés.

Però a més de l'estalvi que suposa eliminar la ventilació, el procés de digestió anaeròbia permet aprofitar part de l'energia potencial que conté la matèria orgànica de mescla de ARU i FORSU, reutilitzant el biogàs que es produeix.

El principal inconvenient d'aquest tipus de processos és que requereixen d'un Temps de Retenció Cel•lular molt alt, ja que en tractar-se de processos anaerobis, la velocitat a la qual aquests es produeixen és molt baixa.

Açò feia que els volums de reactor necessaris per a tractar ARU mitjançant aquest mètode foren inviabilitats, i ho restringia a tractament de fangs, amb una càrrega orgànica molt major, però mitjançant la tecnologia de membranes es pot treballar amb TRC molt més elevats en reactors amb un volum més contingut, fent viable l'aprofitament dels avantatges quant a estalvi energètic que els processos anaerobis suposen.

A més el fet d'afegir al ARU cert percentatge de FORSU, incrementa l'estalvi per dues raons diferents.

En primer lloc, l'addició de la FORSU triturada es duria a terme mitjançant trituradores instal•lats en les aigüeres dels abonats a la xarxa de sanejament, la qual cosa suposa un estalvi d'entrada ja que la seua separació es realitzaria en el mateix domicili i es transportaria mitjançant la pròpia xarxa de sanejament.

Cal destacar que aquest tipus de residus no són aptes per a la seua disposició en abocadors incontrolats o sòls públics ja que la seua biodegradació pot produir gasos, males olors i lixiviats contaminants.

I en segon lloc, afegir aqueixa fracció de FORSU al ARU augmentaria la càrrega orgànica de la mescla, i per tant, la producció de biogàs que després es podria reutilitzar.

La planta pilot de la qual s'extrauen les dades experimentals dels quals partirà l'estudi compta amb una tecnologia SAnMBR amb membranes de fibra buida, i és alimentada amb l'efluent del pretractament (reixes, desarenador-desengrassador) de la EDAR del Carraixet (València, España) i FORSU procedent de les cafeteries de la UPV (Universitat Politècnica de València), triturada.

La planta compta amb un reactor anaerobi de 1'3 m³, connectat a dos tancs de membranes, cadascun amb un volum de 0'8 m³, i un sistema de ultrafiltració de fibra buida amb 30 m² de superfície total de filtrat.

La planta s'opera amb un *TRC de 70 dies sense augmentar la temperatura del influent. Per a les dades experimentals emprades com a base en aquest estudi, la temperatura d'est és de 28 °C i el cabal de tractament de 2'34 m³/l de mescla. Per a aconseguir estudiar la viabilitat i optimitzar l'operació de la planta pilot amb la mescla de ARU i FORSU, es realitzaran dues sèries de simulacions mitjançant el programa informàtic DESASS (DEsign and Simulation of Activated Sludge Systems), que té implementat un algorisme de modelació matemàtica que representa una ampliació del model d'eliminació biològica de nutrients n^o2 (Biological Nutrient Removal Model, No.2, BNRM2, Barat et al., 2013).

En la primera sèrie de simulacions es variaren la temperatura (T^o), el Temps de Retenció Cel•lular (TRC) i el factor de penetració de la tecnologia de triturat de residus entre els abonats de la xarxa de sanejament (FP), per a estudiar la variació del rendiment de la planta quant a l'eliminació de matèria orgànica i producció de biogàs.

El rang de temperatures triat per a aquesta primera sèrie de simulacions serà el comprès entre els 20 i els 36 °C, ja que les dades experimentals emprats per a calibrar el model informàtic van ser obtinguts amb una temperatura de 28 °C, i per tant dins del conegut com a rang mesofílic, el més emprat en el tractament d'aigües residuals i en el qual actuen un determinat grup de bacteris, diferents a les quals actuarien fora d'aquest rang.

Amb l'objectiu d'observar una tendència i comprovar la viabilitat d'aquest tipus de tractament per a aquesta mescla es realitzaren simulacions cada 4 °C de diferència partint dels 28 °C.

Per a la variació del TRC s'opta per un rang que varia des dels 70 dies de les dades experimentals fins als 40 dies, amb un interval de 2'5 dies.

cal destacar que segons estudis experimentals anteriors (TFM.PATRICIA.2014) la biodegradabilitat de la mescla disminuirà alhora que ho faça el TRC, i en el present estudi es prenguera la hipòtesi que aquesta variació és lineal.

Per últim, en quant al Factor de Penetració s'opta per un rang comprès entre un 40 i un 80% dels abonats a la xarxa de sanejament, simulant cada deu punts percentuals, i atenent als criteris d'un mínim prou alt com perquè l'impacte de la quantitat de FORSU afegit siga considerable, i un màxim realista tenint en compte que la tecnologia de triturat no serà aplicable en tots els casos.

Per a la segona sèrie de simulacions solament es variaren la Temperatura (T^o) i el Temps de Retenció Hidràulic (TRH), per als valors de TRC i FP amb els quals s'han

extret les dades experimentals, 70 dies i 40% respectivament.

L'objectiu d'aquestes simulacions serà trobar un òptim d'operació quant a la producció de biogàs.

El rang triat de temperatura seguirà estant comprès dins del rang mesofílic, i en aquest cas estarà entre 16 i 36 °C simulant cada 4 °C.

I quant al TRH, es tracta del temps que passara l'aigua dins del reactor. Per a variar-ho, en ser fix el volum, s'augmentara el cabal, i el rang de TRH a simular variarà des dels 1'23 als 0'34 dies, que són els TRH als quals s'aconsegueix una concentració de sòlids suspesos en el reactor d'aproximadament 10000 i 40000 mg/l respectivament. Sent el TRH inicial de 0'86 dies es prengueren punts cada variació del 10% del cabal inicial fins a aconseguir els extrems.

Una vegada realitzades les simulacions i extretes les dades, per a trobar l'òptim d'operació quant a la producció de biogàs s'emprarà la metodologia estadística de la Superfície de Resposta (en anglès, Response Surface Methodology o RSM), la qual consisteix en un conjunt de tècniques estadístiques i matemàtiques emprades amb la finalitat de modelar problemes en els quals una variable és influenciada per unes altres i té el seu origen en el treball de Box i Wilson (1951). En tractar-se en aquest cas de dades obtingudes mitjançant simulació i no de manera experimental, es tractara d'una superfície de resposta virtual.

En realitzar el model de la superfície de resposta mitjançant el programa informàtic MINITAB, s'emprarà un disseny central compost amb dos factors, i per a tenir en compte tant el cabal de biogàs obtingut com el percentatge de metà que este conté, en primer lloc es realitzaran dues superfícies de resposta i seguidament se superposaran les dues gràfiques independents, trobant així un òptim quant a producció i percentatge de metà.

Finalment, es calcularà el consum energètic de la planta per als casos simulats en la segona sèrie, amb l'objectiu d'observar l'estalvi energètic que suposa la reutilització del biogàs obtingut, i si l'augment de la quantitat produïda a mesura que s'augmenta la temperatura del tractament, compensa el cost energètic d'aquest augment. A més de trobar el límit mecànic de la planta ja que el programa informàtic DESASS únicament simula el funcionament del procés biològic.

Per a aquest càlcul s'adaptarà el mètode plantejat en articles anteriors (Pretel et al. 2014), i es suposaran les següents hipòtesis quant al consum energètic:

- Solament es tindrà en compte el consum en fase d'operació.
- La planta pilot SAnMBR es suposa un reactor constant i en estat estacionari.
- Els processos de pretractament no es tenen en compte en el càlcul.
- El transport del fang resultant no està contemplat en els càlculs.

Finalment, per a trobar l'òptim quant a consum energètic, apliquem la metodologia anteriorment ressenyada de la Superfície de Resposta, emprant el programa informàtic MINITAB, a la dada final de consum energètic i obtenim amb que temperatura i cabal seria més eficient econòmicament la planta pilot.

En inglés (máximo 2000 palabras)

The wastewater treatments used to be activities with an overhead energetic consumption, and nowadays the current trend is to optimise the energetic resources, so it is interesting to study more efficient alternatives for the treatment

of these wastewater.

This study aims to find out, by means of simulation, the feasibility of a pilot plant using the technology of membranes to make possible the treatment of a mixture of Urban Wastewaters (UW) with Organic Fraction of Urban Solid Waste crushed (OFUSW), by anaerobic digestion (SAnMBR), , and optimise its operation.

The anaerobic digestion has several advantages on the aerobic processes. The most important is that it does not need of ventilation. Previous studies indicate that roughly 60% of the energetic consumption of a plant using aerobic processes for the treatment of urban wastewater, comes from the necessary ventilation to carry out the process.

But in addition to the saving that supposes to delete the ventilation, the process of anaerobic digestion allow to take advantage of part of the potential energy that contains the organic matter of mixture of UW and OFUSW, using the biogas that produces .

The main inconvenient of this type of processes is that they require a very high cell retention time, so the volume necessary to treat urban wastewater was unfeasible, which restricted the use of this technology to treatment of muds with a greater organic load, but by means of the membrane technology, now we can work with high enough CRT in reactors with a reasonable volume.

Moreover, add to the UW some percentage of OFUSW, increases the saving for two different reasons.

In the first place, the addition of the crushed OFUSW would carry out by means of crushers installed in the kitchens of the subscribers to the network of sewerage, and it will be transported by the same network, so the separation and the transport of OFUSW would be cheaper.

It's important to note that this type of wastes are not apt for his disposal in uncontrolled dumps or public soils since his biodegradation can produce gases, bad smells and pollutant lixiviates.

And in the second place, add OFUSW to the UW would increase the organic load of the mixture, and therefore, the production of biogas.

The experimental pilot plant uses SAnMBR technology with hollow fibre membranes, and is fed with the effluent of the pretreatment (bars, desander-degreaser) of the EDAR of the Carraixet (Valencia, España) and OFUSW from the UPV (Universidad Politècnica de Valencia) restaurants.

The plant counts with a 1'3 m³ anaerobic reactor, connected to two membrane tanks, each one with a volume of 0'8 m³, and a hollow fibre, ultrafiltration system with 30 m² of total filter surface.

The plant operates with a 70 days CRT without increasing the influent temperature. For the experimental data employed as a base in this study, the plant works with 28 °C of temperature and a treatment flow of 2'34 m³/l of mixture.

To study the feasibility and optimise the operation of the pilot plant with the mixture of UW and OFUSW, will realise two series of simulations using the computer program DESASS (DEsign and Simulation of Activated Sludge Systems), that has implemented an mathematical modelling algorithm that represents an extension of the model of biological nutrient removal model n°2 (Biological Nutrient Removal Model, No.2, BNRM2, Barat et al., 2013).

In the first series of simulations, the temperature (T°), Cell Retention Time (CRT) and the crushed waste technology penetration factor between the subscribers of the sewerage network (PF) are varied, to study the variation in performance of the plant regarding the elimination of organic matter and biogas production.

The rank of temperatures chosen for this first series of simulations will be the included between 20 and 36 $^{\circ}\text{C}$, since the experimental data employees to calibrate the computer model, were obtained with a temperature of 28 $^{\circ}\text{C}$, and therefore in the rank known as mesophilic, the most employed in the treatment of wastewater. In this rank acts in a certain group of bacteria, different to which would act out of it. With the aim to observe a trend and check the feasibility of this type of treatment for this mixture simulations were performed each 4 $^{\circ}\text{C}$ of difference splitting of the 28 $^{\circ}\text{C}$.

For the variation of the CRT opts for a rank that varies since the 70 days of the experimental data until the 40 days, with an interval of 2'5 days.

It should be noted that previous experimental studies (TFM.PATRICIA.2014) indicate that the biodegradability of the mixture will diminish at the same time that the CRT do it, and in the present study took the hypothesis that this variation is linear.

Finally, in regarding the Factor of Penetration, opts for a rank between a 40 and a 80% of the subscribers to the sewerage network, simulating each ten percentage points, attending to the criteria of an enough high minimum to guarantee that the impact of the quantity of OFUSW added was considerable, and a realistic maximum considering that the waste crushing technology will not be applicable in all the cases.

For the second series of simulations only the Temperature (T°) and the Hydraulic retention Time (HRT) are varied, with the values of CRT and PF of the experimental data, 70 days and 40% respectively.

The aim of these simulations is to find an operation optimum regarding the production of biogas.

The temperature rank chosen will still being in the mesophilic rank, and will be between 16 and 36 $^{\circ}\text{C}$ simulating each 4 $^{\circ}\text{C}$.

And regarding the HRT, it is the time the water spends in the reactor, and to vary it with a constant volume, increase the treatment flow.

The HRT rank will vary from 1'23 to 0'34 days, that are the HRTs to which the reactor achieves a concentration of suspended solids of roughly 10000 and 40000 mg/l respectively. Being the initial HRT of 0'86 days took points each variation of 10% of the initial treatment flow until achieving the extremes.

Once realised the simulations and extracted the data, to find the operation optimum regarding the biogas production will employ the Response Surface methodology (RSM), which consists in a group of statistical and mathematical techniques employed to model problems in which a variable is influences by others and has his origin in the work of Box and Wilson (1951). In this case of data obtained by means of simulation, this will be a virtual response surface.

The application of this technique will be realized with the computer program MINITAB, and will employ a compound central design with two factors, and to consider the biogas production and the methane percentage, in the first place will realise two independent response surfaces, and then will superimpose the two of

them, finding an optimum regarding production and percentage of methane. Finally, it will calculate the energetic consumption of the plant for the cases simulated in the second series, with the aim to observe the energetic saving that supposes the use of the obtained biogas, and if the increasing amount of biogas produced at higher temperatures, compensates the energetic cost of the temperature increase. In addition to finding the mechanical limit of the plant since the computer program DESASS only simulates the biological process.

For this will adapt the method posed in previous articles (Pretel et al. 2014), and they will suppose the following hypotheses regarding the energetic consumption:

- Only will take into account the consumption in operation phase.
- The pilot plant SAnMBR supposes a constant reactor and in stationary state.
- The processes of pretreatment do not take into account in the calculations.
- The transport of the resultant mud is not contemplated in the calculations.

Finally, to find the optimum regarding energetic consumption, apply the previously reviewed Response Surface Methodology, employing the computer program MINITAB, to the final data of energetic consumption and obtain with what temperature and flow, the pilot plant would be more economically efficient.

Palabras clave (máximo 5): Anaerobio, Membranas, Optimización, Simulación, DESASS

Índice

| | |
|---|----|
| 1. Introducción..... | 1 |
| 2. Marco teórico..... | 4 |
| 2.1. Digestión anaerobia..... | 4 |
| 2.2. Tecnología de membranas | 16 |
| 2.2.1. Membranas | 17 |
| 2.2.2. Configuraciones empleadas | 17 |
| 2.2.3. Ubicación de las membranas | 19 |
| 2.2.4. Ensuciamiento de la membrana o fouling | 21 |
| 2.2.5. Operación | 21 |
| 2.2.6. Ventajas e inconvenientes | 23 |
| 3. Objetivo..... | 24 |
| 4. Materiales y métodos. | 24 |
| 4.1. Descripción de la planta. | 24 |
| 4.2. Caracterización del influente..... | 25 |
| 4.3. Operación | 27 |
| 4.4. Modelo..... | 27 |
| 4.5. Calibración | 28 |
| 4.6. Escenarios simulados..... | 29 |
| 4.6.1. Variación de T° , TRC y FP | 29 |
| 4.6.2. Variación de T° y TRH..... | 33 |
| 4.7. Calculo del consumo energético | 35 |
| 4.7.1. Demanda mecánica de energía (W)..... | 36 |
| 4.7.2. Demanda de energía calorífica..... | 38 |

| | | |
|--------|--|-----|
| 4.7.3. | Energía extraída del biogás producido..... | 40 |
| 4.8. | Metodología de la superficie de respuesta | 41 |
| 5. | Resultados..... | 44 |
| 5.1. | Resultados Variación de T° , TRC y FP | 45 |
| 5.1.1. | Eliminación de materia orgánica..... | 45 |
| 5.1.2. | Eliminación de nutrientes | 51 |
| 5.1.3. | Producción de biogás | 53 |
| 5.2. | Resultados Variación de T° y TRH..... | 60 |
| 5.2.1. | Eliminación de materia orgánica..... | 60 |
| 5.2.2. | Eliminación de nutrientes | 61 |
| 5.2.3. | Producción de biogás | 63 |
| 5.2.4. | Superficie de respuesta de la producción de biogás | 68 |
| 5.3. | Resultados del cálculo del consumo energético | 71 |
| 5.3.1. | Limite mecánico de operación | 71 |
| 5.3.2. | Consumo mecánico | 74 |
| 5.3.3. | Consumo calorífico..... | 82 |
| 5.3.4. | Energía recuperada del biogás producido | 93 |
| 5.3.5. | Consumo energético total de la planta..... | 97 |
| 5.3.6. | Superficie de respuesta del consumo energético..... | 100 |
| 6. | Conclusiones | 103 |
| 6.1. | Conclusiones variación T° , TRC y FP | 103 |
| 6.2. | Conclusiones variación T° y TRH | 105 |
| 6.3. | Conclusiones consumo energético..... | 106 |
| 7. | Bibliografía | 109 |
| 8. | Tablas de contenido..... | 111 |

| | |
|--|-----|
| 8.1. Tablas..... | 111 |
| 8.2. Figuras..... | 111 |
| 8.3. Gráficos..... | 113 |
| ANEJO Nº1: CALCULOS COMPLEMENTARIOS..... | 119 |
| 1. Introducción..... | 121 |
| 2. Cálculos complementarios..... | 121 |
| 2.1. Densidad del fango | 121 |
| 2.2. Densidad del biogás..... | 122 |
| 2.3. Coeficiente Adiabático..... | 122 |
| 2.4. Factores de fricción | 123 |
| 2.5. Presión de salida de las soplantes | 124 |
| 2.6. Presión Transmembrana | 124 |
| 3. Variaciones lineales | 125 |
| 3.1. Caudal de gas recirculado en el tanque de membranas | 125 |
| 3.2. Caudal de gas recirculado en el reactor | 128 |
| 3.3. Consumo energético desecador de fangos | 128 |
| 3.4. Permeabilidad de las membranas | 129 |

1. Introducción

El sector de la depuración de aguas residuales se encuentra actualmente anclado en la concepción del agua residual como un problema del que hay que hacerse cargo. La mayoría de las depuradoras actuales consumen recursos para eliminar dicho problema y además, generalmente, los tratamientos de aguas residuales son una actividad con un elevado consumo energético.

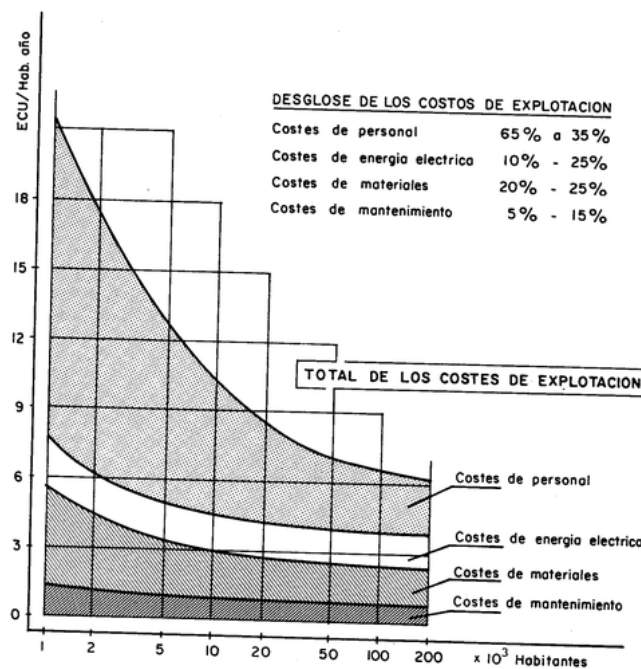


Figura 1. Costes medios de explotación de una depuradora biológica (Fuente www.Miliarium.com)

La figura 1 muestra que, de entre los costes de explotación de una EDAR, solo superan en porcentaje al consumo eléctrico los costes en personal.

Esto, sumado a la actual escasez de algunos nutrientes que están presentes en las aguas residuales, favorece que se produzca un cambio de paradigma en el tratamiento de dichas aguas, hacia EDAR que sean capaces de recuperar recursos, tanto en forma de energía como en forma de nutrientes.

Además con las herramientas con las que se cuenta actualmente para monitorizar y simular el funcionamiento de las estaciones de depuración, se pueden optimizar los procesos y hacer

las depuradoras mucho más eficientes, ya sea ajustando las tecnologías ya empleadas o implementando algunas nuevas.

Lo que se deduce de lo anterior es que la tendencia actual ha de ser valorizar los residuos. En el caso de la depuración de aguas residuales, con la tecnología de depuración más empleada actualmente, es decir, mediante procesos biológicos aerobios, no se aprovecha la energía potencial en forma de materia orgánica que dichas aguas contienen.

Solo el 1% del agua residual se convierte en lodos de los cuales se puede extraer energía en forma de biogás mediante digestión anaerobia.

Mediante procesos biológicos anaerobios sería posible valorizar energéticamente la materia orgánica contenida en el agua residual ya que un producto de estos procesos es el biogás del cual se puede extraer energía.

El mayor inconveniente para esto es que al tratarse de procesos anaerobios, debido a la baja velocidad de crecimiento de las bacterias, necesitan de grandes volúmenes para funcionar, lo cual los hace inviables para tratamiento de aguas residuales urbanas con una baja carga orgánica.

Todo esto hace que exista un creciente interés en la viabilidad de la tecnología de membranas anaerobias (SAnMBR) para tratar aguas residuales urbanas ya que suponen un importante ahorro de energía.

Dicha tecnología consiste en un reactor anaerobio que emplea membranas sumergidas para separar el fango del efluente. Lo cual permite que el Tiempo de Retención Celular (TRC) sea mayor al Tiempo de Retención Hidráulico (TRH) y, por tanto, trabajar con cargas orgánicas más elevadas, haciendo viable el proceso de digestión anaerobia.

Cabe destacar que entorno al 50% del consumo energético de un reactor aerobio proviene de la aireación, por lo que solo con ese ahorro la diferencia ya sería notable. Pero además, como se ha dicho anteriormente, con los tratamientos aerobios no se explotan la energía potencial de la materia orgánica contenida en el agua residual urbana, que con la tecnología SAnMBR puede ser explotada en forma de biogás para disminuir aún más el consumo energético.

Otras ventajas de esta tecnología serían el aprovechamiento de los nutrientes como fertilizantes y que no sería necesario un tratamiento posterior de los fangos producidos.

En cuanto a tratamiento de los residuos sólidos urbanos, también la tendencia debe ser al aprovechamiento de los recursos que aun guardan y optimizar su tratamiento.

Se considera gestión de residuos sólidos urbanos al conjunto de operaciones que se realizan con ellos desde que se generan en los hogares y servicios hasta la última fase de su tratamiento, lo cual abarca tres etapas: depósito y recogida, transporte, y tratamiento.

La recogida puede ser selectiva o no selectiva, es decir, las diferentes fracciones de residuo sólido urbano (vidrio, papel, fracción orgánica, etc.) pueden estar separadas en diferentes contenedores, para lo cual se requiere un alto nivel de concienciación de la ciudadanía, o pueden estar todos juntos en el mismo contenedor.

Durante el transporte se llevan los residuos hacia las estaciones de transferencia, plantas de clasificación, reciclado, valorización energética o vertedero.

Y por último, el tratamiento es la etapa final del proceso y la de mayor importancia. Si los residuos vienen separados de origen, van directamente a la planta correspondiente. Pero si no, hay que separarlos según su naturaleza, en algunos casos incluso mediante triaje manual.

En lo referido a la Fracción Orgánica de los Residuos Sólidos Urbanos, cabe recordar que estos residuos no son aptos para su disposición en vertederos incontrolados o suelos públicos debido a que su biodegradación puede producir gases, malos olores y lixiviados contaminantes. Por esto, una vez separados los materiales orgánicos se someten a un proceso anaerobio o biometanización, o a un proceso aerobio de compostaje.

Cabe destacar que en la directiva de vertederos (1999/31/EC) la UE ya exige a los gobiernos de los estados miembros, entre otras cosas, aplicar estrategias nacionales para reducir la cantidad de residuos biodegradables destinados a vertederos.

Sabido esto y siguiendo una línea de ahorro y sostenibilidad, es razonable pensar que con el tratamiento conjunto del Agua Residual Urbana (ARU) y de la Fracción Orgánica de los

Residuos Sólidos Urbanos (FORSU) mediante la disposición de trituradores en los desagües de los abonados a la red de saneamiento, se producirá un ahorro considerable dependiendo del factor de penetración de dicha tecnología. Entendiendo como factor de penetración el porcentaje de abonados a la red de saneamiento con la tecnología de triturado de residuos instalada en el fregadero. Esta tecnología permite eliminar parte de la fracción orgánica de los residuos urbanos producidos en las casas de los métodos de transporte y tratamiento habituales de basura.

Al realizarse el transporte hasta el centro de tratamiento mediante la propia red de saneamiento, disminuirán los costes de transporte en la gestión de residuos sólidos urbanos, además de eliminar los inconvenientes derivados del transporte de materia orgánica, como los malos olores o los lixiviados contaminantes. Y además, de realizarse el tratamiento del ARU mediante la tecnología SAnMBR, añadiendo un porcentaje de FORSU al agua residual, aumentará la carga orgánica, y por tanto, con este tipo de tratamiento, la producción de biogás y el ahorro energético.

2. Marco teórico

Antes de empezar a describir los métodos empleados para este estudio, cabe hablar sobre la teoría de las tecnologías que se pretenden analizar.

2.1. Digestión anaerobia

La digestión anaerobia, como su propio nombre indica se da en condiciones carentes tanto de oxígeno como de nitratos. La mayor parte de bacterias participantes de este proceso son estrictamente anaerobias, y por tanto la presencia de oxígeno o nitratos provocaría su desaparición.

Los procesos anaerobios se dan en las siguientes etapas (Ferrer Polo, J. et al. 2007):

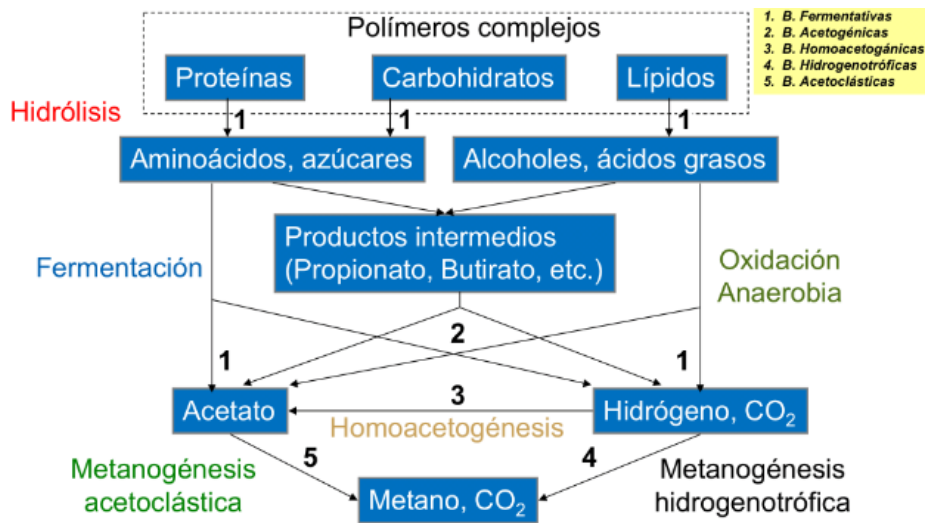


Figura 2. Esquema simplificado de las distintas fases de los procesos anaerobios

Hidrolisis. Proceso en el que se degradan moléculas poliméricas en moléculas más pequeñas, mediante la acción de enzimas extracelulares producidas por microorganismos. Tiene lugar tanto de la materia particulada como de la disuelta. Este proceso es realizado fundamentalmente por las bacterias acidogénicas (heterótrofas anaerobias). Estos procesos son normalmente más lentos que los de crecimiento biológico, por lo que suelen convertirse en los limitantes.

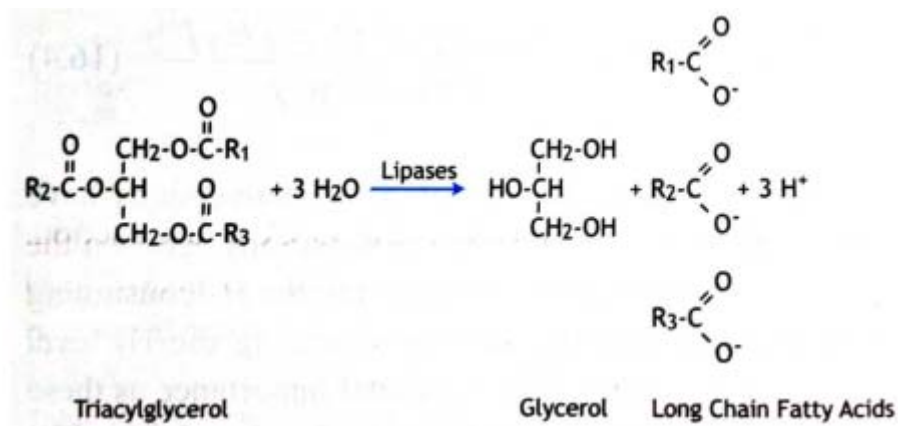


Figura 3. Ejemplo de hidrólisis de lípidos

Fermentación o acidogénesis. Proceso de transformación de las moléculas orgánicas solubles, formando compuestos de menor peso molecular, o lo que es lo mismo, un conjunto de ácidos volátiles de cadena corta (los más comunes son el acético, el propiónico y el butírico), gases (principalmente anhídrido carbónico, hidrógeno y nitrógeno), nuevas células y otros

productos. Las proporciones entre los productos de este proceso varía en función de la cantidad de hidrogeno consumido por parte de las bacterias que lo emplean.

Acetogénesis. La acetogénesis es realizada por un grupo especializado de bacterias denominadas acetogénicas sintróficas, las cuales convierten los productos finales de la fase de fermentación, o acidogénesis, en acetato empleando dos rutas diferentes: Produciendo acetato a partir de ácidos grasos volátiles, lactato, propionato y alcoholes (deshidrogenación acetogénica), o sintetizándolo a partir de hidrogeno y dióxido de carbono (hidrogenación acetogénica).

Al igual que en el proceso de acidogénesis, las reacciones de deshidrogenación acetogénica dependen de la concentración de hidrogeno.

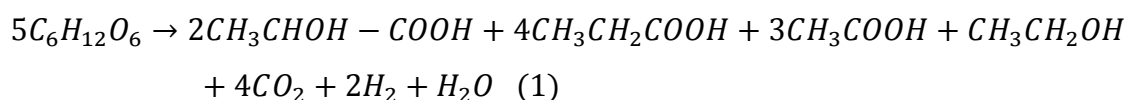
Metanogénesis. Proceso que consiste en la conversión, por acción de bacterias anaerobias estrictas, que reciben el nombre de metanogénicas, de los ácidos orgánicos volátiles y el hidrogeno en metano y otros productos simples (anhídrido carbónico, agua, amonio).

Actúan dos grupos principales de bacterias en este proceso, las bacterias metanogénicas hidrogenotróficas, que consumen hidrogeno, dióxido de carbono y ácido fórmico, y las bacterias metanogénicas acetoclásticas, que consumen acetato, metanol y algunas metilaminas.

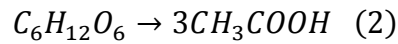
Entre los inhibidores más conocidos de este proceso se encuentran el nitrógeno amoniacal, los ácidos grasos volátiles (AGV), algunos cationes, etc.

Reacciones básicas

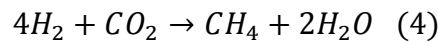
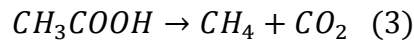
El proceso de fermentación se puede representar en forma simplificada, asumiendo como fuente de materia orgánica la glucosa, por las siguientes ecuaciones:



O de forma simplificada como:



En cuanto a la producción de metano, esta se realiza por medio de dos procesos:



O de forma simplificada, la conversión de glucosa en metano puede escribirse como:



En esta última ecuación la relación molar entre dióxido de carbono y metano es 1, valor que puede diferir en función de las características de la materia orgánica. El contenido de metano en el gas producido es mayor que el obtenido mediante la ecuación que representa la reacción, debido a que una parte considerable del dióxido de carbono se mantiene disuelto.

Temperatura y pH

Sobre este proceso tienen una influencia importante tanto la temperatura como el pH.

En cuanto a la temperatura, la influencia de esta en el proceso, viene indicada por la misma ecuación habitual en los procesos biológicos de eliminación de materia orgánica para los organismos heterótrofos.

$$K_T = K_{20} * \eta^{T-20} \quad (6)$$

Donde K_T y K_{20} son los valores del parámetro cinética al que afecta la temperatura, a las temperaturas T y 20 °C respectivamente, η es el coeficiente del que depende el proceso y T es la temperatura en °C.

La influencia de la temperatura en los procesos anaerobios puede apreciarse en la siguiente figura:

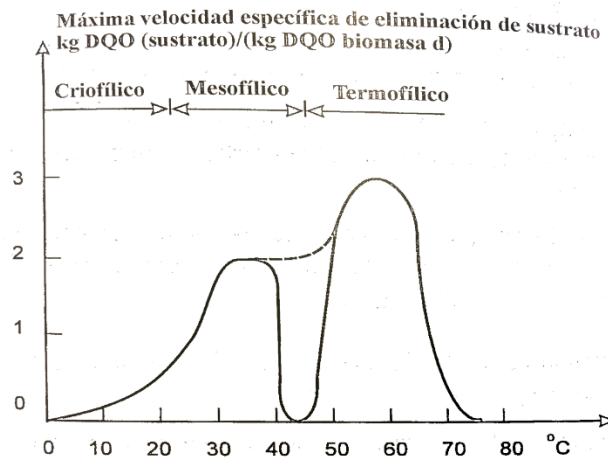


Figura 4. Evolución de la máxima velocidad específica de eliminación del sustrato con la temperatura en tratamientos anaerobios (Ferrer Polo, J. et al. 2007)

Este proceso necesita de tiempos de retención hidráulico y celular muy elevados ya que como se observa en la figura anterior la velocidad máxima de crecimiento de los microorganismos anaerobios es muy baja. De la figura se puede deducir que aumentando la temperatura del proceso también aumenta su velocidad, lo cual puede, en teoría, permitir costes menores. Además el metano producido en estos procesos anaerobios puede emplearse como fuente de energía para el calentamiento de los tanques.

En lo referido al pH, siendo las bacterias metanogénicas muy sensibles a pH bajos, su velocidad de crecimiento disminuye muy rápidamente a partir de pH menores que 6 y quedando totalmente detenido el proceso para pH igual o inferior a 5.5. El rango adecuado para este tipo de proceso se sitúa entre 6 y 8.

Cabe tener en cuenta que el proceso de fermentación produce una disminución del pH, y por tanto cabe vigilar la alcalinidad del agua, ya que una alcalinidad alta puede paliar esta disminución, pero en aguas con una alcalinidad baja, puede llegar a inhibirse el proceso.

Tipos de reactores anaerobios convencionales

Los reactores anaerobios se pueden clasificar en Mono-etapa, de Contacto y Sistemas múltiples, atendiendo al esquema de operación de cada uno, a los procesos convencionales y al medio líquido.

Los digestores Mono-etapa consisten en un reactor continuo de tanque agitado. La velocidad de crecimiento de los microorganismos es muy baja, lo cual requiere elevados volúmenes de reacción puesto que en los sistemas anaerobios convencionales no hay retención de biomasa. No permiten el tratamiento de cargas volumétricas elevadas ($\text{Kg DQO}/\text{m}^3 \text{ digester}/\text{día}$). Se trata de un sistema adecuado para el tratamiento de efluentes concentrados, con una cantidad significativa de sólidos no biodegradables.

Se pueden emplear tanto recirculación del contenido del reactor, como aireación con el gas producido o agitación mecánica para homogeneizar el contenido del reactor.

El efluente de este tipo de digester suele conducirse a una segunda etapa, denominada digester secundario, donde se produce la decantación y el espesado de los fangos. Así como el depósito del gas producido.

Su principal aplicación es el tratamiento de fangos procedentes de otros procesos de tratamiento de aguas.

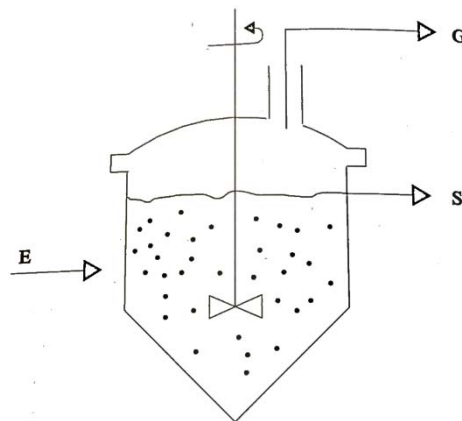


Figura 5. Digestor mono-etapa (Ferrer Polo, J. et al. 2007)

En cuanto al proceso de contacto, su objetivo es aumentar la concentración de microorganismos mediante la recirculación de los lodos de salida concentrados en el decantador. Aumentando de esta manera el tiempo de retención celular y permitiendo trabajar con cargas orgánicas mayores.

La relación de recirculación suele encontrarse entre 2 y 4 y la concentración de SSV entre 3000 y 4000 mg/l .

Este sistema es adecuado para el tratamiento de efluentes con cargas medias- altas y admite una elevada cantidad de sólidos en suspensión.

Como se ha dicho anteriormente, el principal problema de los sistemas tradicionales es la no retención de biomasa, es decir, que el $TRH = TRC$, lo cual conlleva que los volúmenes de reacción tengan que ser muy elevados.

Una manera de conseguir que $TRC > TRH$ es mediante este sistema, el cual presenta una serie de problemas ya que presencia de metano y dióxido de carbono puede comprometer el funcionamiento del decantador debido a que el desprendimiento de estos gases puede llegar a hacer flotar los sólidos en suspensión. Por esto será necesario favorecer una desgasificación antes de llegar al decantador.

Otra forma de conseguir que $TRC > TRH$ sería mediante un reactor de membrana.

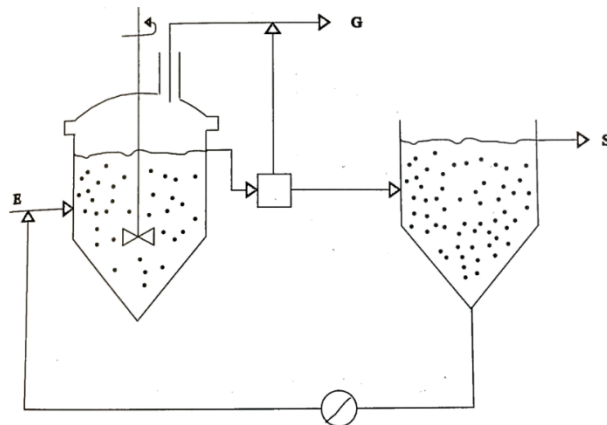


Figura 6. Proceso de contacto (Ferrer Polo, J. et al. 2007)

Por último, en cuanto a los “sistemas múltiples” debido a que en el proceso anaerobio actúan diversos grupos bacterianos, se desarrolló el concepto de sistema en “dos etapas” en el que la acidogénesis y la metanogénesis se realizan en reactores diferentes.

Esto se logra aplicando al tanque donde se realiza la acidogénesis un tiempo de retención hidráulico inferior al tiempo de generación de las bacterias metanogénicas que es mucho mayor al de las bacterias acidogénicas.

Esto permitiría lograr una mayor eficacia en el tratamiento y una reducción del tamaño de la instalación. Pero esta cuestionado bajo el punto de vista biológico.

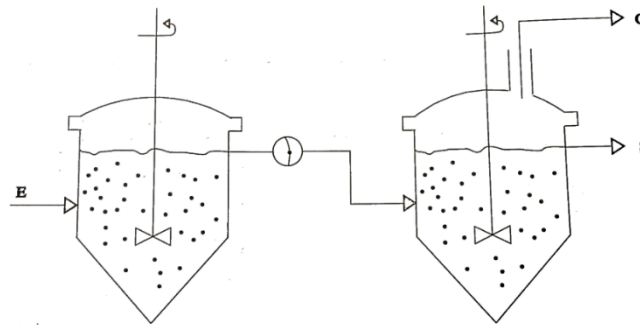


Figura 7. Sistema en dos etapas (Ferrer Polo, J. et al. 2007)

Modelo matemático

El modelo matemático más simple que suele emplearse para la modelización del proceso de digestión anaerobia, está compuesto por 15 componentes y 12 procesos. Además el cálculo de su estequiometría se realiza mediante las ecuaciones de continuidad extraídas de la conservación de dos materiales, el carbono y la DQO.

Los componentes de dicho modelos son los siguientes:

- S_F : Concentración de materia orgánica soluble o rápidamente biodegradable
- S_I : Concentración de materia soluble inerte
- S_A : Concentración de ácido acético
- S_{PRO} : Concentración de ácido propiónico
- S_{CH_4} : Concentración de metano disuelto
- S_{H_2} : Concentración de hidrógeno disuelto
- S_{CO_2} : Concentración de CO_2 disuelto
- S_{NH_4} : Concentración de nitrógeno amoniacal
- S_{PO_4} : Concentración de fosfatos
- X_{ACID} : Concentración de bacterias acidogénicas
- X_{ACET} : Concentración de bacterias acetogénicas
- X_{MAC} : Concentración de bacterias metanogénicas acetoclásticas
- X_{MH_2} : Concentración de bacterias metanogénicas hidrogenotróficas

- X_S : Concentración de materia orgánica lentamente biodegradable
- X_I : Concentración de materia inerte suspendida.

Los componentes representados por una S son disueltos y los representados por una X se encuentran suspendidos.

En cuanto a los procesos que considera este modelo, son los siguientes:

- 1) Hidrolisis
- 2) Crecimiento de X_{ACID}
- 3) Crecimiento de X_{ACET}
- 4) Crecimiento de X_{MAC}
- 5) Crecimiento de X_{MH2}
- 6) Lisis de X_{ACID}
- 7) Lisis de X_{ACET}
- 8) Lisis de X_{MAC}
- 9) Lisis de X_{MH2}
- 10) Stripping de CO_2
- 11) Stripping de CH_4
- 12) Stripping de H_2

Así pues, la matriz estequiometría queda de la siguiente manera:

| Comp. i Pro. j | S _F | S _I | S _A | S _{PRO} | S _{CH4} | S _{H2} | S _{CO2} (mol C/l) | S _{NH4} | S _{PO4} | X _{Acid} | X _{Acet} | X _{Mac} | X _{MH2} | X _S |
|----------------------------------|----------------------|------------------|--|--|---------------------------|--|----------------------------------|--------------------|--------------------|-------------------|-------------------|------------------|------------------|-------------------|
| 1) Hidrólisis | 1-f _{SI} | f _{SI} | | | | | u _{CO2,1} | u _{NH4,1} | u _{PO4,1} | | | | | -1 |
| 2) Crecim. X _{Acid} | -1/Y _{Acid} | | f _A (1/Y _{aci} d-1) | f _{Pro} (1/Y _a cid-1) | | f _{H2} (1/Y _{acid} - 1) | u _{CO2,2} | u _{NH4,2} | u _{PO4,2} | 1 | | | | |
| 3) Crecim. X _{Acet} | | | f _A (1/Y _{ace} c-1) | -1/Y _{Acet} | | f _{H2} (1/Y _{acet} - 1) | u _{CO2,3} | u _{NH4,3} | u _{PO4,3} | | 1 | | | |
| 4) Crecim. X _{Mac} | | | -1/Y _{Mac} | | 1/Y _{Mac} -1 | | u _{CO2,4} | u _{NH4,4} | u _{PO4,4} | | | 1 | | |
| 5) Crecim. X _{Mh2} | | | | | 1/Y _{MH2} - 1 | -1/Y _{MH2} | u _{CO2,5} | u _{NH4,5} | u _{PO4,5} | | | | 1 | |
| DQO (g) | 1 | 1 | 1 | 1 | 1 | 1 | | | | 1 | 1 | 1 | 1 | 1 |
| C (mol C) | i _{CSF} | i _{CSI} | 2/64 | 3/112 | 1/64 | | 1 | | | 5/160 | 5/160 | 5/160 | 5/160 | i _{CXI} |
| Comp. i Pro. j | S _F | X _I | S _A | S _{PRO} | S _{CH4} | S _{H2} | S _{CO2} (mol C/l) | S _{NH4} | S _{PO4} | X _{Acid} | X _{Acet} | X _{Mac} | X _{MH2} | X _S |
| 6) Lisis X _{Acid} | | f _{XI} | | | | | u _{CO2,6} | u _{NH4,6} | u _{PO4,6} | -1 | | | | 1-f _{XI} |
| 7) Lisis X _{Acet} | | f _{XI} | | | | | u _{CO2,7} | u _{NH4,7} | u _{PO4,7} | | -1 | | | 1-f _{XI} |
| 8) Lisis X _{Mac} | | f _{XI} | | | | | u _{CO2,8} | u _{NH4,8} | u _{PO4,8} | | | -1 | | 1-f _{XI} |
| 9) Lisis X _{MH2} | | f _{XI} | | | | | u _{CO2,9} | u _{NH4,9} | u _{PO4,9} | | | | -1 | 1-f _{XI} |
| 10) Stripping CO ₂ | | | | | | | -1 | | | | | | | |
| 11) Stripping CH ₄ | | | | | -1 | | | | | | | | | |
| 12) Stripping H ₂ | | | | | | -1 | | | | | | | | |

Figura 8. Matriz estequiometria del modelo matemático de digestión anaerobia.

Donde Y_{acid} es el coeficiente de producción de biomasa acidogénica por unidad de S_F fermentada (g DQO biomasa formada/g DQO S_F fermentada), Y_{acet} es el coeficiente de producción de biomasa acetogénica por unidad de S_{PRO} consumido (g DQO biomasa formada/g DQO S_{PRO} consumido), Y_{mac} es el coeficiente de producción de biomasa metanogénica acetoclásticas por unidad de S_A consumido (g DQO biomasa formada/g DQO S_A consumido), y por ultimo Y_{mh2} es el coeficiente de producción de biomasa metanogénica hidrogenotróficas por unidad de S_{H2} Consumido (g DQO biomasa formada/g DQO S_{H2} consumido)

Por tanto, las ecuaciones cinéticas de los procesos quedaran de la siguiente manera:

$$r_1 = k_h \cdot \frac{\frac{X_s}{X_{acid}}}{K_{Xs} + \left(\frac{X_s}{X_{acid}}\right)} \cdot X_{acid} \quad (7)$$

Donde r_1 es la velocidad de hidrólisis (g DQO/m³ d), k_h es la velocidad máxima de hidrólisis de X_s (d⁻¹), X_s es la DQO suspendida o disuelta de gran tamaño molecular biodegradable (g DQO/m³ d), K_{Xs} es la constante de semisaturación de la relación X_s/X_{acid} para el proceso de hidrólisis y X_{acid} es la concentración de bacterias acidogénicas (g DQO/m³).

Este proceso da lugar a un aumento de la cantidad de materia orgánica rápidamente biodegradable (S_f), que coincide con la disminución de materia orgánica suspendida o disuelta de gran tamaño (X_s).

$$r_2 = \mu_{acid} \cdot \frac{S_f}{K_{Af} + S_f} \cdot \frac{S_{NH4}}{K_{NH4} + S_{NH4}} \cdot \frac{S_{PO4}}{K_{PO4} + S_{PO4}} \cdot \frac{K_{IH2}}{K_{IH2} + S_{H2}} X_{acid} \quad (8)$$

Donde r_2 es la velocidad de crecimiento de las bacterias acidogénicas (g DQO/m³ d), μ_{acid} la velocidad máxima específica de crecimiento de las bacterias acidogénicas (d⁻¹), K_{Af} es la constante de semisaturación de S_f para el proceso de fermentación (g DQO/m³), K_{NH4} es la constante de semisaturación de S_{NH4} (g N-NH₄/m³), K_{PO4} es la constante de semisaturación de S_{PO4} (g P-PO₄/m³), y K_{IH2} es la constante de inhibición para S_{H2} (g H₂/m³).

$$r_3 = \mu_{acet} \cdot \frac{S_{pro}}{K_{pro} + S_{pro}} \cdot \frac{S_{NH4}}{K_{NH4} + S_{NH4}} \cdot \frac{S_{PO4}}{K_{PO4} + S_{PO4}} \cdot \frac{K_{IH2}}{K_{IH2} + S_{H2}} X_{acet} \quad (9)$$

Donde r_3 es la velocidad de crecimiento de las bacterias acetogénicas (g DQO/m³ d), μ_{acet} la velocidad máxima específica de crecimiento de las bacterias acetogénicas (d⁻¹), y K_{pro} es la constante de semisaturación de S_{pro} (g DQO/m³)

$$r_4 = \mu_{mac} \cdot \frac{S_A}{K_A + S_A} \cdot \frac{S_{NH4}}{K_{NH4} + S_{NH4}} \cdot \frac{S_{PO4}}{K_{PO4} + S_{PO4}} \cdot X_{mac} \quad (10)$$

Donde r_4 es la velocidad de crecimiento de las bacterias metanogénicas acetoclásticas (g DQO/m³ d), μ_{mac} la velocidad máxima específica de crecimiento de las bacterias metanogénicas acetoclásticas (d⁻¹), y K_A es la constante de semisaturación de S_A (g DQO/m³)

$$r_5 = \mu_{MH2} \cdot \frac{S_{H2}}{K_{H2} + S_{H2}} \cdot \frac{S_{NH4}}{K_{NH4} + S_{NH4}} \cdot \frac{S_{PO4}}{K_{PO4} + S_{PO4}} \cdot \frac{S_{CO2}}{K_{CO2} + S_{CO2}} \cdot X_{MH2} \quad (11)$$

Donde r_5 es la velocidad de crecimiento de las bacterias metanogénicas hidrogenotróficas (g DQO/m³ d), μ_{MH2} la velocidad máxima específica de crecimiento de las bacterias metanogénicas hidrogenotróficas (d⁻¹), K_{H2} es la constante de semisaturación de S_{H2} (g H₂/m³), y K_{CO2} es la constante de semisaturación de S_{CO2} (g CO₂/m³)

$$r_6 = b_{acid} \cdot X_{acid} \quad (12)$$

$$r_7 = b_{acet} \cdot X_{acet} \quad (13)$$

$$r_8 = b_{mac} \cdot X_{mac} \quad (14)$$

$$r_9 = b_{MH2} \cdot X_{MH2} \quad (15)$$

Donde r_6 , r_7 , r_8 y r_9 son las velocidades de lisis de los diferentes tipos de bacterias (g DQO/m³·d), y b_{acid} , b_{acet} , b_{mac} y b_{MH2} son las velocidad máxima específica de muerte de las bacterias acidogénicas, acetogénicas metanogénicas acetoclásticas y metanogénicas hidrogenotróficas respectivamente (d⁻¹).

Y por último.

$$r_{10} = K_L a_{CO_2} \cdot (S_{CO_2} - Sat_{CO_2}) \quad (16)$$

$$r_{11} = K_L a_{CH_4} \cdot (S_{CH_4} - Sat_{CH_4}) \quad (17)$$

$$r_{12} = K_L a_{H_2} \cdot (S_{H_2} - Sat_{H_2}) \quad (18)$$

Donde r_{10} , r_{11} y r_{12} son las velocidades de stripping de los diferentes gases producidos (g CO₂, CH₄ o H₂/m³·d), $K_L a_{CO_2}$, $K_L a_{CH_4}$ y $K_L a_{H_2}$ son los coeficientes de transferencia de materia (d⁻¹) que dependen fundamentalmente de la superficie de contacto y la agitación de la fase líquida, y Sat_{CO_2} , Sat_{CH_4} y Sat_{H_2} son las presiones de saturación de CO₂, CH₄ y H₂ respectivamente.

Este es un modelo sencillo que permite observar cómo funciona el proceso. Se puede observar como solo el crecimiento de las bacterias acidogénicas y acetogénicas se inhibe a partir de una determinada concentración de H₂, y que los procesos de stripping no cumplen con la conservación de materiales ya que solo se modela la fase líquida y por tanto el gas que escapa sale del modelo.

Para el presente trabajo, se emplea el software informático DESASS, que tiene implementado un modelo matemático más complejo denominado BNRM2 que, a diferencia de este, se trata de un modelo integrado que tiene en cuenta todos los procesos que se llevan a cabo en una EDAR, no solo la digestión anaerobia.

2.2. Tecnología de membranas

Un reactor biológico de membranas, se diferencia de uno convencional en que el tiempo de retención celular (TRC) es distinto al tiempo de retención hidráulico (TRH), lo cual permite trabajar a concentraciones de sólidos suspendidos más altas en el reactor, y aumentar los tiempos de retención celulares sin aumentar el volumen.

Las principales ventajas que supone este tipo de tecnología frente a los reactores convencionales son que permite operar el reactor con elevadas concentraciones de sólidos (4-

15 g SST/l) consiguiendo reducir aún más espacio, y la obtención de efluentes de calidad equiparable a los obtenidos tras un tratamiento terciario.

2.2.1. Membranas

Se define membrana como una barrera selectiva que permite la separación del agua de partículas suspendidas, macromoléculas e iones, combinando mecanismos de tamizado y de difusión.

Según su diámetro de poro y por tanto las partículas que dejan pasar, se pueden clasificar de la siguiente manera.

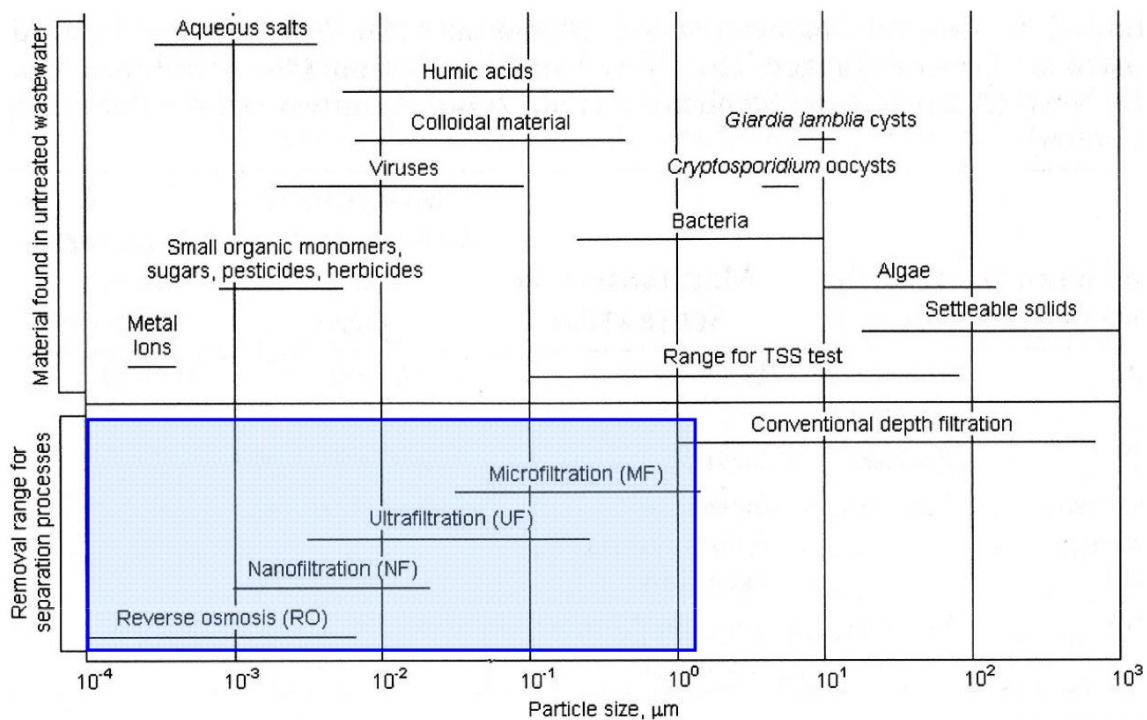


Figura 9. Clasificación de membranas y el tipo de filtración que llevan a cabo según su diámetro de poro

En el caso de un MBR suele emplearse microfiltración o ultrafiltración (0'01 – 0'4 µm).

2.2.2. Configuraciones empleadas

La configuración de las membranas hace referencia a de qué forma están estas dispuestas en el módulo, y las configuraciones empleadas habitualmente son las siguientes:

Configuración tubular: los módulos con una configuración tubular están formados por un conjunto de elementos filtrantes en forma de tubo por los que circula el agua a una

determinada presión, por las paredes de dichos tubos se filtra el permeado y en el interior quedan los sólidos suspendidos.

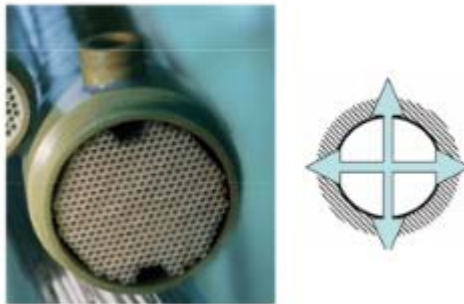


Figura 10. Módulo tubular

Configuración de placas planas: En este caso la membrana se extiende formando una placa hueca cuyas dos caras están formadas por membrana. Así creando un vacío en el interior de la placa el permeado pasa a través de las membranas y los sólidos suspendidos quedan en el tanque.

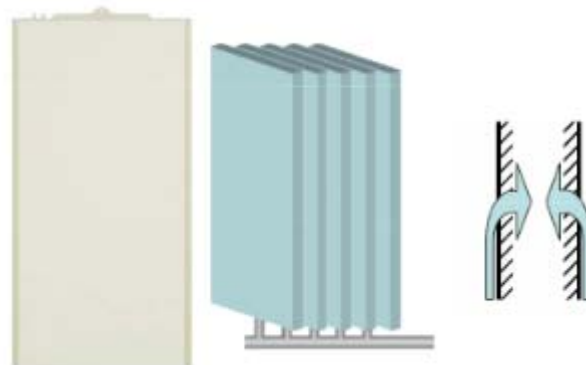


Figura 11. Módulo de placa plana

Configuración de fibra hueca: el funcionamiento de esta configuración es similar a la placa plana, se crea un vacío que hace que el agua pase a través de la membrana y los sólidos suspendidos queden en el tanque, pero en esta ocasión las membranas tienen la forma de muchas fibras huecas, en lugar de ser solo una plancha, aumentando de esta forma la superficie específica.

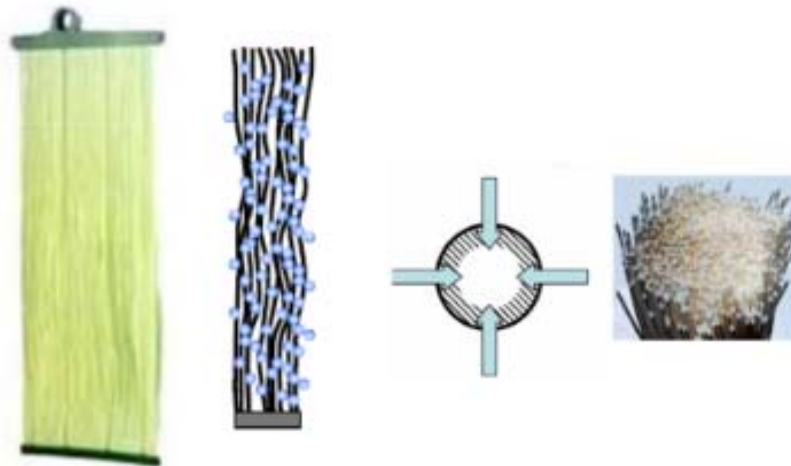


Figura 12. Módulo de fibra hueca

2.2.3. Ubicación de las membranas

Según su ubicación, las membranas pueden ser sumergidas o externas.

En caso de tratarse de membranas sumergidas, la bomba de permeado ejerce una succión y el agua del reactor pasa a través de la membrana, y hay que suministrar aire bajo las membranas para limitar el ensuciamiento. En esta ubicación suelen emplearse placas planas o fibra hueca.

Este tipo de membranas pueden situarse tanto en el mismo reactor biológico como en un tanque aparte.

Si las membranas están sumergidas en el mismo reactor plantean más problemas de mantenimiento y de operación, ya que para limpiarlas o sustituirlas hay que vaciar el reactor por completo.

Sin embargo, si están sumergidas en un tanque aparte, pese a tener un coste inicial mayor ya que hay que construir al menos dos tanques dedicados, el mantenimiento es mucho más sencillo, pudiendo vaciar un tanque y seguir trabajando con el otro en caso de surgir algún problema o de necesidad de mantenimiento.

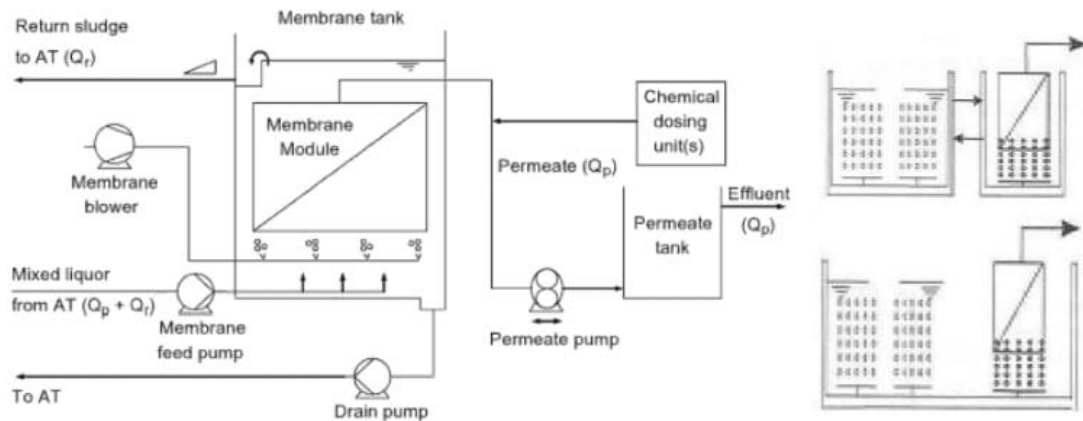


Figura 13. Esquema membranas sumergidas

En el caso de las membranas externas el agua es bombeada al exterior y circula tangencialmente a la membrana a lo largo del módulo externo, el permeado atraviesa la membrana y los sólidos suspendidos vuelven al reactor. Requiere una mayor cantidad de energía pero el flujo tangencial limita el ensuciamiento.

Pueden seguir una configuración convencional o la llamada “Feed and Bleed” en la que una parte del caudal de salida es recirculado a las membranas reduciendo la presión necesaria y por tanto reduciendo el consumo de energía.

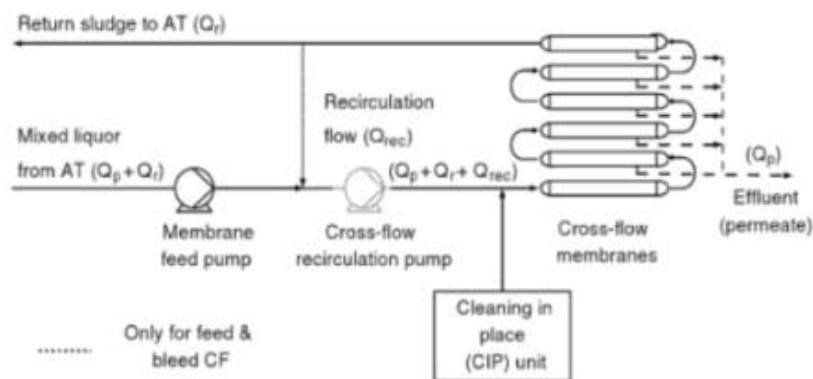


Figura 14. Esquema membranas exteriores

Las membranas sumergidas requieren un menor consumo energético y tienen una mayor flexibilidad de operación en situaciones de caudal punta, pero requieren un mayor coste inicial y una mayor aireación.

Los parámetros clave en el diseño de las membranas son el caudal unitario (flux), que es el caudal de permeado por unidad de área de membrana ($l/m^2 h$) y la presión transmembrana (TMP), que es la diferencia de presión entre la entrada y el permeado (bar).

2.2.4. Ensuciamiento de la membrana o fouling

El ensuciamiento o fouling, son depósitos que se producen en la membrana y que reducen el caudal unitario que las atraviesa.

Puede darse debido a la formación de costras de precipitados, deposición de partículas, compuestos orgánicos, grasas o debido al crecimiento de microorganismos sobre la superficie de la membrana, en cuyo caso se denomina Biofouling.

Al reducir el caudal unitario aumenta la TMP y por tanto el consumo energético, este fenómeno determina la frecuencia de limpieza de las membranas.

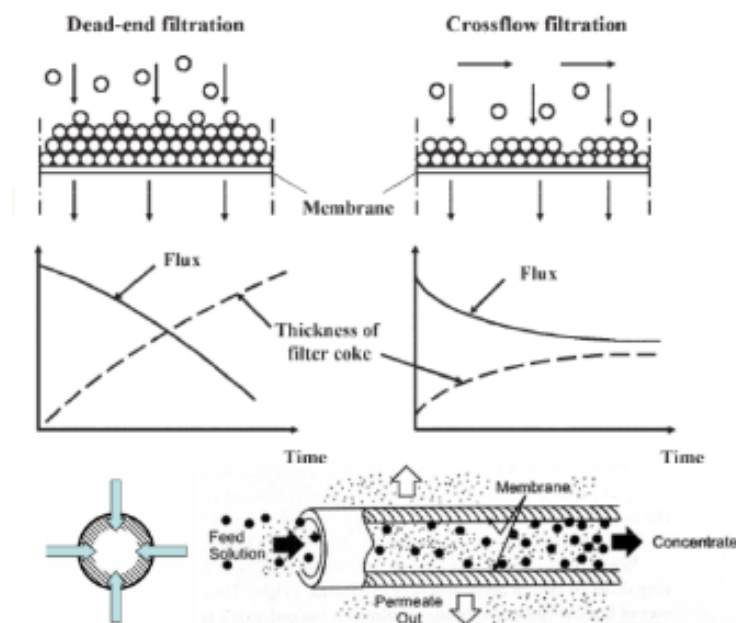


Figura 15. Fouling en filtración transversal y tangencial

2.2.5. Operación

Las membranas sumergidas se operan en ciclos, los cuales contienen varias fases: filtración, contralavado, relajación y limpieza.

La filtración consiste en la separación del agua tratada de los sólidos suspendidos, durante esta se airean burbujas gruesas bajo la membranas para mover las fibras y limitar el ensuciamiento.

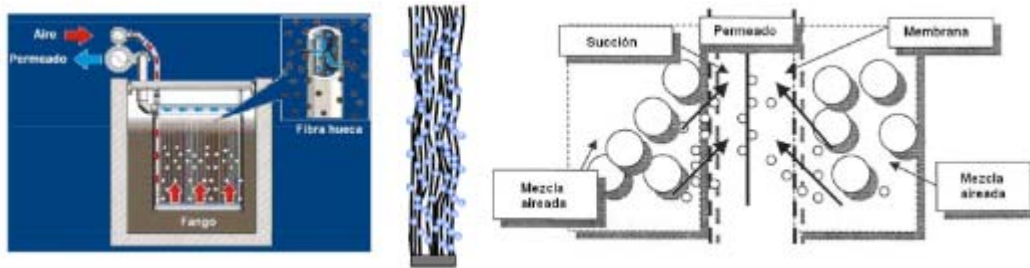


Figura 16. Filtración

El contralavado y la relajación eliminan el fouling reversible debido a sólidos retenidos en la superficie. La relajación consiste en el lavado de la membrana con aire, es decir, que se realiza aireación pero sin paso de permeado por la membrana, y se emplea en membranas de placa plana.

El contralavado se emplea en membranas de fibra hueca y consiste en el lavado de la membrana con permeado contra corriente mientras se realiza aireación, con un caudal de entre el 110 y el 120% del permeado.

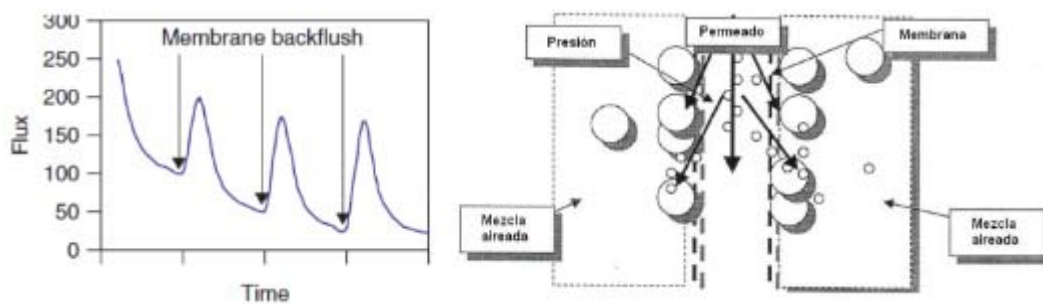


Figura 17. Contralavado

La duración de cada fase dependerá de la cantidad de agua tratada, las características del fango, el ensuciamiento, los SST en el reactor, etc.

En cuanto a la limpieza, existen dos tipos, la limpieza de mantenimiento y la limpieza de recuperación.

La limpieza de mantenimiento consiste en eliminar el fouling reversible que no puede ser eliminado por aireación y/o contralavado. Se detiene la entrada de fango y la aireación y se realizan varios ciclos de contralavado con el permeado almacenado. También se emplean diferentes compuestos químicos juntos o separados en distintos ciclos de lavado (NaOCl, NaOH,...), y entre ciclos de lavado se lava el tanque con fango.

Y la limpieza de recuperación es una limpieza química con el objetivo de recuperar la permeabilidad de la membrana afectada por fouling irreversible. Se vacía el tanque y se llena con agua o permeado junto con productos químicos de limpieza por inmersión. El fouling irrecuperable aumenta con el tiempo como se aprecia en la siguiente figura.

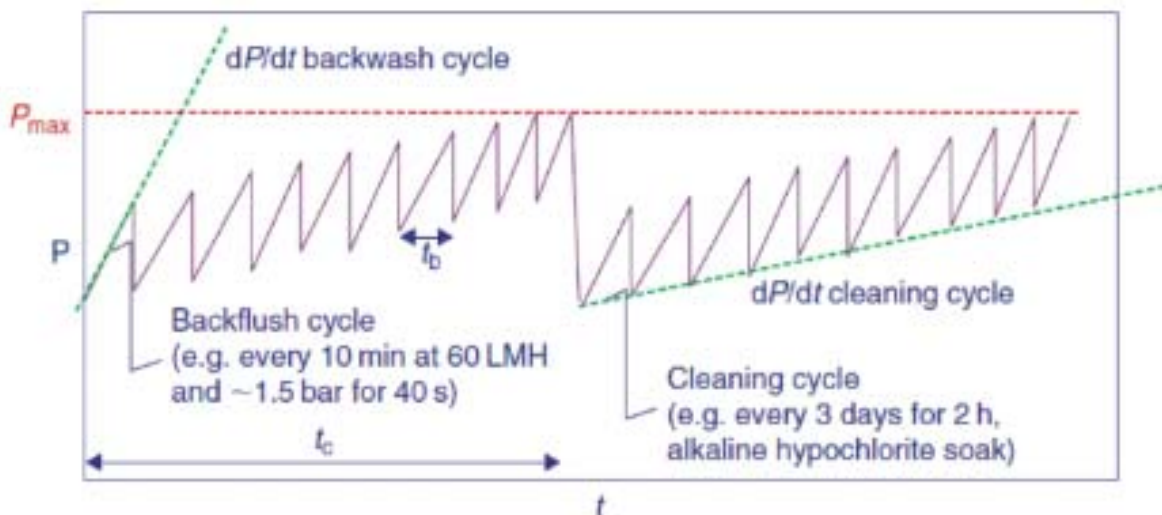


Figura 18. Variación del fouling con el tiempo

2.2.6. Ventajas e inconvenientes

Por último, aunque algunas ya se han comentado anteriormente, las ventajas de este tipo de tecnología frente a tecnologías convencionales son: Una mayor calidad del efluente, la eliminación de los problemas de sedimentación derivados de la población de bacterias filamentosas o la flotación por desnitrificación, permite trabajar a concentraciones más elevadas de SST en el reactor (8 - 12 g/l o incluso más), se trata de un sistema muy compacto con lo cual se ahorra mucho espacio, permite trabajar con tiempos de retención celular muy altos (30 a 70 días) y proporcionan una mayor estabilidad del proceso, flexibilidad y fiabilidad de operación.

Y en cuanto a los inconvenientes: Tiene unos costes de inversión en membranas elevados, además de costes energéticos también elevados, la duración de las membranas es limitada y presenta múltiples dificultades de operación como el ensuciamiento de las membranas o problemas de mezclado debido a las concentraciones de SST elevadas.

Por todo esto se trata de una tecnología viable especialmente en casos de poco espacio disponible, como por ejemplo plantas industriales o ampliación de plantas ya existentes, o para casos en los que sea necesario el tratamiento de efluentes difícilmente biodegradables.

3. Objetivo

El objetivo de este estudio es establecer por simulación como varia el rendimiento de una planta piloto con la tecnología SAnMBR, operada empleando efluente del pre-tratamiento de la EDAR del Carraixet (Valencia, España), tratando este tipo de residuo combinado (ARU + FORSU), y encontrar un punto de operación óptimo en cuanto al rendimiento energético.

Para ello se realizarán dos series de simulaciones en este estudio:

En primer lugar variando temperatura (T° 28 a 36 $^{\circ}$ C), tiempo de retención celular (TRC 40 a 70 días), y el factor de penetración de la tecnología de triturado de FORSU entre los abonados (FP 40 a 80 %). Con estas simulaciones se pretende comprobar si esta tecnología es capaz de trabajar con diferente carga de FORSU y en qué condiciones.

En segundo lugar se variará temperatura (16 a 36 $^{\circ}$ C) y tiempo de retención hidráulico (TRH 1'23 a 0'34 días), con un TRC fijo, para determinar el óptimo de operación en cuanto a consumo energético.

En el proceso también se pretende encontrar los límites de operación de la planta en cuanto a temperatura y concentración de sólidos en el reactor.

4. Materiales y métodos.

4.1. Descripción de la planta.

Los datos experimentales de los que parte este estudio son obtenidos de una planta piloto con la tecnología SAnMBR con membranas de fibra hueca, alimentada con el efluente del pretratamiento (rejas, desarenador-desengrasador) de la EDAR de El Carraixet (Valencia, España), y con FORSU procedente del RSU de las cafeterías de la UPV, triturado.

La planta consiste en un reactor anaerobio con un volumen total de 1.3 m³ conectado a dos tanques de membranas, cada uno con un volumen total de 0.8 m³ y un sistema de ultrafiltración de fibra hueca (PURON®, Koch Membrane Systems, 0.05 µm de tamaño de poro, 30 m² de área total de filtrado, y outside-in filtration).

También consta de un filtro rotativo instalado a modo de pretratamiento con una abertura de 0.5 mm, un tanque de homogeneización de 0.3 m³ y un tanque de lavado de 0.2 m³. Además para controlar la temperatura cuando sea necesario, el reactor anaerobio está aislado y conectado a un sistema de calentamiento de agua.

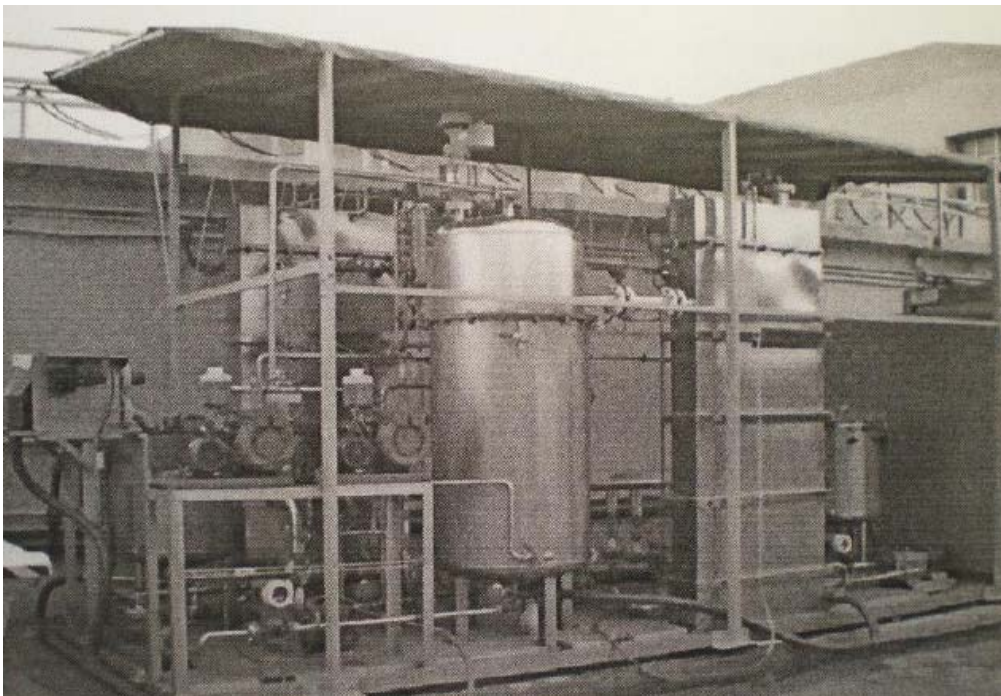


Figura 19. Planta piloto de El Carraixet (fuente Gimenez et al.)

Se pueden encontrar más detalles sobre la planta piloto en los artículos Gimenez et al. (2011), Robles et al. (2012) y Pretel et al. (2013).

4.2. Caracterización del influente

La tabla (1) muestra la caracterización, tanto del agua residual proveniente del efluente del pretratamiento de la EDAR de El Carraixet, como del FORSU triturado proveniente de las cafeterías de la UPV.

Tabla 1: Caracterización AR y FORSU

| | | A.R. | R.S.U. |
|-------------------|--------|-------------|---------------|
| DQOt | mg/L | 600.7 | 6709.0 |
| DQOs | mg/L | 160.5 | 1899.1 |
| Biod. Sus. | % | 66.85% | 87.00% |
| Biod. Sol. | % | 59.70% | 87.00% |
| | | | |
| Sf | mg/L | 88.22 | 1360.22 |
| Sa | mg/L | 7.60 | 292.00 |
| Snh4 | mg N/L | 44.80 | 40.90 |
| Spo4 | mg P/L | 5.20 | 10.30 |
| Si | mg/L | 64.68 | 246.88 |
| Salk | mg/L | 378.10 | 362.60 |
| Sso4 | mg S/L | 108.40 | 119.20 |
| Xio | mg/L | 145.93 | 625.29 |
| Xs | mg/L | 294.27 | 4184.61 |
| Xtss | mg/L | 337.41 | 3343.13 |
| Xnv | mg/L | 57.00 | 95.00 |

4.3. Operación

La planta es operada con un tiempo de retención celular (TRC) de 70 días y una temperatura constante de 28 °C. Para la obtención de los datos experimentales el caudal de tratamiento empleado es de 2'34 m³/l de mezcla de AR y FORSU.

La bomba de succión opera en tres fases: filtración, flujo inverso y desgasificación.

Durante la fase de filtración la bomba hace pasar el agua a través de las membranas quedando atrás los sólidos suspendidos y extrayendo el efluente tratado, durante la fase de flujo inverso se lava la membrana con permeado contra corriente y finalmente la desgasificación consiste en un periodo de filtración con un flujo más elevado con tal de eliminar el gas atrapado en las membranas.

La presión transmembrana a la que opera la bomba de permeado, es decir, la diferencia de presiones que la bomba genera entre un lado de la membrana y el otro, será diferente para cada fase. Según estudios anteriores, (Pretel et al. 2013), las presiones transmembrana en los diferentes estadios de la filtración son 10, -10 y 20 Kpa para filtración, flujo inverso y desgasificación respectivamente, y la recirculación de fango entre el reactor anaerobio y el tanque de membranas es de 0.4 y 2.1 m³/h respectivamente.

4.4. Modelo

Para la modelización matemática de la planta se emplea el programa informático DESASS (DEsign and Simulation of Activated Sludge Systems) que tiene implementado un algoritmo de modelación matemática que representa una ampliación del modelo de eliminación biológica de nutrientes nº 1 (Biological Nutrient Removal Model, No.2, BNRM2; Barat et al., 2013) desarrollado por el grupo de investigación CALAGUA. Este modelo considera los procesos incluidos en el modelo de fangos activados número 2d de la IAWQ (Activated Sludge Model No. 2d, ASM2d; Henze et al., 1999), los procesos necesarios para representar de forma simplificada el tratamiento de digestión anaerobia, las reacciones químicas ácido base para calcular el pH (Serralta et al., 2004) y los procesos de precipitación (Barat et al. 2011)

Asimismo, el programa tiene implementado un modelo de sedimentación (Ribes et al., 2002) acoplado al modelo biológico que permite simular los procesos biológicos que tienen lugar en decantadores primarios, secundarios y espesadores. El modelo también incluye la separación de los procesos de nitrificación y desnitrificación en dos etapas (Jimenez et al., 2010).

La modelación de la planta en DESASS quedaría como se ve en la siguiente figura:

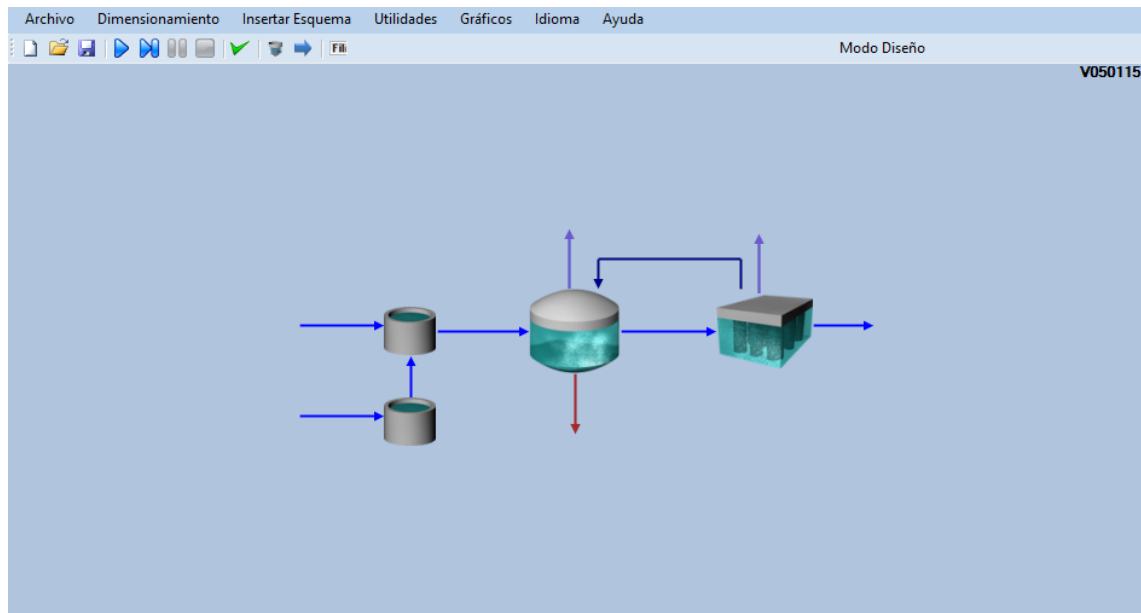


Figura 20: Modelo SAnMBR en DESASS

Con dos nudos de entrada, uno para el FORSU y otro para el agua residual, con una recirculación interna de 8,6 veces el caudal de entrada, trabajando a una presión de 1.01 atm y con dos salidas de biogás, una en el tanque de membranas y otra en el reactor anaerobio.

4.5. Calibración

Para calibrar dicho modelo, se emplearon los datos experimentales de la planta operada con un TRC de 70 días, unos caudales de 2.28 y 0.6 m³/d de AR y FORSU (el caudal corresponde a un FP del 40%, lo cual significa que el porcentaje de FORSU en la mezcla es el mismo que se daría en la red de saneamiento si el 40% de los abonados dispusieran de la tecnología de triturado de residuos) respectivamente y una temperatura de 28°C.

En este estudio se parte del modelo ya calibrado, con el cual se obtienen los resultados representados en la tabla 2.

Tabla 2: Calibración modelo

| | | | Experimental | Simulado |
|---------------------|-----------------|-----------------------|--------------|----------|
| LICOR MEZCLA | DQO total | mgDQO·L ⁻¹ | 18798 | 18846 |
| | SST | (mg/L) | 15484 | 15317 |
| | SSV | (mg/L) | 10873 | 10717 |
| | SSNV | (mg/L) | 4611 | 4600 |
| | %SSV | (%) | 70.20 | 70.00 |
| BIOGÁS | CAUDAL | (L/d) | | 229.00 |
| | Caudal CH4 | (L/d) | 146 | 145.77 |
| | CH ₄ | (%) | 72.90 | 63.66 |

4.6. Escenarios simulados

4.6.1. Variación de Tº, TRC y FP

En esta primera serie de simulaciones se varían la temperatura (Tº), el tiempo de retención celular (TRC) y el factor de penetración de la tecnología de triturado de residuos entre los abonados de la red de saneamiento (FP), para estudiar la variación del rendimiento de la planta en cuanto a la eliminación de materia orgánica y, sobretodo, en cuanto a la producción de biogás.

4.6.1.1. Temperatura (Tº)

La temperatura tiene una gran influencia sobre la digestión anaerobia, así como sobre todos los procesos biológicos, ya que afecta la actividad de los microorganismos. Como ya se ha

visto anteriormente se pueden considerar tres rangos de temperatura con respecto a la digestión anaerobia:

- Psicrófilico: $5 < T < 20$ °C
- Mesófilico: $20 < T < 35$ °C
- Termófilico: $45 < T < 65$ °C

A mayor temperatura, mayor es la velocidad de las reacciones químicas, pero la necesidad de elevarla hace que este último rango solo sea rentable para aguas residuales generadas a muy alta temperatura.

Para este estudio se ha elegido un rango de temperaturas situado entre los 20 y los 36°C, debido en primer lugar a que los datos experimentales fueron obtenidos con una temperatura de 28 °C y por tanto dentro del rango Mesófilico. En este actúa un grupo de bacterias diferente a los otros rangos, y por tanto la calibración del modelo solo será válida entre estas temperaturas. Además se trata del rango más empleado en el tratamiento de aguas residuales.

Como el objetivo de esta primera serie de simulaciones es observar una tendencia y ver la viabilidad de este tipo de tratamiento para este tipo de mezcla, se ha optado por realizar simulaciones cada 4 °C de diferencia partiendo de la temperatura de los datos experimentales (28 °C). Esto permitirá simular el comportamiento en los extremos del rango y tener algunos puntos intermedios para realizar gráficas y observar claramente las tendencias.

4.6.1.2. Tiempo de retención celular (TRC)

El tiempo de retención celular o tiempo de residencia de sólidos es el tiempo medio de permanencia de los sólidos en el sistema. El rango de simulación con un reactor de membrana sumergida, el TRC de operación puede ser muy elevado, lo cual es una enorme ventaja para los tratamientos anaerobios ya que las reacciones que se dan en estos, como se ha visto anteriormente, al carecer de oxígeno, tienen una velocidad mucho más baja y por tanto necesitan más tiempo de residencia del fango. Tiempo que con otro tipo de tecnología exigiría volúmenes de reactor mucho más grandes.

En este caso, el rango de simulación se encuentra dentro del rango experimental, los datos experimentales de los que se parte han sido obtenidos con un TRC de 70 días, y se ha optado por simular un rango entre 40 y 70 días, con un intervalo de 2´5 días.

Para esta batería de simulaciones se ha tenido en cuenta una disminución de la biodegradabilidad junto con el TRC. Hipótesis basada en evidencias experimentales obtenidas en estudios anteriores (Moñino 2014).

Para este estudio, teniendo datos experimentales de la biodegradabilidad en los dos puntos extremos (TRC 40 y 70 días), se ha supuesto una variación lineal entre ambos puntos, y se ha modificado la biodegradabilidad de la mezcla, modificando la caracterización del AR y de la FORSU para disminuir su biodegradabilidad en el mismo porcentaje en el que disminuye la de la mezcla según la aproximación lineal.

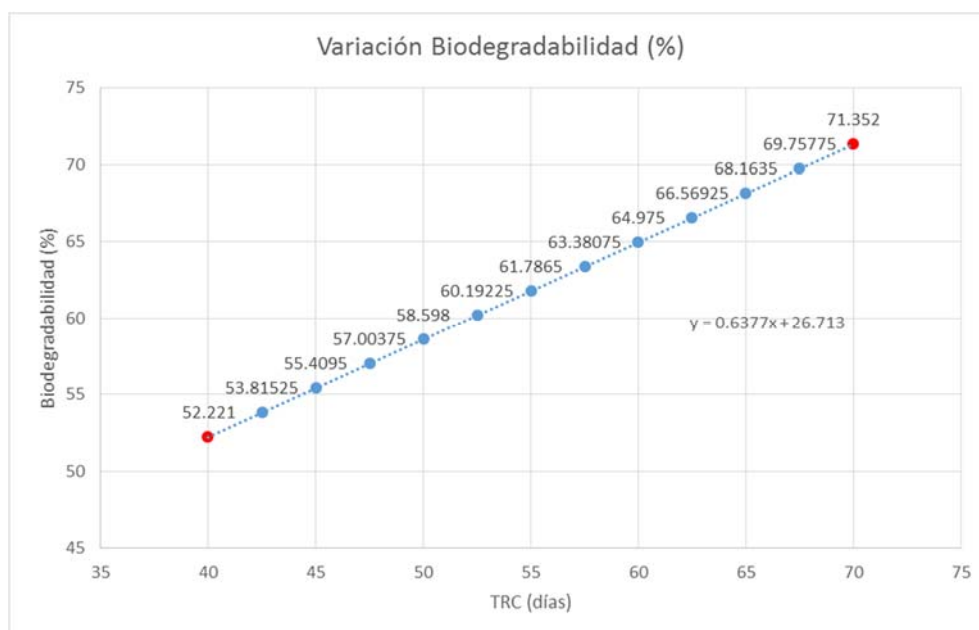


Gráfico 1. Variación lineal de la biodegradabilidad

En el gráfico 1 se observa los valores aproximados de la biodegradabilidad, obtenidos a partir de los datos experimentales, representados mediante los puntos rojos en los extremos.

La biodegradabilidad se define como el porcentaje de sólidos biodegradables, y la calculamos como:

$$Biod = \frac{Xs}{Xs + Xi} \quad (18)$$

De la ecuación 14 se conocen los porcentajes de biodegradabilidad necesarios en AR y FORSU para que el porcentaje de la mezcla sea el obtenido mediante la aproximación lineal a los datos experimentales y la DQO suspendida total ($Xs + Xi$). Con esas restricciones se obtiene el reparto de la fracción de sólidos biodegradable (Xs) y la inerte (Xi), y se modifica en la caracterización del AR y de la FORSU para cada simulación.

4.6.1.3. Factor de penetración (FP)

Los criterios para la elección del rango de factores de penetración a estudiar son en primer lugar que el mínimo sea un porcentaje suficientemente alto para que el impacto de la cantidad de FORSU añadido al tratamiento sea considerable, y en segundo lugar que el máximo sea realista teniendo en cuenta que es una tecnología que no puede ser instalada en el 100% de los abonados a la red de saneamiento.

Siguiendo estos criterios, el rango de factores a estudiar variara entre el 40 y el 80%, simulando valores cada 10 puntos porcentuales, es decir, FP 40, 50, 60, 70 y 80%.

Para la operación de la planta piloto, se ha realizado las siguientes hipótesis con respecto a la producción de FORSU, basadas en los datos extraídos del Anuario de estadísticas del Ministerio de Agricultura, Alimentación y Medio Ambiente:

- Cada persona genera 1,4 Kg de RSU al día, de ellos el 40% es orgánico
- Se producen 4 L de agua por Kg de FORSU triturado
- La dotación de agua residual por habitante es de 180 L/hab y día

En el caso del agua producida por Kg de FORSU, se ha estimado al alza ya que puede variar dependiendo de la instalación de triturador domestico de residuos.

Conforme aumenta el FP se incrementa el caudal de la corriente de FORSU en su cantidad correspondiente según las condiciones de partida.

Este incremento del caudal de FORSU es depreciable frente al caudal de ARU, por lo que no afecta al tiempo de retención hidráulica (TRH).

4.6.2. Variación de Tº y TRH

En esta segunda serie de simulaciones, se varia la temperatura (Tº) y el tiempo de retención hidráulica (TRH), manteniendo constantes, tanto el TRC como el FP en los valores con los que se obtuvieron los datos experimentales de los que partimos, es decir, TRC 70 días y FP 40%, con el objetivo de encontrar un punto de operación óptimo en cuanto al consumo energético.

Para ello, consideramos importante tanto la producción de biogás como el porcentaje de metano que contiene este, ya que ambos factores influyen en la cantidad de energía que se puede obtener del proceso, y que permite un ahorro en cuanto a consumo energético.

Para el cálculo del consumo energético en la planta, se emplea un método desarrollado en estudios anteriores (Pretel et al, 2014) y para la obtención del óptimo de operación se empleara el método estadístico de la superficie de respuesta.

4.6.2.1. Temperatura (Tº)

Al igual que para la serie de simulaciones anterior, la variación de temperatura que se tiene en cuenta está dentro del tramo mesofílico, en este caso ira desde los 16 a los 36 °C

4.6.2.2. Tiempo de retención hidráulico (TRH)

El tiempo de retención hidráulico es el tiempo que el agua permanece dentro del sistema, y viene dado por la siguiente ecuación:

$$TRH = \frac{V}{Q} \quad (19)$$

Con el volumen del reactor constante, para variar el TRH se aumenta el caudal de tratamiento. Para esta serie de simulaciones, se varía el TRH a intervalos iguales al 10% del TRH inicial, y como TRH inicial se utiliza el de la planta piloto cuando se tomaron los datos experimentales que se emplean como base para este estudio.

Los caudales tanto de AR como de FORSU quedan de la siguiente forma:

Tabla 3: Variación caudales y TRH

| | TRH (días) | Q AR (m³/d) | Q FORSU (m³/d) |
|------------|-------------------|-------------------------------|----------------------------------|
| S1 | 1.226 | 1.596 | 0.042 |
| S2 | 1.073 | 1.824 | 0.048 |
| S3 | 0.954 | 2.052 | 0.054 |
| S4 | 0.858 | 2.28 | 0.06 |
| S5 | 0.780 | 2.508 | 0.066 |
| S6 | 0.715 | 2.736 | 0.072 |
| S7 | 0.660 | 2.964 | 0.078 |
| S8 | 0.613 | 3.192 | 0.084 |
| S9 | 0.572 | 3.42 | 0.09 |
| S10 | 0.536 | 3.648 | 0.096 |
| S11 | 0.505 | 3.876 | 0.102 |
| S12 | 0.477 | 4.104 | 0.108 |
| S13 | 0.452 | 4.332 | 0.114 |
| S14 | 0.429 | 4.56 | 0.12 |

| | | | |
|------------|-------|-------|-------|
| S15 | 0.409 | 4.788 | 0.126 |
| S16 | 0.390 | 5.016 | 0.132 |
| S17 | 0.373 | 5.244 | 0.138 |
| S18 | 0.358 | 5.472 | 0.144 |
| S19 | 0.343 | 5.7 | 0.15 |

El TRH se aumenta y se disminuye hasta lograr unas concentraciones de sólidos en el reactor (Xtss) de 10000 mg/l y 40000 mg/l de forma aproximada, respectivamente.

Se escogen estos extremos ya que a una concentración menor que 10000 mg/l la cantidad de biomasa en el reactor es demasiado baja como para llevar a cabo los procesos de forma eficiente, y a una concentración mayor de 40000 mg/l la cantidad de biomasa es demasiado grande como para que la planta pueda operar mecánicamente.

4.7. Cálculo del consumo energético

Para el cálculo del consumo energético se ha adaptado el método planteado por artículos anteriores (Pretel et al. 2014).

Antes de plantear el método de cálculo, las hipótesis supuestas en cuanto al consumo energético son las siguientes:

- Solo se tendrá en cuenta el consumo en fase de operación.
- La planta SAnMBR se supone un reactor en estado estacionario
- Los procesos de pretratamiento (rejas, desarenado y desengrasado), no se tienen en cuenta en el cálculo porque las variaciones en la operación del reactor no afecta a su consumo energético, y en cuanto a la planta experimental, el agua tratada en esta viene procedente del pretratamiento de otra planta.

- El transporte del fango resultante no está contemplado en los cálculos.

Y la ecuación que nos proporciona el consumo final es la siguiente:

$$CE = W + Q - E_{biogas} \quad (20)$$

Donde “CE” es la energía consumida, “W” es la demanda mecánica de energía, “Q” la demanda calorífica, y “E” es la energía recuperada del biogás producido.

4.7.1. Demanda mecánica de energía (W)

A efectos de consumo mecánico, se considera que este es producido por las siguientes partes de la planta:

- Bomba de alimentación del reactor anaerobio
- Bomba de alimentación de los tanques de membranas
- Bomba de recirculación y mezclado del reactor anaerobio
- Bomba de succión
- Soplante de recirculación de gas del reactor anaerobio
- Soplante de recirculación de gas de los tanques de membrana
- Un filtro rotativo
- Un sistema de desecado de fangos

Como se recoge en estudios anteriores (Pretel et al. 2014), las ecuaciones para el cálculo del consumo energético de las soplantes y las bombas que actúan en la planta serán las expuestas a continuación.

$$P_B \left(\frac{J}{S} \right) = \frac{(M \cdot R \cdot T_{gas})}{(\alpha - 1) \cdot \eta_{blower}} \cdot \left[\left(\frac{P_2}{P_1} \right)^{\frac{\alpha-1}{\alpha}} - 1 \right] \quad (21)$$

Donde P_B es la demanda de energía, M (mol/s) es el caudal de biogás, R (J/mol K) es la constante de los gases, P_1 (atm) es la presión de entrada, P_2 (atm) es la presión de salida, T_{gas} (K) es la temperatura del biogás, α es el índice adiabático y η_{blower} es la eficiencia de la soplante.

$$P_g \left(\frac{J}{S} \right) = q_{imp} \cdot \rho_{liquor} \cdot g \cdot \frac{\left\{ \left[\left(\frac{(L + Leq) \cdot f \cdot V^2}{D \cdot 2 \cdot g} \right)_{asp.} + \left(\frac{(L + Leq) \cdot f \cdot V^2}{D \cdot 2 \cdot g} \right)_{imp.} \right] + [Z_1 - Z_2] \right\}}{\eta_{pump}} \quad (22)$$

Donde P_g es la demanda de energía, q_{imp} (m³/s) es el caudal impulsado, ρ_{liquor} (Kg/m³) es la densidad de la mezcla impulsada, g (m/s) es la aceleración de la gravedad, L (m) es la longitud de la tubería (de impulsión y de aspiración), Leq (m) es el valor de longitud equivalente mediante la cual se tienen en cuenta las pérdidas de carga puntuales en el sistema, V (m/s) es la velocidad del flujo, f (adimensional) es el factor de fricción, d (m) es el diámetro de las tuberías, $[Z_1 - Z_2]$ (m) es la diferencia de cota y η_{pump} es el rendimiento de la bomba.

$$P_{stage} (filtration, degasification or back-flushing) \left(\frac{J}{S} \right) = \frac{q_{stage} \cdot TMP_{stage}}{\eta_{pump}} \quad (23)$$

Donde P_{stage} es la demanda de energía en cada uno de los estados de operación de la bomba (degasificación, filtración y contra-lavado), TMP_{stage} (Pa) es la presión transmembrana en cada estado de operación, q_{stage} (m³/s) es el caudal impulsado y η_{pump} es el rendimiento de la bomba.

Para calcular la energía requerida por las bombas de alimentación del reactor anaerobio, de los tanques de membrana, así como la bomba de recirculación, se emplea la ecuación 22. Para la energía requerida por las soplantes tanto del reactor anaerobio como de los tanques de membranas, se emplea la ecuación 21, y por último para calcular la energía requerida por la bomba de filtrado, se emplea la ecuación 23 para la filtración, desgasificación y contra-lavado, y la ecuación 22 para la ventilación.

En cuanto a la operación de esta última bomba, los porcentajes del tiempo que la bomba dedica a cada estado de operación son, 80% filtración, 0.2% desgasificación, 2% contra-lavado y 1.5% ventilación y el resto relajación.

4.7.2. Demanda de energía calorífica

A efecto de cálculo de la energía calorífica requerida, se tienen en cuenta las siguientes hipótesis:

- La temperatura del agua de entrada se supondrá de 16 °C en invierno y 24 °C en verano.
- La temperatura exterior se supone de 10 °C en invierno y 24 °C en verano, temperaturas medias de la zona donde está situada la planta.
- La temperatura final del biogás es igual a la del reactor.

Se supone que Q es la suma del calor necesario para calentar en influente, en caso de ser necesario para fijar la temperatura del reactor por encima de la temperatura del influente, el calor disipado a través de las paredes del reactor, el calor generado por la descompresión del gas, y el calor generado o consumido por las reacciones químicas que se producen durante el proceso de tratamiento.

Las ecuaciones empleadas para el cálculo de estos valores son:

$$Q_{REQUIRIDA} \left(\frac{Kcal}{h} \right) = C_p \cdot q \cdot \rho \cdot (T_{fixed} - T_{inflow}) \quad (24)$$

Para el calor necesario para calentar en influente. Donde C_p (1 Kcal/Kg K para agua) es el calor específico, q (m^3/h) en el caudal de entrada, ρ (Kg/m^3) es la densidad de la mezcla y $T_{fixed} - T_{inflow}$ (K) es la diferencia entre la temperatura deseada y la de entrada.

$$Q_{DISSIPATED} \left(\frac{Kcal}{h} \right) = \sum U \cdot S \cdot \Delta T \quad (25)$$

Para el calor disipado a través de las paredes del reactor. Donde U (Kcal/h m^2 K) es el coeficiente de transferencia de calor, calculado con la ecuación (22), S (m^2) es la superficie del reactor y ΔT (K) es la diferencia entre la temperatura interior y la exterior.

$$U_{non-buried} \left(\frac{Kcal}{h \cdot m^2 \cdot K} \right) = \frac{1}{\sum \frac{\delta_{reactor}}{K_{reactor}} + \frac{1}{h_{air}}} ; U_{buried} \left(\frac{Kcal}{h \cdot m^2 \cdot K} \right) = \frac{1}{\sum \frac{\delta_{reactor}}{K_{reactor}} + \frac{\delta_{soil}}{K_{soil}}} \quad (26)$$

Donde $U_{non-buried}$ y U_{buried} son los coeficientes de transferencia de calor de las secciones superficiales y enterradas del reactor, $\delta_{reactor}$ (m) es el espesor del reactor, δ_{soil} (m) es el espesor del suelo en contacto con el reactor, $K_{reactor}$ (Kcal/h m^2 K) es la conductividad del material del reactor, h_{air} (Kcal/h m^2 K) es el coeficiente de transferencia de calor convectivo del aire, y K_{soil} (Kcal/h m K) es la conductividad del suelo.

En este caso solo emplearemos el coeficiente no enterrado ya que el reactor no se encuentra en contacto con el suelo.

$$Q_{DECOMPRESSION} \left(\frac{Kcal}{h} \right) = \frac{R \cdot T_{fin}}{\alpha - 1} \cdot \left[\left(\frac{P1}{P2} \right)^{\frac{\alpha-1}{\alpha}} - 1 \right] \cdot \frac{M}{\sum (MW \cdot \%)_i \cdot 4.187} \quad (27)$$

Para el calor generado en la descompresión del gas. Donde P1 (atm) es la presión en la cabeza del Soplante, P2 (atm) es la presión absoluta a la salida del Soplante, T₄ (K) es la temperatura final del biogás, $\sum (MW \cdot \%)_i$ es la suma de los pesos moleculares de cada uno de los componentes del biogás en g/mol, M (Kg/h) es el caudal de biogás y α es el índice adiabático.

$$Q_{ENTHALPY} = \Delta H_T^o \left(\frac{Kcal}{mol} \right) = (\eta \Delta H_F^o)_{PRODUCTS} - (\eta \Delta H_F^o)_{REACTANTS} + \int_{298.15}^T \sum \eta \cdot C_p \quad (28)$$

Para el calor generado o consumido durante las reacciones químicas. Donde ΔH_T^o (Kcal/mol) es la entalpia de la reacción a una temperatura (T), $(\eta \Delta H_F^o)_{PRODUCTS}$ es la entalpia de los productos, $(\eta \Delta H_F^o)_{REACTANTS}$ es la entalpia de los reactantes, η es el coeficiente estequiométrico, y C_p (Kcal/mol K) es el calor específico de cada componente de la reacción.

4.7.3. Energía extraída del biogás producido.

Una de las ventajas principales de la tecnología SANMBR es que como resultado del tratamiento se obtiene biogás que puede emplearse para producir energía y reducir costes. Las ecuaciones empleadas para calcular la energía obtenida del biogás producido se exponen a continuación, con la número 29 se calcula la energía calorífica obtenida, y con la 30 la energía eléctrica.

$$Q_{biogas} \left(\frac{Kcal}{h} \right) = \frac{V_{biogas} \cdot (\%CH_4 \cdot CV_{CH_4} + \%H_2 \cdot CV_{H_2}) \cdot \%_{heat\ efficiency\ CHP}}{1000 \cdot 24 \cdot 4.187} \quad (29)$$

$$W_{biogas}(kW) = \frac{V_{biogas} \cdot (\%CH_4 \cdot CV_{CH_4} + \%H_2 \cdot CV_{H_2}) \cdot \%_{power\ efficiency\ CHP}}{1000 \cdot 24 \cdot 3600} \quad (30)$$

Donde V_{biogas} (l/d) es el volumen de biogás, $\%CH_4$ es el porcentaje de metano, CV_{CH_4} (KJ/m³) es el poder calorífico del metano, $\%H_2$ es el porcentaje de hidrogeno, y por último, $\%_{heat\ efficiency\ CHP}$ y $\%_{power\ efficiency\ CHP}$ son las eficiencias en la recuperación de energía del biogás en cuanto a energía calorífica y energía eléctrica respectivamente, por parte del sistema CHP instalado.

El sistema CHP (cogeneración de energía térmica y eléctrica) instalado en esta planta consta de microturbinas. Este tipo de tecnología suele tener unos rendimientos del 65.5%, un 27% para energía eléctrica y un 33.5% para la térmica (Moreno et al. 2015)

4.8. Metodología de la superficie de respuesta

La metodología de la superficie de respuesta (en inglés, Response Surface Methodology o RSM) son un conjunto de técnicas estadísticas y matemáticas empleadas con el fin de modelar problemas en los que una variable es influenciada por otras. Esta metodología tiene su origen en el trabajo de Box y Wilson (1951) y ha tenido un desarrollo considerable durante los últimos años.

Se puede emplear para seleccionar valores de dichas variables que optimicen la variable de respuesta, o en este caso, seleccionar los valores de las variables de operación que optimicen el consumo energético.

La metodología RSM tiene la ventaja sobre el diseño experimental, que este último solo busca el mejor punto de operación entre aquellos que se han probado, sin embargo RSM pretende localizar las condiciones óptimas de operación del proceso.

Antes de explicar más detalladamente la metodología empleada para este estudio cabe destacar algunos conceptos importantes.

- Región de operabilidad: La región de operabilidad delimita el conjunto de puntos donde el equipo o proceso puede ser operado. En algunos casos una aproximación de esta

región puede ser facilitada por el fabricante aunque es difícil obtenerla con un 100% de fiabilidad ya que algunas variables interactúan y el efecto de esta interacción puede no ser conocido.

- Región de experimentación: La región de experimentación delimita los rangos en los cuales se variara cada factor, independientemente de que hayan sido seleccionados de manera aleatoria o a criterio del investigador. En este caso se tratara de una región de simulación más que de una región de experimentación. También cabe destacar que la región de operabilidad ha de contener la región de experimentación.

Un primer paso para aplicar esta metodología es la reducción de la dimensionalidad, es decir, elegir los factores con más influencia sobre la variable de respuesta que se pretende optimizar. Para este proceso suele emplearse el análisis de varianza- ANOVA, pero al realizarse este estudio mediante simulaciones y no mediante experimentos, carece de sentido realizar este tipo de análisis ya que ya es conocido que el resultado de la variable de respuesta depende de los valores de los factores que modifiquemos. Por tanto la elección de los factores que se van a modificar para optimizar la característica de calidad deseada vendrá dada por el conocimiento técnico sobre el proceso.

En este caso se ha decidido que se modificaran la Tº y el TRH ya que el TRC ha de ser el necesario para que el efluente cumpla los niveles deseados y el FP no es un factor que en la realidad pueda variarse.

Una vez decidido esto, se realizara la superficie de respuesta empleando un modelo de segundo orden, cuyo objetivo es determinar la combinación de factores que con mayor probabilidad se puede considerar como candidato al óptimo virtual.

Los diseños de segundo orden de uso más frecuente son:

- Diseño central compuesto (DCC): Se trata del tipo de diseño más empleado debido a su flexibilidad. Se puede construir a partir de un diseño factorial 2^k constituyendo la porción factorial del DCC, agregando puntos sobre los ejes en lo que se denominara porción axial y puntos en el centro que se denominaran porción central; es importante para las propiedades del diseño la distancia entre el centro del diseño y la porción axial, la cual se define

generalmente como $\alpha = (F)^{1/4}$; donde F corresponde al número de puntos del diseño de la porción factorial.

- Diseño de Box-Behnenken: este diseño se forma combinando un diseño 2^k con los llamados diseños en bloques incompletos balanceados (DBIB). El diseño de bloques es completo si en cada bloque se prueban todos los tratamientos, será incompleto si en cada bloque se prueban solo algunos tratamientos y será balanceado si en cada par de tratamientos se efectúa igual número de réplicas.

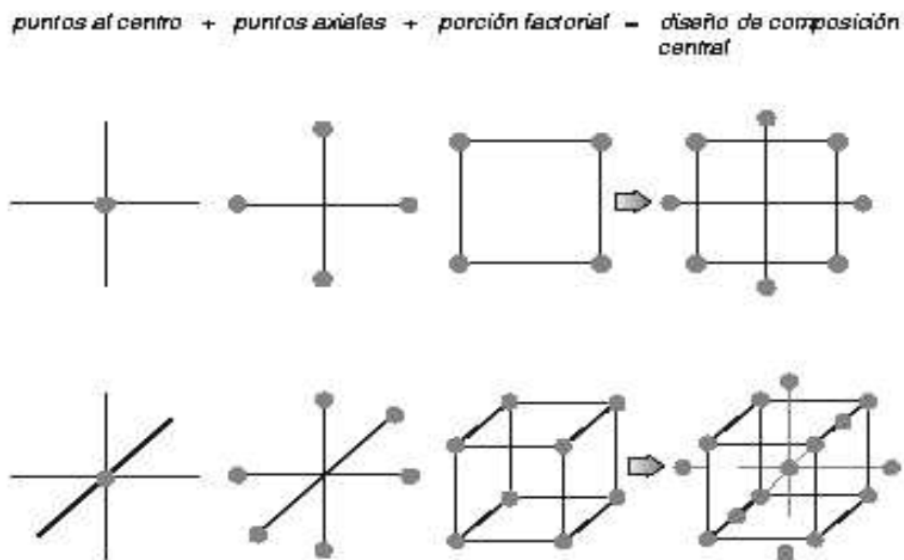


Figura 21: DCC para 2 y 3 factores respectivamente

La ecuación matemática de un modelo de segundo orden con factores x_1 y x_2 sería:

$$\mu_y = \beta_0 + \beta_1 x_1 + \beta_2 x_2 + \beta_{11} x_1^2 + \beta_{22} x_2^2 + \beta_{12} x_1 x_2 + \xi \quad (31)$$

Donde:

μ_y = Valor promedio de la variable respuesta

β_0 = Valor promedio de la respuesta, en ausencia de los factores x_1 y x_2

β_1 = Razón de cambio (efecto lineal) del factor 1 sobre la respuesta promedio

β_2 = Razón de cambio (efecto lineal) del factor 2 sobre la respuesta promedio

β_{11} = Razón de cambio (efecto cuadrático) del factor 1 sobre la respuesta promedio

β_{22} = Razón de cambio (efecto cuadrático) del factor 2 sobre la respuesta promedio

β_{12} = Razón de cambio del efecto de interacción entre x_1 y x_2 sobre la respuesta promedio

ξ = Término de error (efectos no explicados por el modelo)

Para este estudio empleamos, concretamente, la metodología de superficies con respuestas múltiples, es decir, con múltiples características de calidad a optimizar. Para esto se construye en primer lugar un modelo de superficie de respuesta apropiado para cada respuesta y después se intenta encontrar un conjunto de condiciones de operación que optimice el conjunto de variables, o de la mejor respuesta posible.

Un enfoque empleado cuando se tienen pocas variables, como es el caso, es la superposición de gráficas independientes de cada respuesta. Método mediante el cual se puede, mediante una inspección visual, determinar alguna zona de intersección que dé el mejor valor posible para las múltiples respuestas. En este caso el programa informático realiza esta labor automáticamente.

Realizar el modelo mediante el programa informático MINITAB, permite que se emplee un diseño central compuesto con dos factores. En primer lugar aplicamos la metodología para hallar el óptimo de producción de biogás, y el óptimo en el porcentaje de metano de este. Superponemos ambas gráficas y a raíz de estos resultados, concretamos los puntos en los que será aconsejable calcular el consumo energético, y una vez calculado aplicamos la metodología sobre estos datos para obtener una superficie de respuesta también sobre el consumo energético, y obtenemos una serie de óptimos virtuales de operación.

5. Resultados

5.1. Resultados Variación de Tº, TRC y FP

Los resultados obtenidos de esta primera serie de simulaciones se representan en un gráfico dinámico, del cual se extraen los gráficos más interesantes para estudiar la variación del rendimiento de la planta en cuanto a la eliminación de materia orgánica y en cuanto a la producción de biogás.

5.1.1. Eliminación de materia orgánica

En el gráfico número 2 se observa la variación del DQO soluble en el efluente, para las diferentes temperaturas simuladas y un factor de penetración del 40 al 80%, según varía el TRC entre 40 y 70 días.

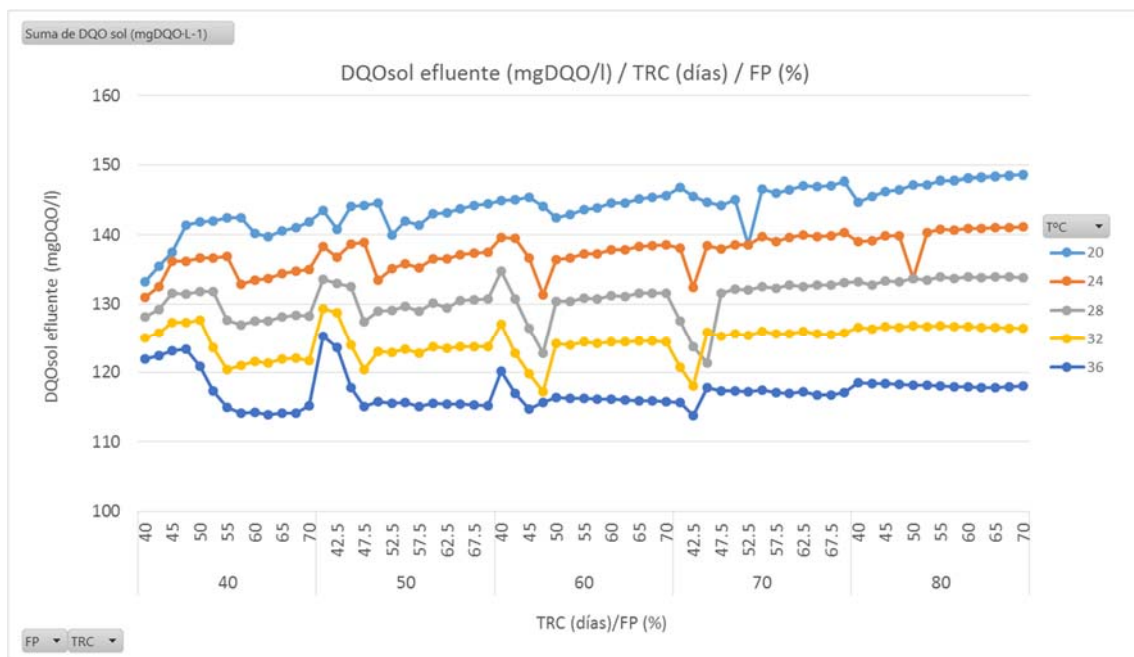


Gráfico 2. DQO sol efluente (mg DQO/l) / TRC (días) / FP (%) para T 20, 24, 28, 32 y 36 °C

En este mismo gráfico número 2 se puede apreciar que la tendencia general es a que según varía el TRC, la DQO del efluente se mantiene más o menos constante, y es menor cuanto menor es el factor de penetración de la tecnología de triturado de FORSU, es decir, tenemos menos DQO sol en el efluente cuanto menor es el porcentaje de FORSU en la mezcla.

Un aumento del porcentaje de FORSU triturado en la mezcla implica más sólidos de entrada, es decir, más sólidos suspendidos totales (SST), sólidos suspendidos volátiles (SSV) y por tanto

mayor DQO total en el reactor. Todo esto propiciará una mayor hidrólisis y aumentará la concentración de Si en el efluente, aumentando la DQO soluble en este.

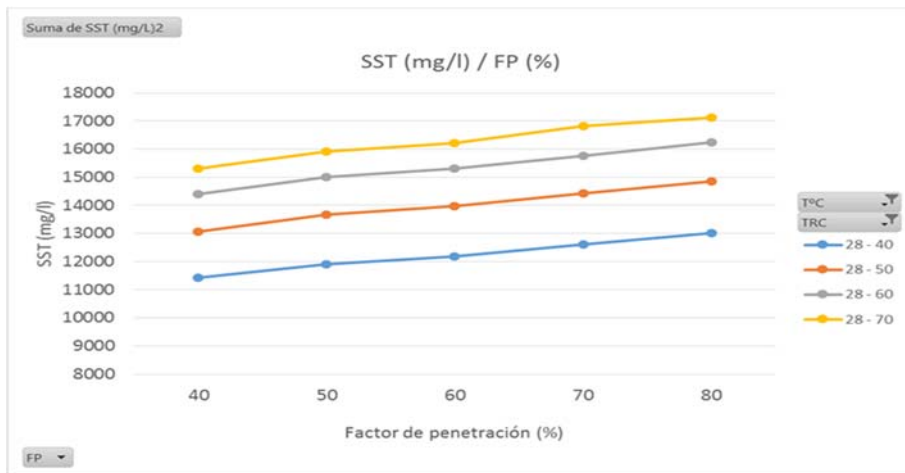


Gráfico 3. SST (mg/l) / FP (%) para T 28 °C y TRC 40, 50, 60 y 70 días

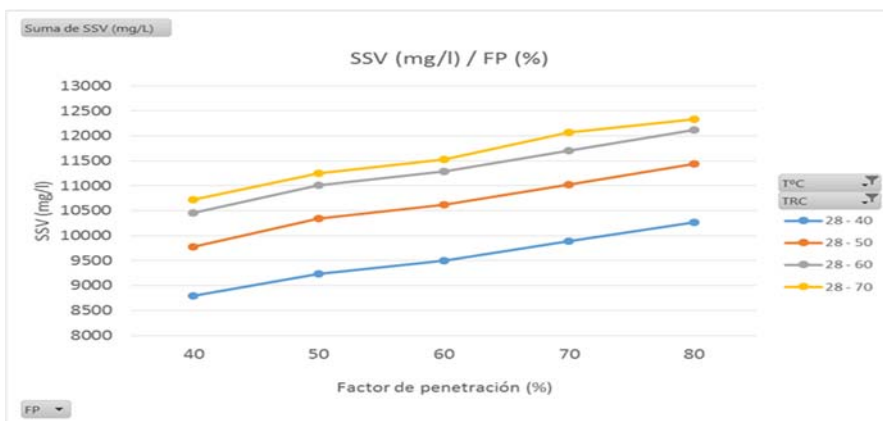


Gráfico 4. SSV (mg/l) / FP (%) para T 28 °C y TRC 40, 50, 60 y 70 días

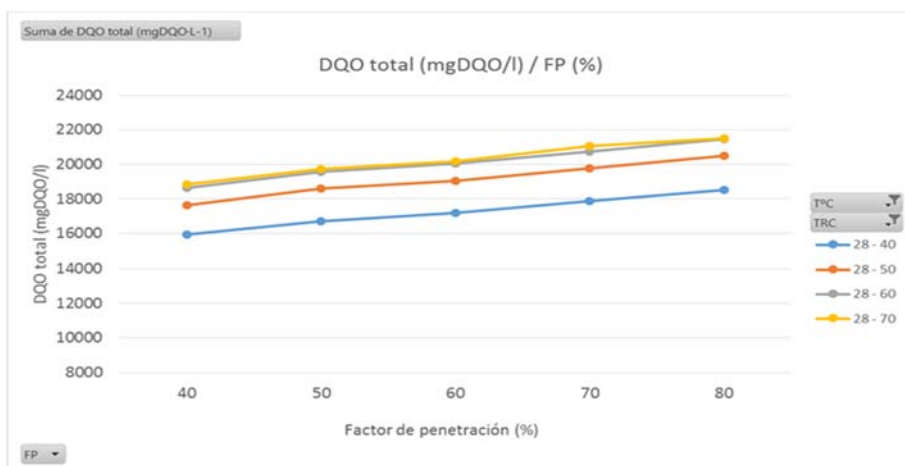


Gráfico 5. DQO total (mgDQO/l) / FP (%) para T 28 °C y TRC 40, 50, 60 y 70 días

En los gráficos 3, 4 y 5 se puede ver cómo tanto los SST como los SSV y la DQO total en el reactor aumentan linealmente con el FP. A su vez se observa como aumentan con el TRC pero no de forma lineal, sino que a medida que el TRC aumenta, el aumento es menor, como se aprecia más claramente en el gráfico 6.

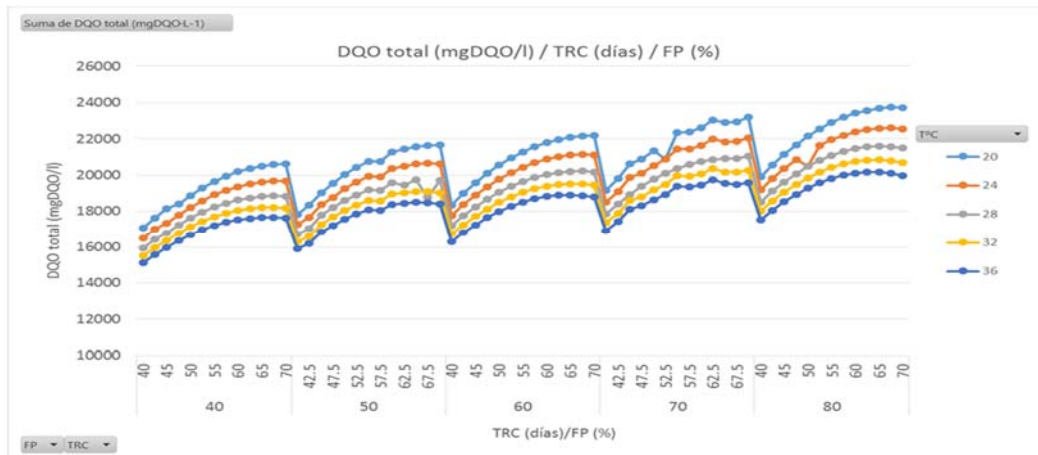


Gráfico 6. DQO total (mgDQO/l) / TRC (días) / FP (%) para T 20, 24, 28, 32, y 36 °C

Otro factor que afecta a la DQO sol en el efluente es el metano disuelto. El programa informático DESASS tiene en cuenta el metano disuelto en el efluente a la hora de calcular la DQO soluble, lo cual da lugar a valores más altos que los reales ya que en la práctica dicho metano es recuperado también mediante un proceso que el programa no tiene en cuenta.

Esta inclusión del metano disuelto para el cálculo de la DQO soluble hace que obtengamos una mayor DQO a menores temperaturas, ya que la solubilidad de los gases es mayor a temperaturas menores.

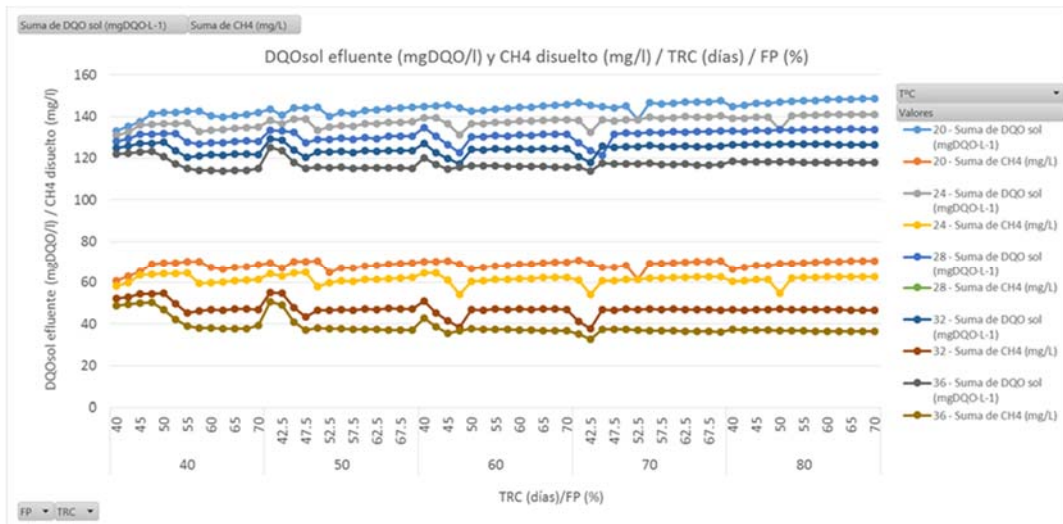


Gráfico 7. DQO sol (mgDQO/l) y CH4 disuelto (mg/l) / TRC (días) / FP (%) para T 20, 24, 28, 32, y 36 °C

En el gráfico número 7 se puede comparar la concentración de metano disuelto con la DQO soluble en el efluente. Se aprecia como las oscilaciones que se producen a TRC bajos en la DQO soluble también lo hacen en la concentración de CH4 disuelto, por lo que cabe esperar que la causa de estas oscilaciones este en la producción de metano.

Para poder ver dichas oscilaciones más claramente, en los gráficos 8, 9 y 10 se representa la DQO en el efluente para todas las temperaturas, (20 a 36 °C) y un solo FP.

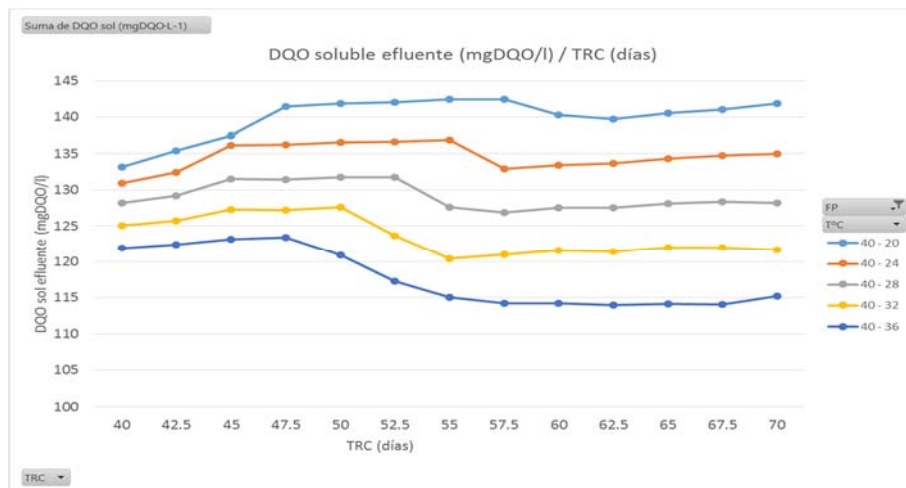


Gráfico 8. DQO sol efluente (mg DQO/l) / TRC (días) para T 20 a 36 °C y FP 40%

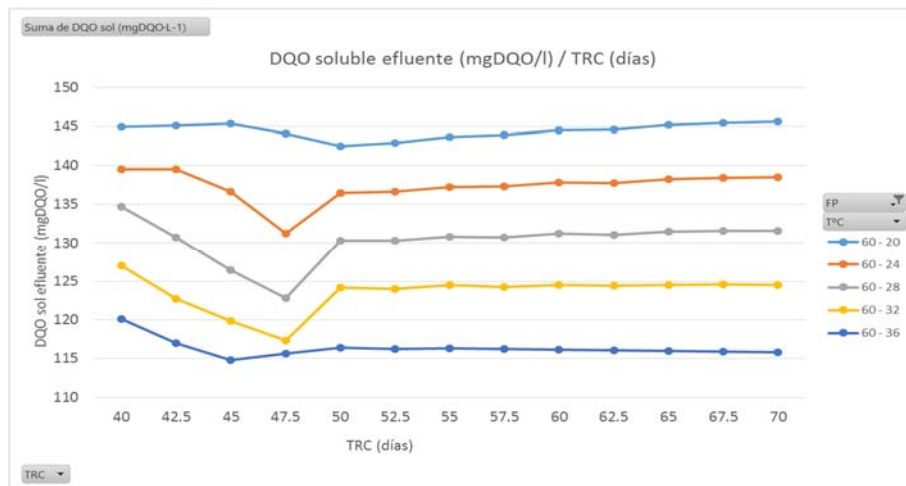


Gráfico 9. DQO sol efluente (mg DQO/l) / TRC (días) para T 20 a 36 °C y FP 60%

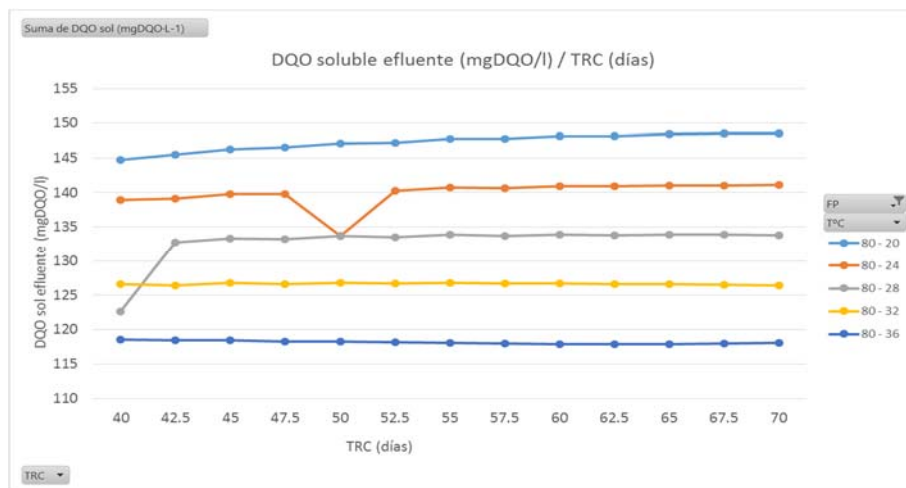


Gráfico 10. DQO sol efluente (mg DQO/l) / TRC (días) para T 20 a 36 °C y FP 80%

En dichos gráficos número 8, 9 y 10, se observa como a partir de cierto TRC, para una determinada temperatura y FP, la DQO soluble en el efluente es aproximadamente constante según esta varía, y también que ese TRC a partir del cual las curvas se vuelven aproximadamente horizontales es menor cuanto mayor es el FP.

Teniendo en cuenta que, como se ha visto anteriormente, la DQO total en el reactor aumentan con el FP, cabe esperar que sea a partir de una determinada concentración de DQO total que el proceso de eliminación de materia orgánica se estabiliza.

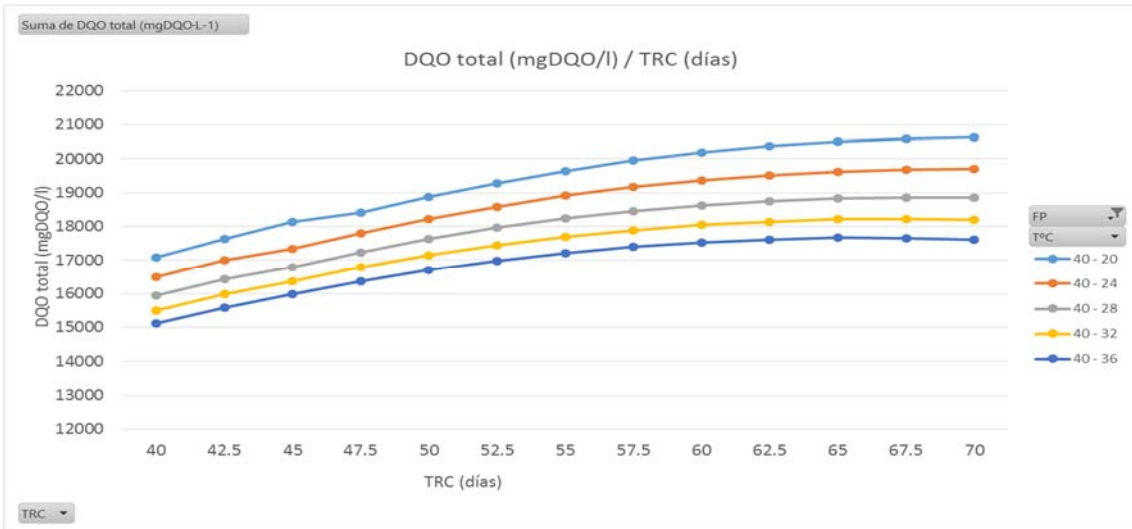


Gráfico 11. DQO total (mg DQO/l) / TRC (días) para T 20 a 36 °C y FP 40%

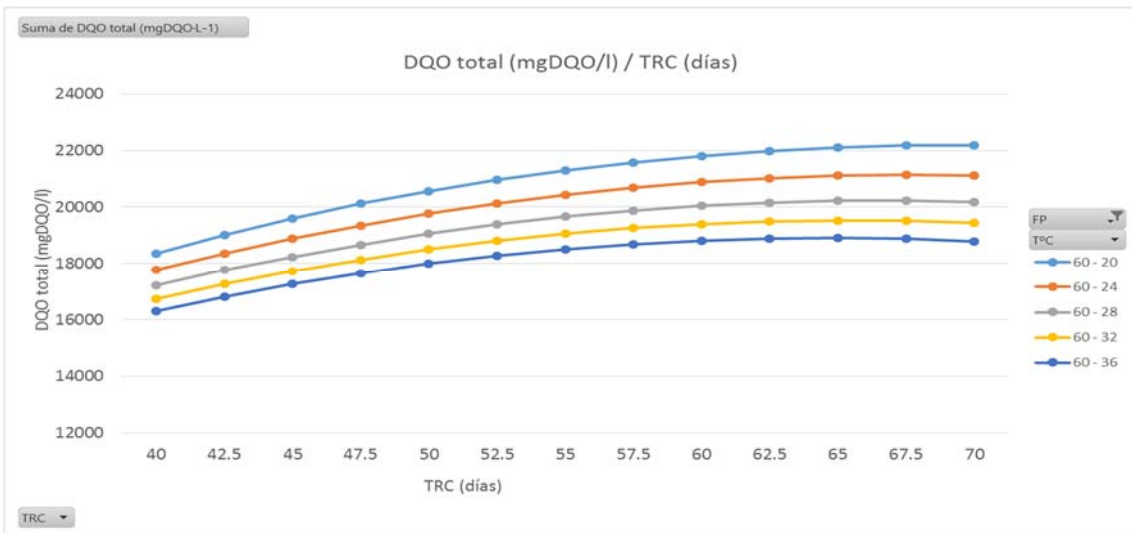


Gráfico 12. DQO total (mg DQO/l) / TRC (días) para T 20 a 36 °C y FP 60%

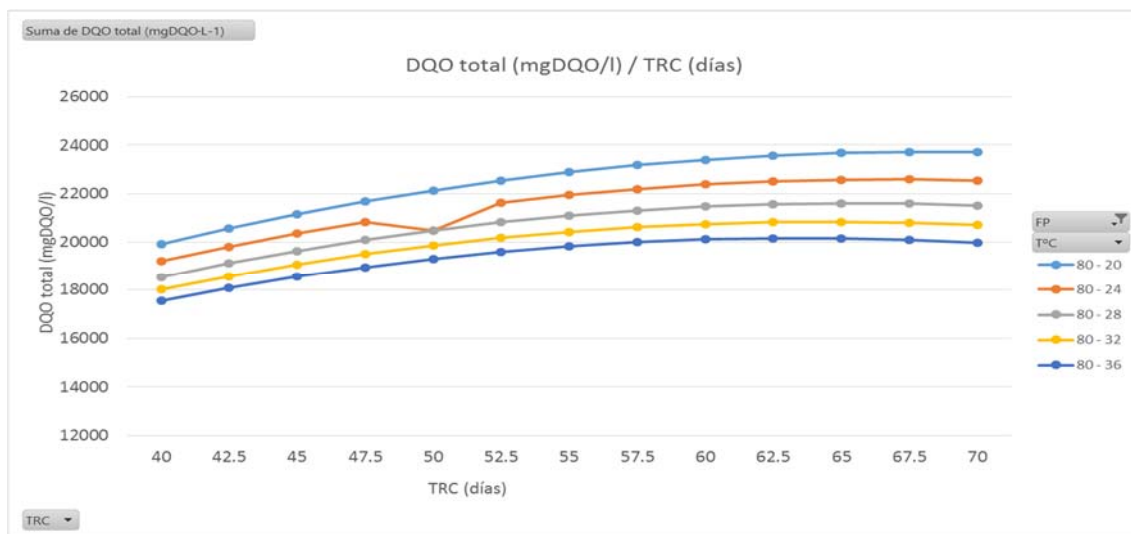


Gráfico 13. DQO total (mg DQO/l) / TRC (días) para T 20 a 36 °C y FP 80%

Comparando los gráficos 11, 12 y 13 con los tres anteriores; 8, 9 y 10, se observa que el rango de concentraciones de DQO total en el reactor para las cuales se estabiliza la DQO soluble en el efluente, se encuentra entre los 17000 y los 21000 mgDQO/l, para temperaturas entre los 36 y los 20 °C respectivamente.

Como se ha comentado anteriormente, y se observa en el gráfico número 7, las oscilaciones que cesan a partir de dichas concentraciones de DQO total, son producidas por la inclusión de la concentración de metano disuelto en el cálculo del DQO soluble, y por tanto, es de esperar que sea la producción de metano lo que se estabiliza a partir de dichas concentraciones, lo cual se verá con más detalle posteriormente en el apartado correspondiente.

5.1.2. Eliminación de nutrientes

En lo referido a la eliminación de nutrientes, el siguiente gráfico representa como varía la concentración de nitrógeno amoniacal en el efluente.

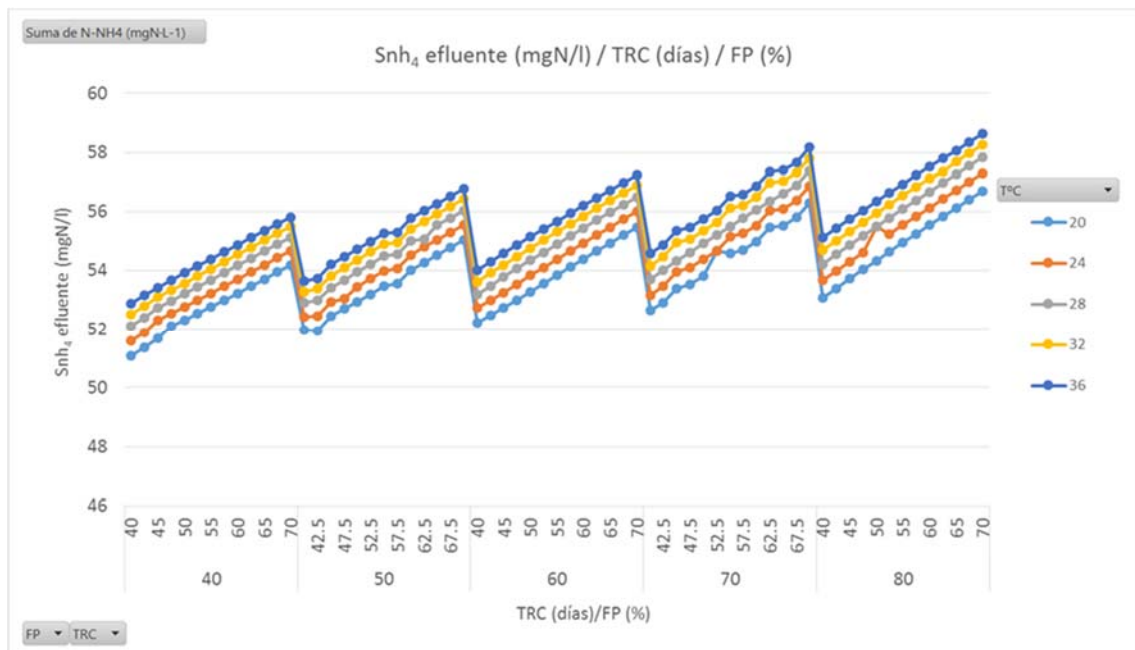


Gráfico 14. Snh₄ efluente (mg N/l) / TRC (días) / FP (%) para T 20, 24, 28, 32 y 36 °C

En el gráfico 14 se puede ver como a medida que aumenta el TRC, aumenta la concentración de Snh₄ en el efluente, debido a una mayor hidrólisis.

Además al tratarse de un proceso anaerobio, no se produce nitrificación ya que esta la llevan a cabo bacterias nitrificantes que necesitan oxígeno para oxidar el amonio.

También se observa el efecto del FP, siendo que a mayor factor de penetración, mayor concentración de nitrógeno amoniacal en el efluente. Esto es debido a que un mayor FP implica mayor cantidad de FORSU triturado, el cual contiene una gran concentración de Nitrógeno Orgánico suspendido, que se hidrolizará dando lugar a Snh₄. En esto también influirá que, como se ha indicado anteriormente, a mayor FP, la biodegradabilidad de la mezcla sea mayor.

En cuanto a la temperatura, en el gráfico 14 también se aprecia que influye de la misma forma para todos los TRC y FP, haciendo aumentar la concentración de nitrógeno amoniacal en el efluente debido a que, como ya se ha comentado anteriormente, el aumento de la temperatura acelera los procesos biológicos, tanto el crecimiento, como se vio en la eliminación de materia orgánica, como la muerte. Por tanto, a mayor temperatura, mayor velocidad de muerte y de hidrólisis, lo que produce una mayor concentración de Snh₄ en el efluente.

El gráfico también nos indica que esta influencia de la temperatura es ligeramente menor conforme esta aumenta.

En el caso del fosforo, el gráfico quedará de la siguiente forma.

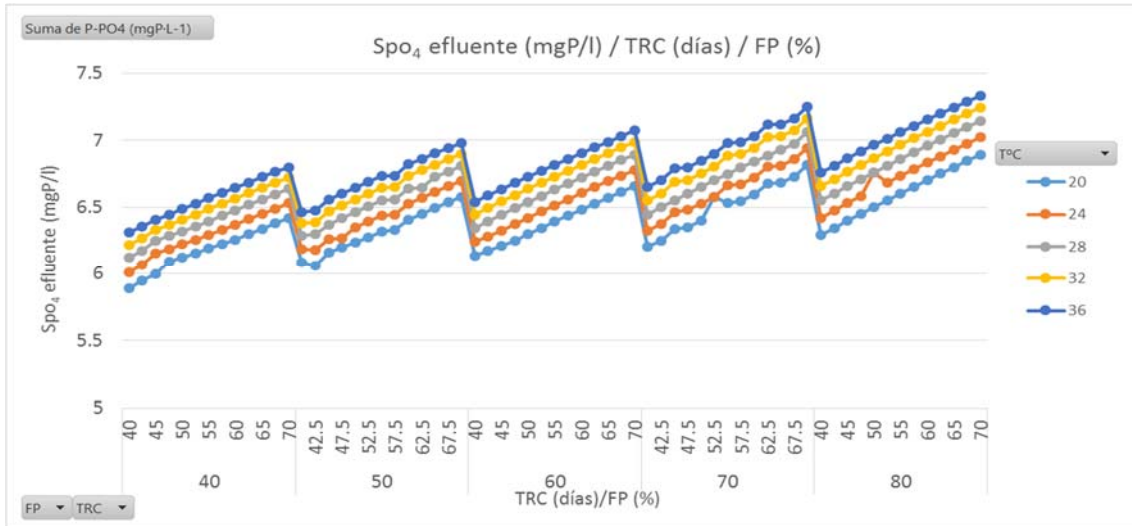


Gráfico 15. Spo_4 efluente (mg P/l) / TRC (días) / FP (%) para T 20, 24, 28, 32 y 36 °C

Los resultados que se aprecian en el gráfico número 15 son similares a los obtenidos en la eliminación de nitrógeno, a medida que aumentan la Temperatura, el Factor de Penetración y el Tiempo de Retención Celular, aumenta la concentración de Spo_4 en el efluente.

5.1.3. Producción de biogás

La producción de biogás varía con el tiempo de retención celular de la siguiente forma.

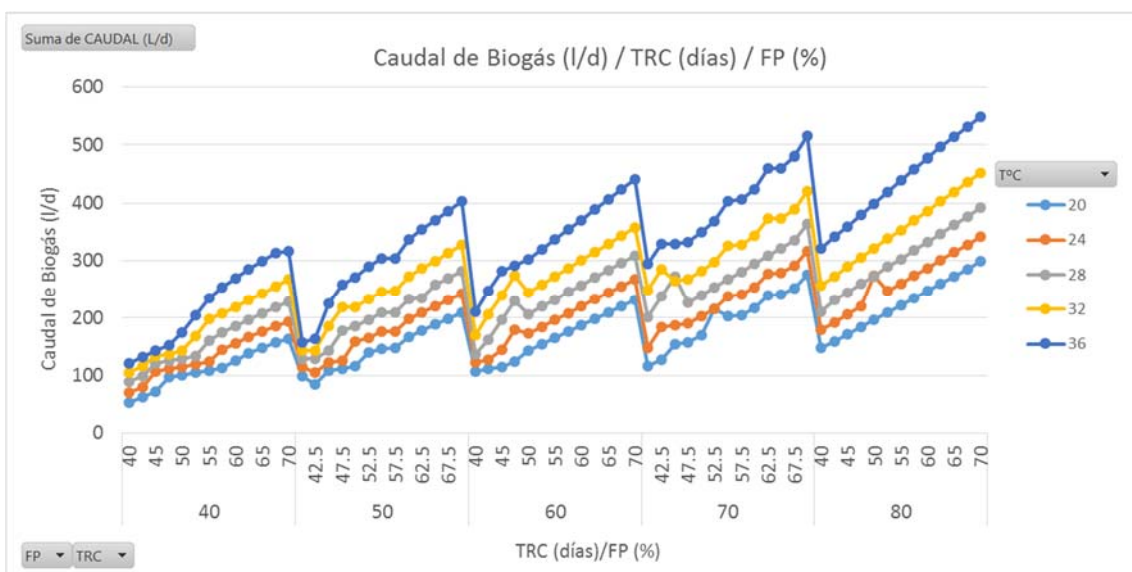


Gráfico 16. Caudal de Biogás (l/d) / TRC (días) / FP (%) para T de 20 a 36°C

Como se observa en el gráfico número 16, las tendencias son las mismas para toda combinación de FP y T^a. En todos los casos el caudal de biogás producido aumenta con el Tiempo de Retención Celular.

El aumento del FP y de la T^a también hacen aumentar la producción de biogás, lo cual se ve aún más claramente en los gráficos 17 y 18.

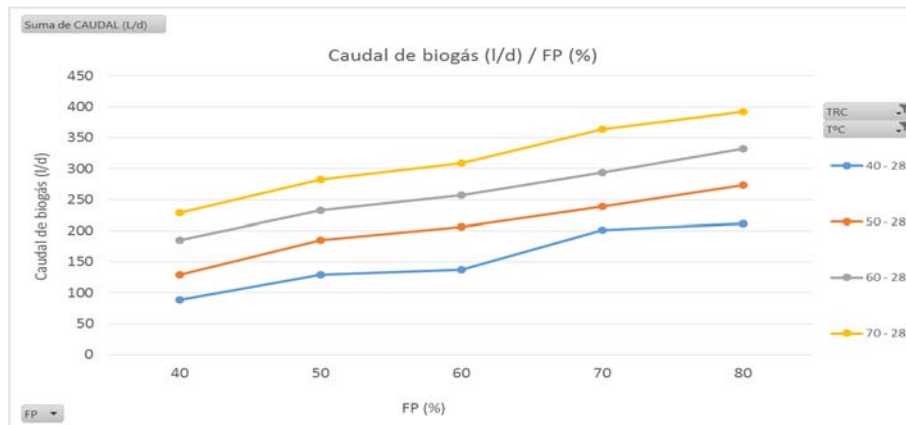


Gráfico 17. Caudal de biogás (l/d) / FP (%) para T 28°C y TRC 40, 50, 60 y 70 (días)

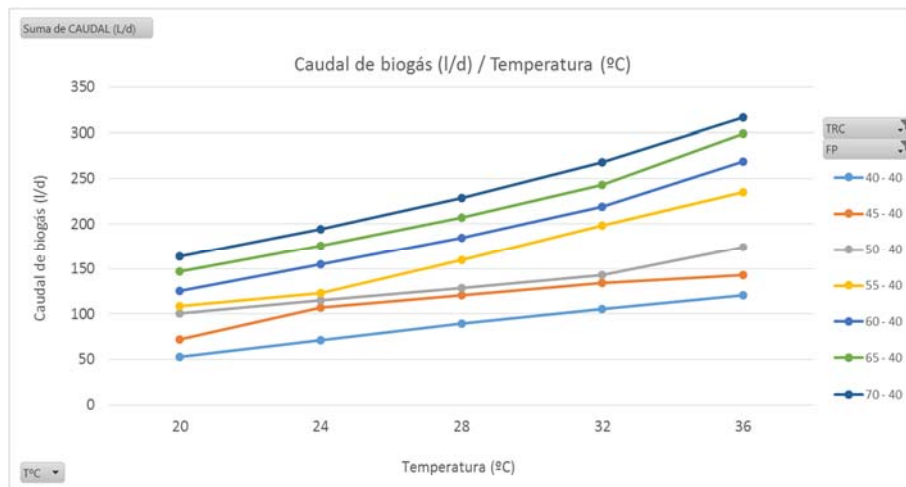


Gráfico 18. Caudal de biogás (l/d) / Temperatura (°C) para T 28°C y TRC 40, 45, 50, 55, 60, 65 y 70 (días)

Además de las tendencias comentadas anteriormente, en el gráfico número 18 queda claro que la influencia de la temperatura es mayor conforme esta aumenta.

Pero no solo es importante la producción bruta de biogás, también la cantidad de metano que este contiene. Los siguientes gráficos representan la cantidad de metano producida, así como el porcentaje del biogás que este representa.

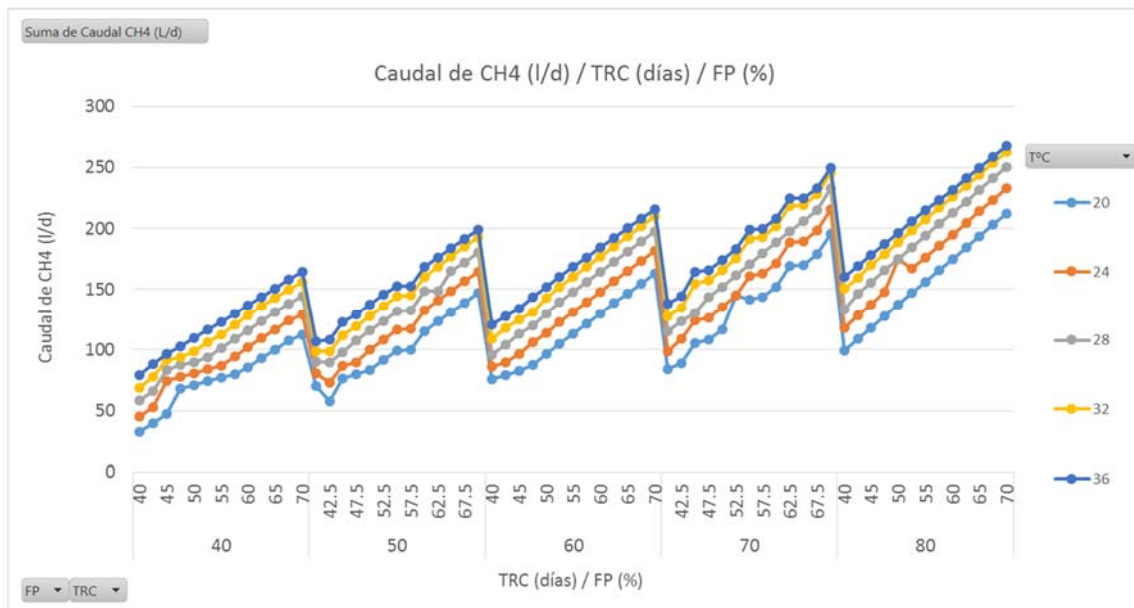


Gráfico 19. Caudal de CH4 (l/d) / TRC (días) / FP (%) para T de 20 a 36°C

El gráfico 19 representa el caudal de CH4 producido, en él se aprecia como la tendencia es similar a la del caudal total de biogás, el caudal de metano aumenta con el TRC, así como con la Temperatura y con el FP.

En cuanto al porcentaje de metano en el biogás.

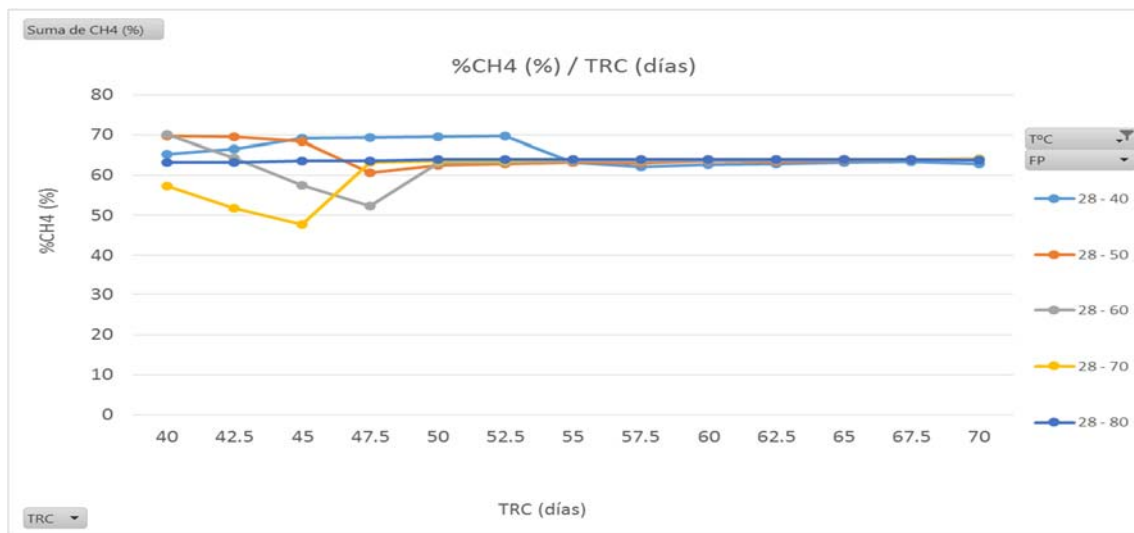


Gráfico 20. %CH4 (%) / TRC (días) para T 28 °C y FP de 40 a 80%

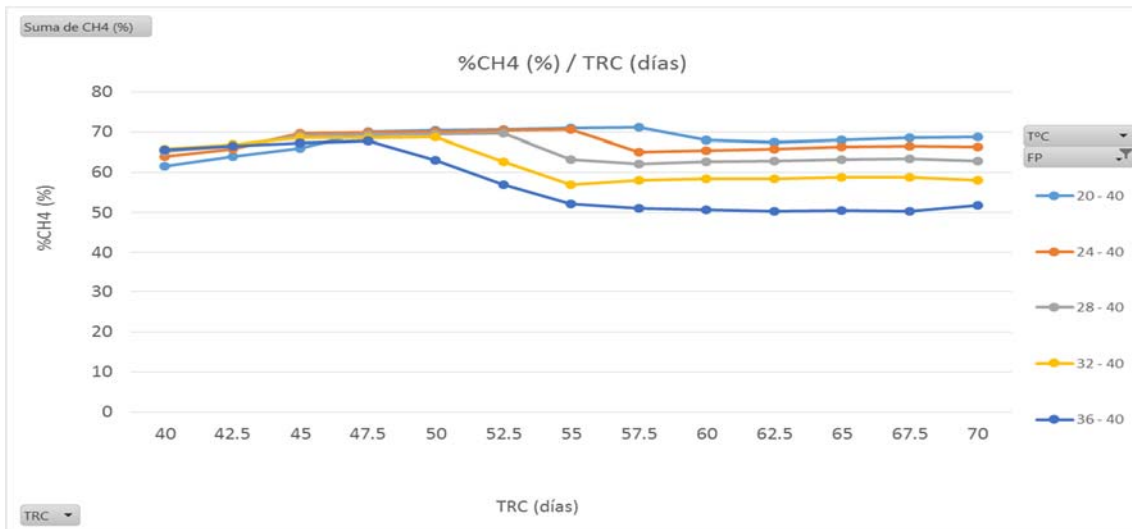


Gráfico 21. %CH4 (%) / TRC (días) para T de 20 a 36°C y FP 40%

En los gráficos 20 y 21 se aprecia como a partir de cierto TRC en el que se produce un mínimo, el porcentaje de CH4 se mantiene constante, y que este disminuye a medida que aumenta la temperatura.

También se observa que pese a que el FP no parece influir en el porcentaje de metano, el mínimo que se observa en las curvas se retrasa a medida que este aumenta. Este efecto se puede ver mejor en el siguiente gráfico.

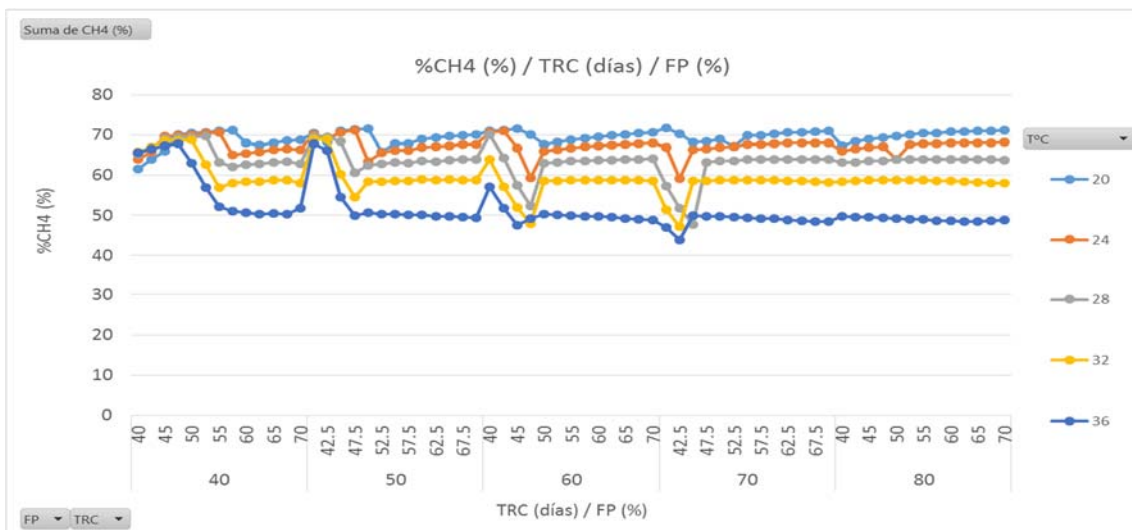


Gráfico 22. %CH4 (%) / TRC (días) / FP (%) para T de 20 a 36°C

En el gráfico 22 se observa como los puntos en los que se producen estos mínimos del porcentaje de CH4, coinciden con los puntos en los que se estabiliza la DQO soluble en el efluente, como se puede ver en el gráfico número 7. Es decir, son los puntos en los que se

alcanza una concentración de DOQ total en el reactor, entre 17000 y 21000 mgDQO/l, para temperaturas de 36 a 20 °C respectivamente.

Si se comparan estos datos, con los del porcentaje de H2 que contiene el biogás, se obtiene el siguiente gráfico.

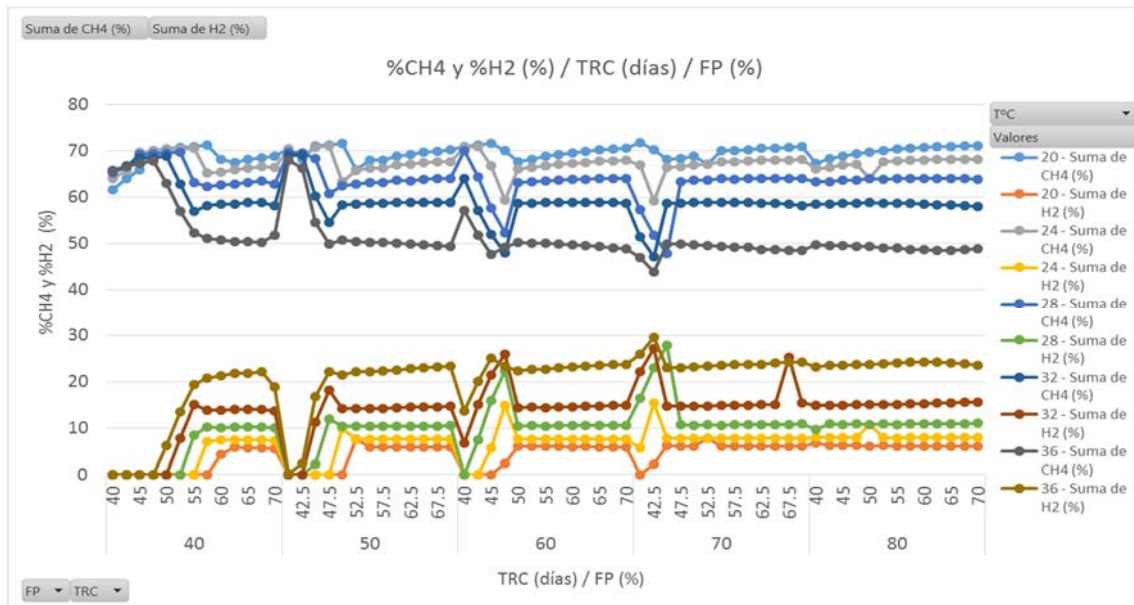


Gráfico 23. %CH4 y %H2 (%) / TRC (días) / FP (%) para T de 20 a 36°C

En el gráfico 23 se observa como las disminuciones en los porcentajes de CH4 coinciden con los aumentos en los porcentajes de H2, y que a medida que aumenta el FP, esos aumentos del porcentaje de H2 se producen a un menor TRC, hasta que al llegar a un FP del 80%, este aumento se produciría para un TRC menor de 40 días y por lo tanto la gráfica aparece plana.

En los siguientes gráficos se observa simultáneamente como varían la composición y los caudales tanto de metano como de biogás para un FP determinado y una temperatura concreta.

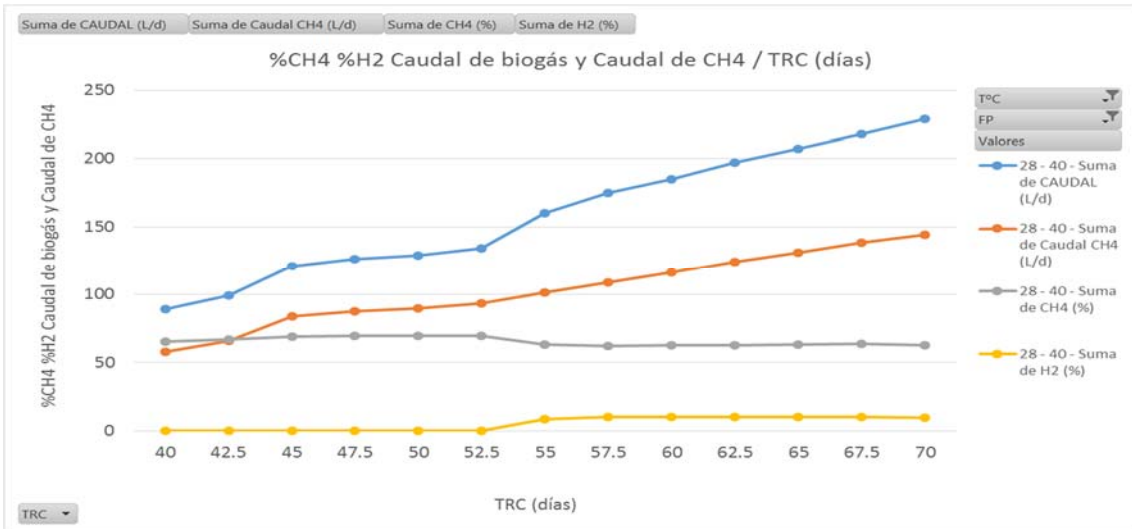


Gráfico 24. %CH4, %H2, Caudal de biogás (l/d) y caudal de CH4 (l/d) para T 28 °C y FP 40%

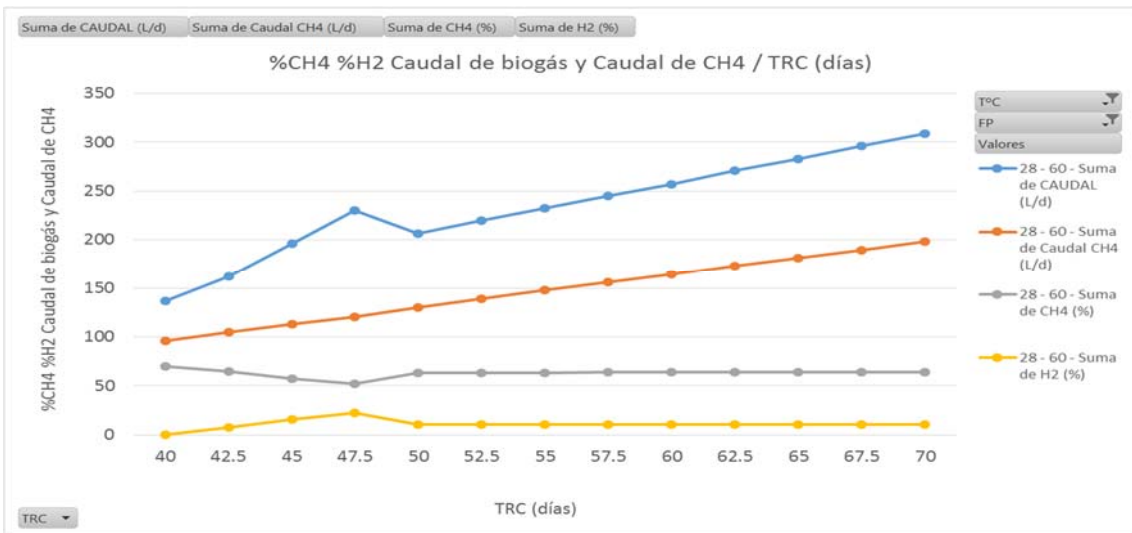


Gráfico 25. %CH4, %H2, Caudal de biogás (l/d) y caudal de CH4 (l/d) para T 28 °C y FP 60%

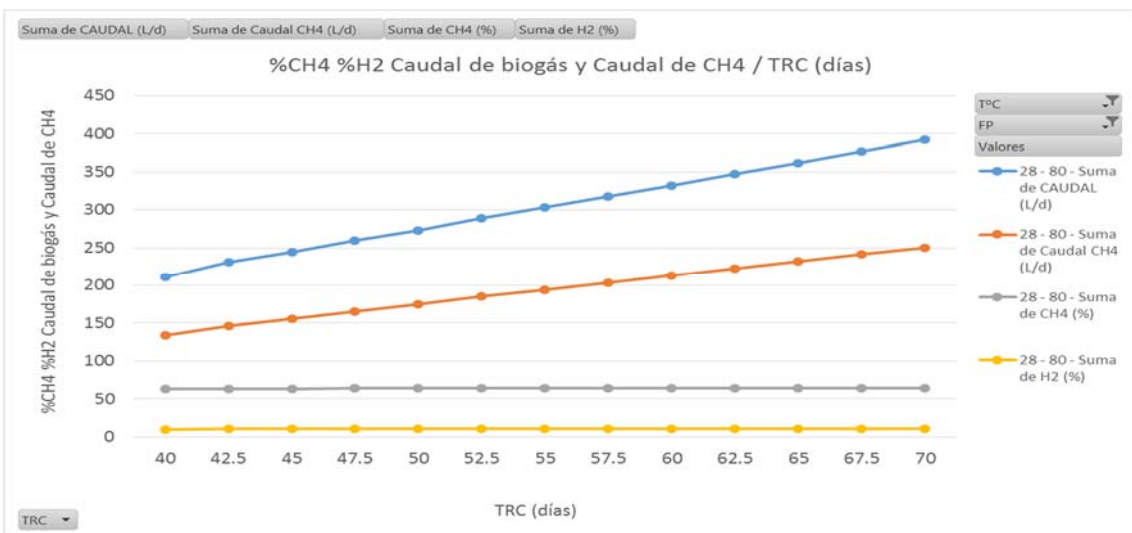


Gráfico 26. %CH4, %H2, Caudal de biogás (l/d) y caudal de CH4 (l/d) para T 28 °C y FP 80%

Observando los gráficos 24, 25 y 26 se comprueba que a medida que aumenta el FP, el aumento en el porcentaje de H₂ y por tanto la disminución en el porcentaje de CH₄ se producen a TRC más bajos.

Como ya se ha dicho anteriormente, los picos de porcentaje de H₂ coinciden con los mínimos del porcentaje de CH₄ en el biogás, y además dichos puntos coinciden con las concentraciones de DQO total a las que se estabiliza la DQO soluble en el efluente.

Por tanto, los datos indican que al alcanzar dichas concentraciones de DQO total en el reactor, se alcanza un máximo en la producción de H₂, a partir del cual se estabilizan los procesos de producción de biogás.

Además, independientemente de esto, en los gráficos 24, 25 y 26 también se aprecia que a medida que aumentan el TRC la Temperatura y el FP, aumentan tanto el caudal de biogás total como el de metano.

Finalmente, en cuanto al porcentaje de CO₂ en el biogás, este aumenta tanto con el TRC como con la Temperatura y con el Factor de Penetración, como puede apreciarse en el gráfico 27.

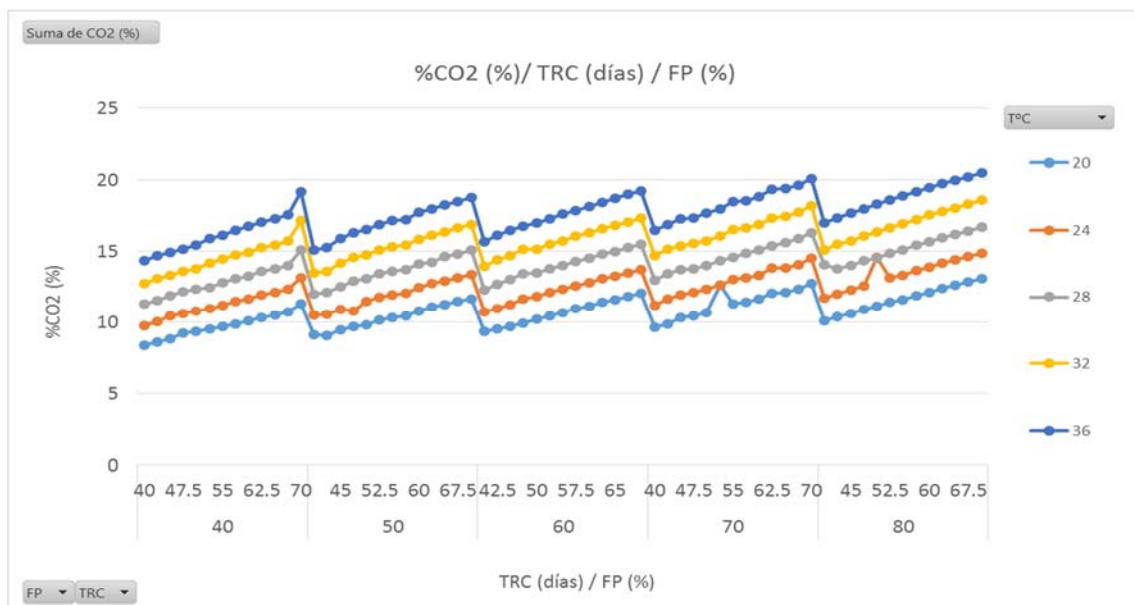


Gráfico 27. %CO₂ (%) / TRC (días) / FP (%) para T de 20 a 36°C

5.2. Resultados Variación de Tº y TRH

Al igual que con la primera, con esta segunda serie de simulaciones los resultados se representan en un gráfico dinámico que permite extraer los gráficos más interesantes. En este caso para determinar los rangos de operación óptimos para la planta.

Cabe recordar que para esta serie de simulaciones se fijan el TRC en 70 días y el FP en el 40%, ya que estos son los parámetros para los que se tienen datos experimentales.

Al variar únicamente dos parámetros, Temperatura y Tiempo de Retención Hidráulico, la interpretación de los gráficos es más sencilla.

5.2.1. Eliminación de materia orgánica

La influencia del TRH y de la temperatura en el proceso de eliminación de materia orgánica se aprecia en los siguientes gráficos.

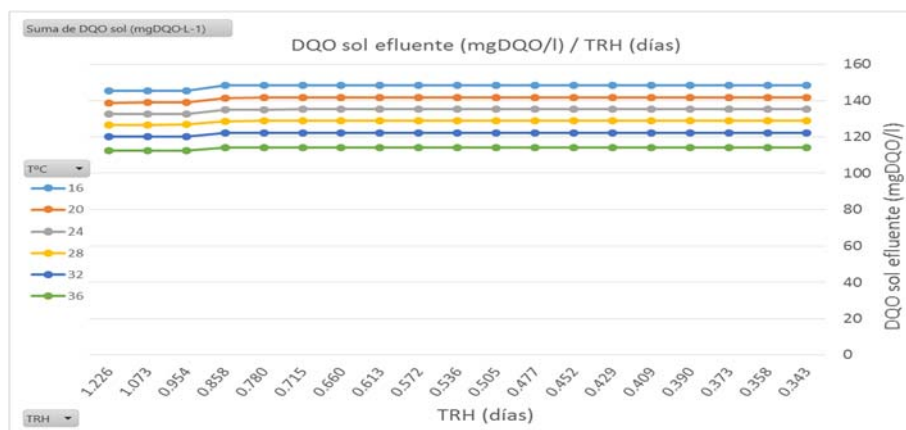


Gráfico 28. DQO sol efluente (mgDQO/l) / TRH (días) para T entre 16 y 36 °C

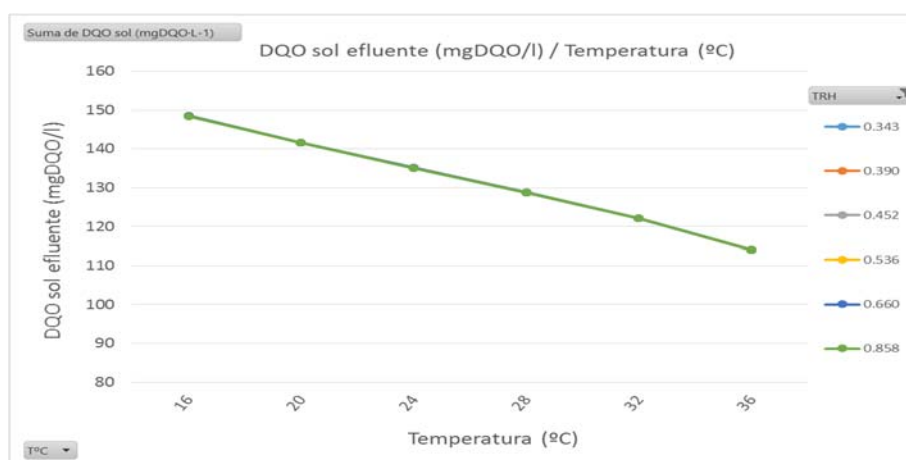


Gráfico 29. DQO sol efluente (mgDQO/l) / Temperatura (°C) para TRH de 0.858 a 0.343 (días)

Se observa como la variación del TRH no afecta al proceso de eliminación de materia orgánica, ya que en el gráfico 28 se puede ver una DQO soluble a la salida prácticamente constante para cada temperatura, y en el gráfico 29 las curvas para los diferentes TRH se superponen. Esto quiere decir que pese a aumentar el caudal de tratamiento para disminuir en TRH, la eficacia en la eliminación de materia orgánica del proceso se mantiene constante.

En cuanto a la temperatura, influye como cabría esperar, favoreciendo los procesos llevados a cabo por las bacterias, lo que hace que a mayor temperatura se elimine más materia orgánica y, por tanto, se reduzca la DQO soluble a la salida, además del efecto sobre la cantidad de metano disuelto, que, como se ha comentado anteriormente, es menor a mayor temperatura ya que la solubilidad de los gases disminuye a medida que esta aumenta.

La DQO total en el reactor varía según el TRH de la siguiente forma.

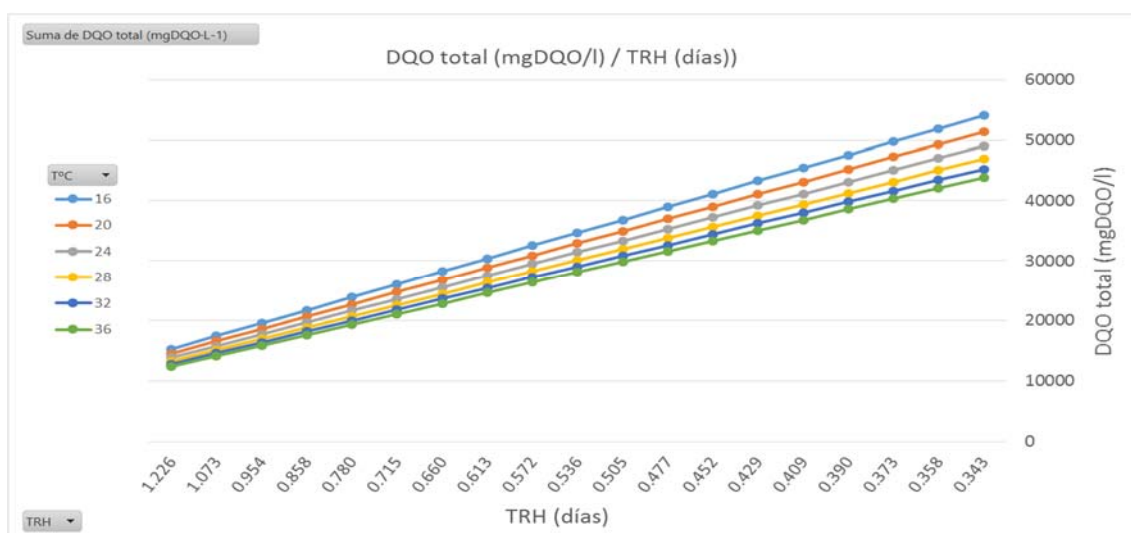


Gráfico 30. DQO total (mgDQO/l) / TRH (días) para T entre 16 y 36 °C

En el gráfico 30 se aprecia como la DQO en el reactor aumenta a medida que disminuye el TRH, es decir, a medida que aumenta el caudal. También se puede observar cómo influye la temperatura, haciendo disminuir la DQO total a medida que aumenta.

5.2.2. Eliminación de nutrientes

Los efectos de las variaciones estudiadas en este grupo de simulaciones sobre la eliminación de nutrientes en el proceso anaerobio, siguen un patrón similar a los efectos sobre la eliminación de materia orgánica, como puede observarse en los siguientes gráficos.

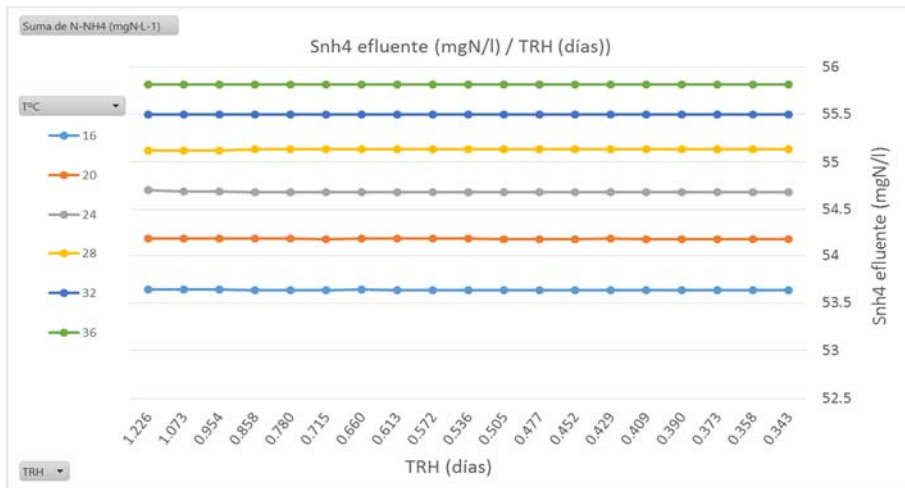


Gráfico 31. Snh4 efluente (mgN/l) / TRH (días) para T de 16 a 36 °C

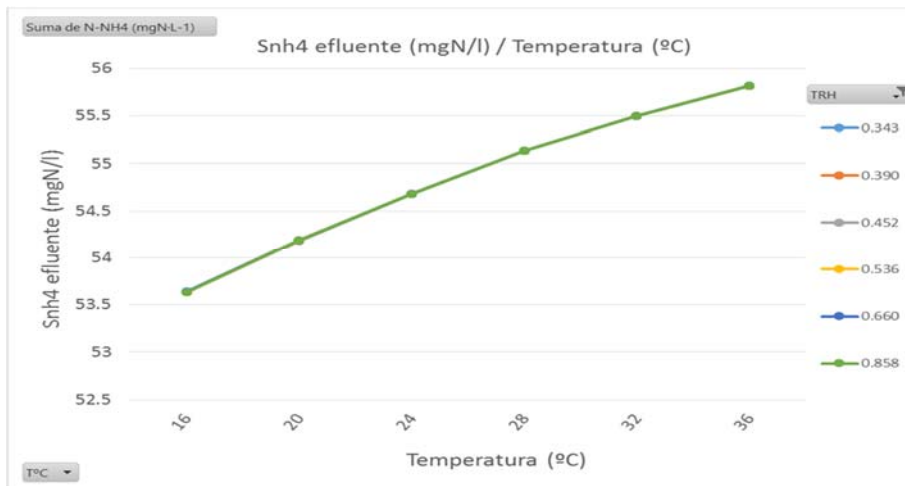


Gráfico 32. Snh4 efluente (mgN/l) / Temperatura (°C) para TRH de 0'858 a 0'343 días

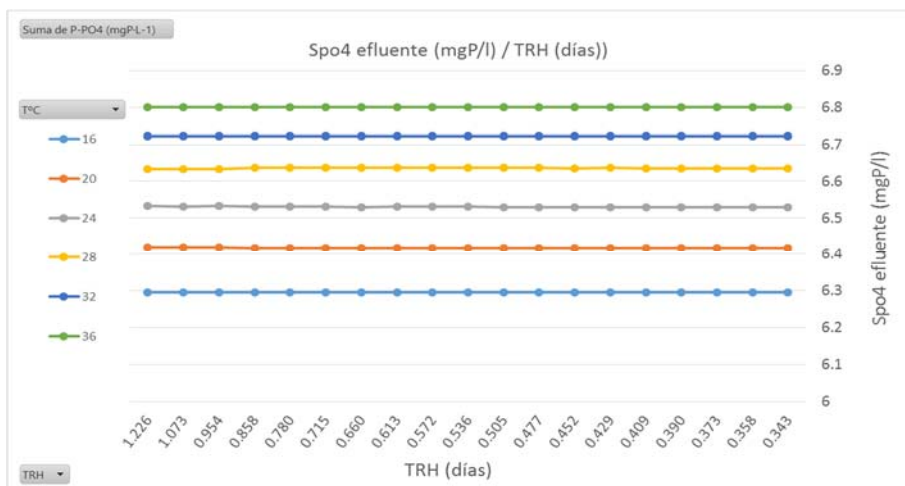


Gráfico 33. Spo4 efluente (mgP/l) / TRH (días) para T de 16 a 36 °C

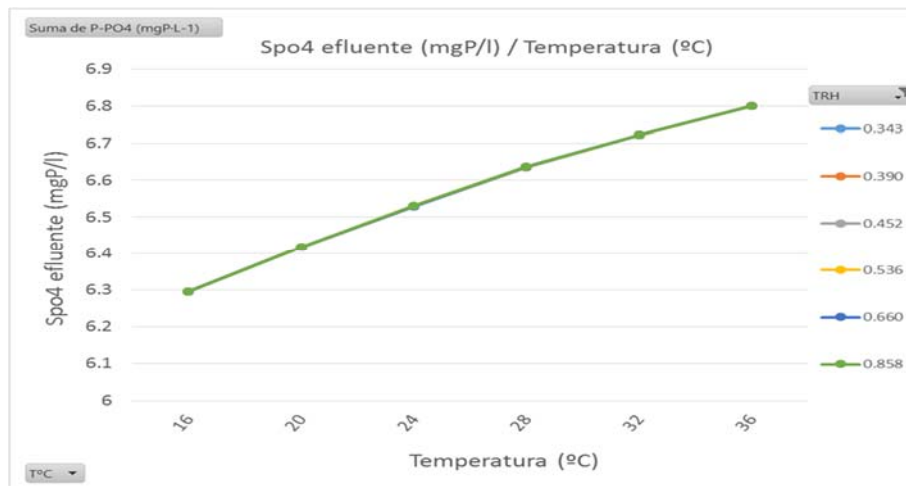


Gráfico 34. Spo4 efluente (mg P/l) / Temperatura (°C) para TRH de 0'858 a 0'343 días

Al igual que con el proceso de eliminación de materia orgánica, la variación del TRH no afecta al proceso de eliminación de nutrientes que mantiene constantes los valores de Snh4 y Spo4 en el efluente para una determinada temperatura, como puede apreciarse en los gráficos 31 y 33.

El efecto de la temperatura es el mismo que se observa en el primer grupo de simulaciones. A mayor temperatura mayor concentración de nutrientes en el efluente, debido al efecto de esta sobre los procesos llevados a cabo por las bacterias.

También se observa, incluso mejor que en el primer grupo de simulaciones, que el efecto de la temperatura disminuye a medida que esta aumenta, de ahí la forma ligeramente curvada de los gráficos 41 y 43.

5.2.3. Producción de biogás

La siguiente gráfica representa la variación del caudal de biogás a lo largo de este conjunto de simulaciones.

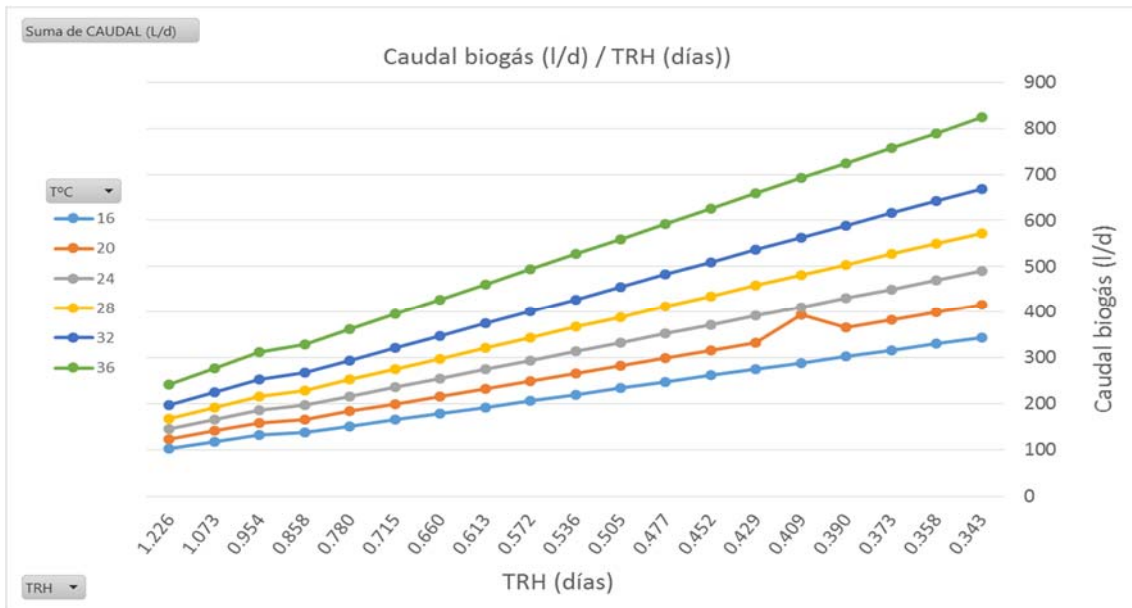


Gráfico 35. Caudal de biogás (l/d) / TRH (días) para T de 16 a 36 °C

El gráfico 35 indica que a medida que aumenta el caudal, es decir que se reduce el TRH, la producción de biogás aumenta, pero esto es debido a que se está midiendo la producción de biogás en l/d, por tanto al aumentar el caudal tratado en un día, aumenta de manera lineal el biogás producido en ese día. Si se midiera la producción de biogás por m³ de agua tratada, las líneas serían horizontales, ya que el TRH no influye en el rendimiento del proceso, igual que sucede en las gráficas de concentración de DQO soluble en el efluente.

Lo que sí que tiene una influencia importante en este proceso es la temperatura, como se aprecia en el gráfico 36.

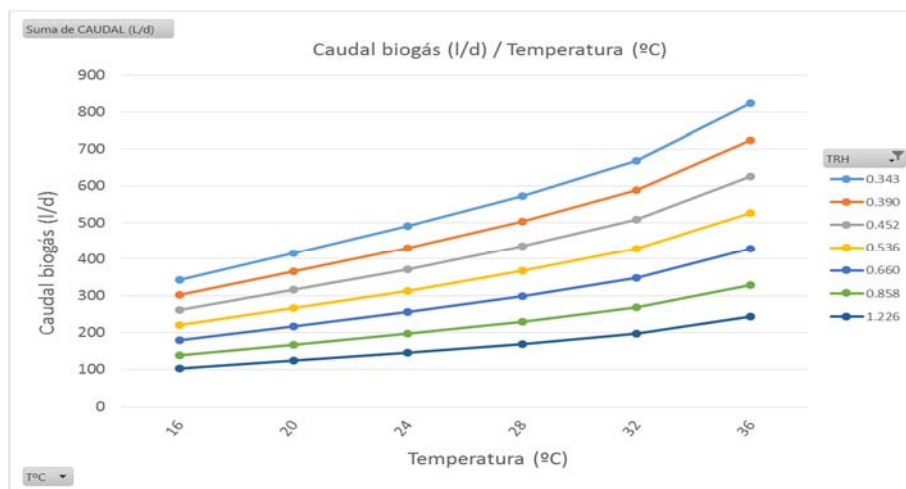


Gráfico 36. Caudal biogás (l/d) / Temperatura (°C) para TRH de 1.226 a 0.343 días

Como es de esperar, a mayor temperatura mayor producción de biogás, y además el efecto de la temperatura se acentúa a medida que esta aumenta.

Los resultados en cuanto al caudal de metano y la composición del biogás son los siguientes.

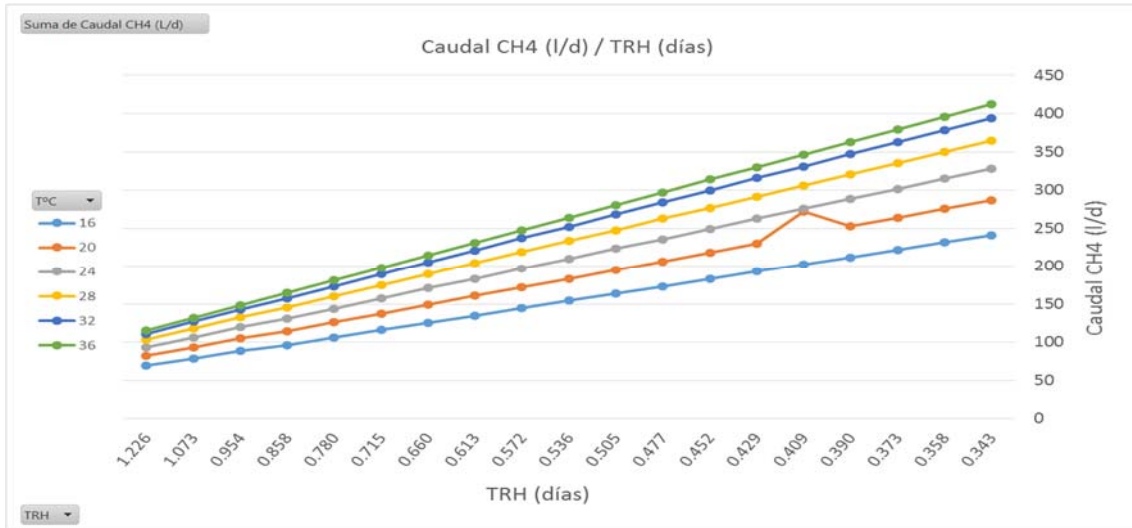


Gráfico 37. Caudal CH4 (l/d) / TRH (días) para T de 16 a 36 °C

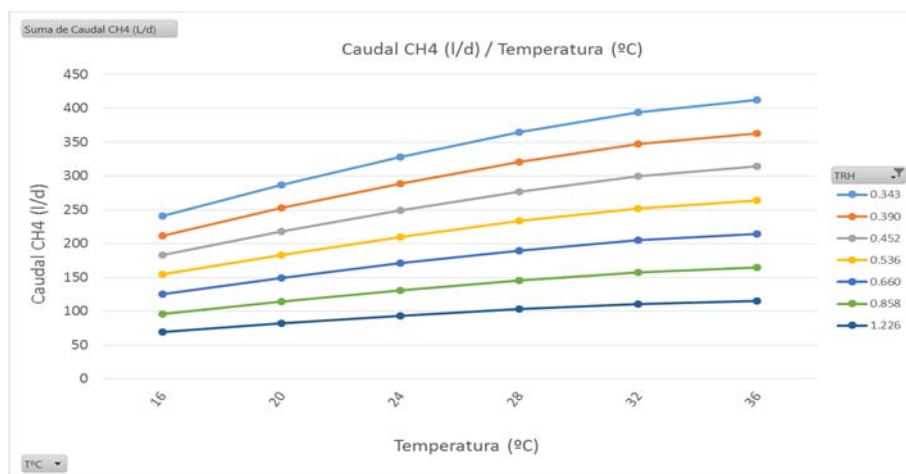


Gráfico 38. Caudal CH4 (l/d) / Temperatura (°C) para TRH de 1.226 a 0.343 días

Al igual que en el caso del caudal total de biogás, en el gráfico 37 se aprecia que el caudal de metano aumenta a medida que aumenta el caudal de tratamiento, ya que se tratan más litros al día, pero en cuanto al efecto de la temperatura, en el gráfico 38 se observa que a medida que esta aumenta, aumenta el caudal de metano, pero al contrario que ocurre con el caudal de biogás total, el efecto de la temperatura disminuye a medida que esta aumenta.

La composición del biogás varía de la siguiente manera.

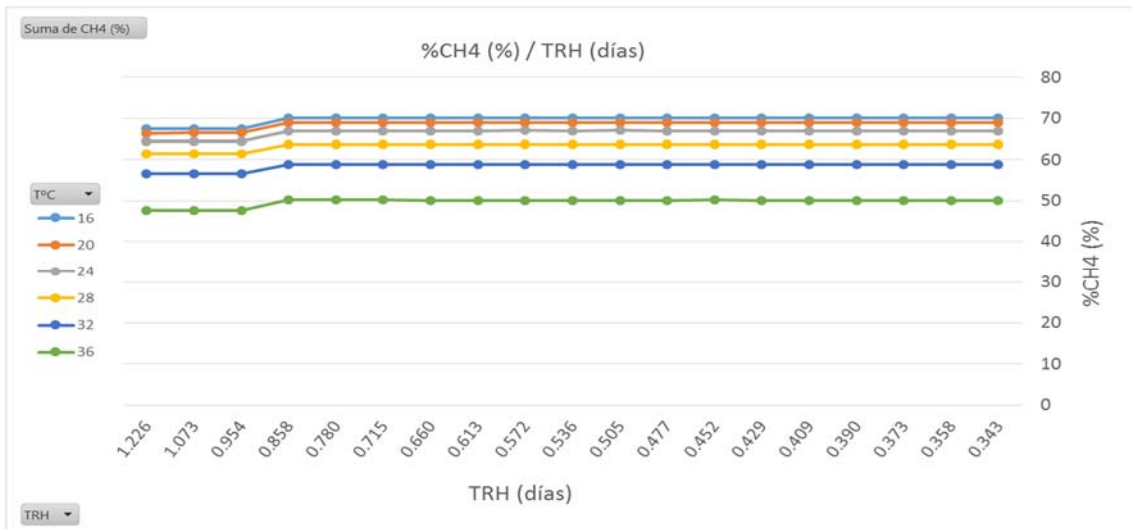


Gráfico 39. %CH4 (%) / TRH (días) para T de 16 a 36 °C

Los datos representados en el gráfico 39 reflejan que la variación de TRH no afecta al porcentaje de metano en el biogás. Cabe destacar que el escalón que se observa entre TRH 0'954 y 0'858 días es debido a una actualización del programa informático que se produjo durante la realización de las simulaciones, ya que los tres TRH más altos se simularon más tarde que el resto. De todas formas esta variación no es impedimento para observar que el TRH no afecta a la composición del biogás.

Lo mismo ocurre para los porcentajes de H₂ y de CO₂ como se aprecia en los gráficos 40 y 41.

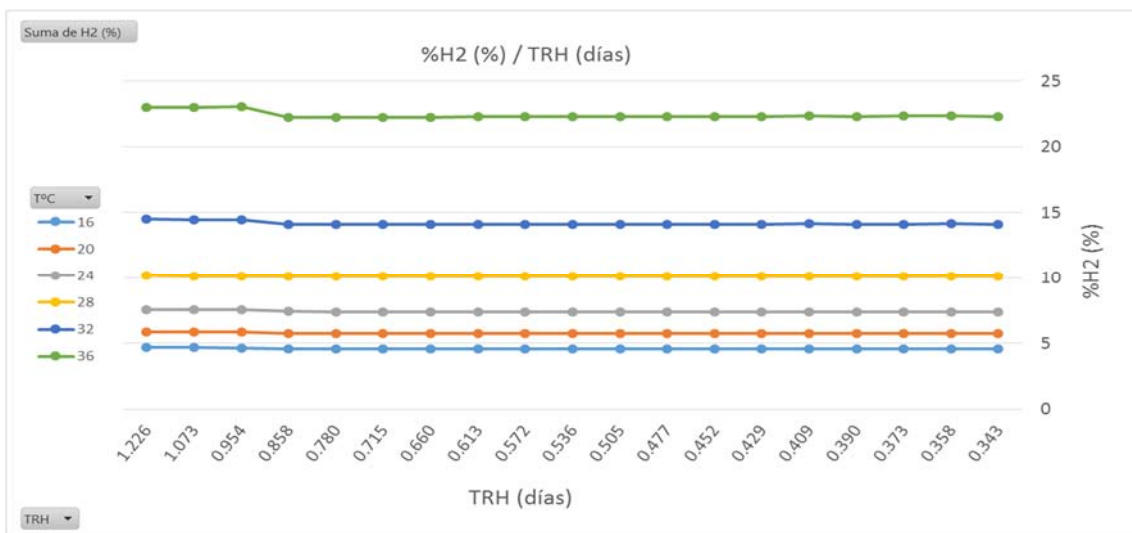


Gráfico 40. %H2 (%) / TRH (días) para T de 16 a 36 °C

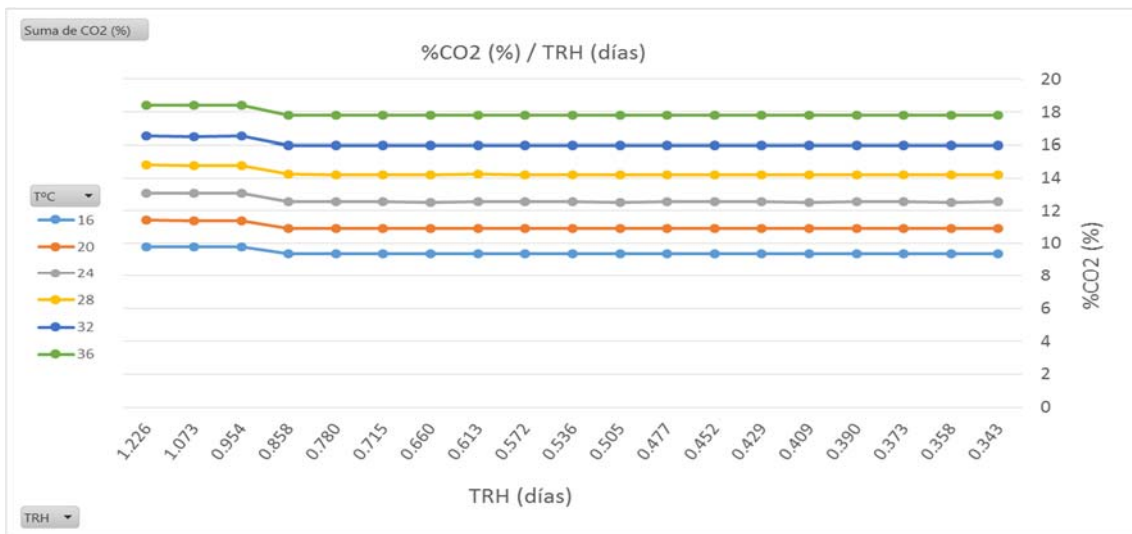


Gráfico 41. %CO2 (%) / TRH (días) para T de 16 a 36 °C

Al ser constantes los porcentajes de los componentes del biogás con el TRH, basta con representar la variación de estos con la temperatura para un único TRH, ya que si la representamos para todos los TRH las curvas se superponen.

Así pues la variación de los porcentajes a medida que aumenta la temperatura, para un TRH de 0'858 días es la siguiente.

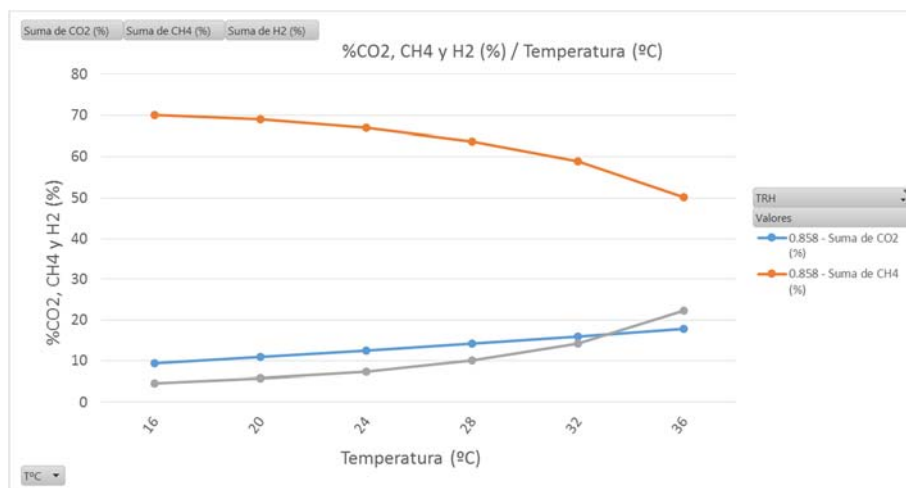


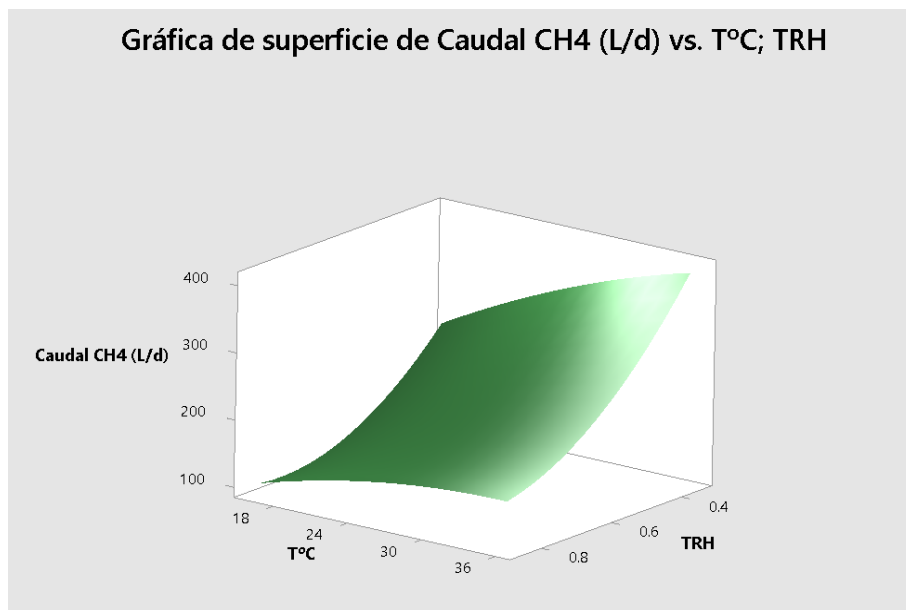
Gráfico 42. %CO2, CH4 y H2 (%) / Temperatura (°C) para TRG 0'858 días

En el gráfico 42 se aprecia como el porcentaje de metano baja y el de hidrogeno sube a medida que aumenta la temperatura, siendo el efecto de la temperatura mayor a medida que esta aumenta. Y por otro lado se observa como el porcentaje de CO2 también aumenta a medida que aumenta la temperatura, pero este, a diferencia del de hidrogeno, lo hace linealmente.

5.2.4. Superficie de respuesta de la producción de biogás

Para determinar entre todas las simulaciones cual es el punto óptimo de operación en cuanto a producción de metano y el porcentaje que este supone del biogás total producido, se emplea la metodología estadística de la superficie de respuesta, que genera una superficie tridimensional interpolando a partir de los datos que se tienen.

En primer lugar se aplica para obtener una superficie que represente la variación del caudal de CH₄ según aumentan TRH y Temperatura, obteniendo la siguiente gráfica.



El programa permite realizar también un gráfico de contorno para observar mejor los resultados. En este se representan los diferentes niveles de caudal producido mediante diferentes colores.

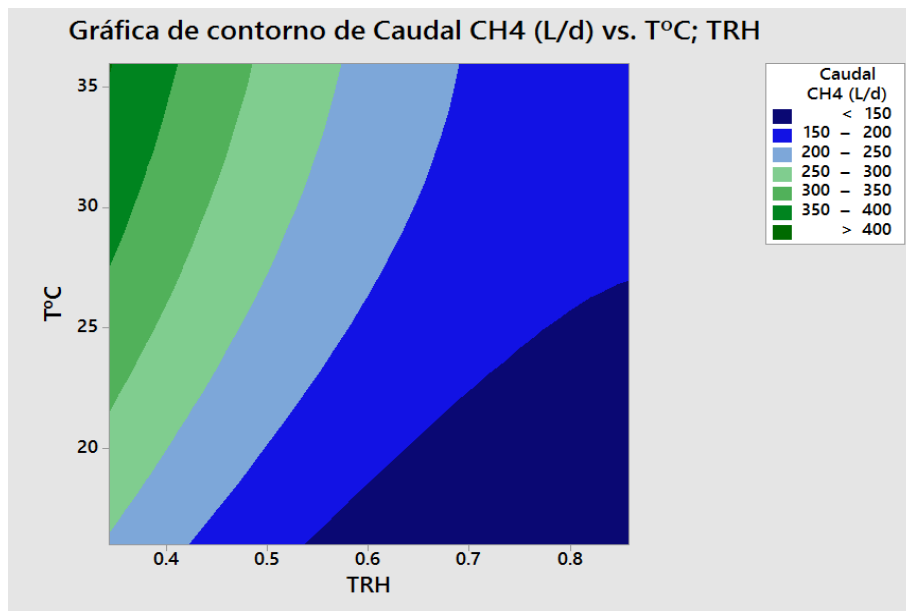


Figura 23. Gráfica de contorno para Caudal de CH₄ según varían TRH y Temperatura

En la figura 23 se aprecia más claramente cómo se genera una superficie de respuesta con la forma de “silla de montar” en la cual el caudal de metano producido alcanza su máximo con el menor TRH y la mayor temperatura posibles.

En cuanto a la composición del biogás, la superficie de respuesta que representa la variación del porcentaje de metano en este es la siguiente.

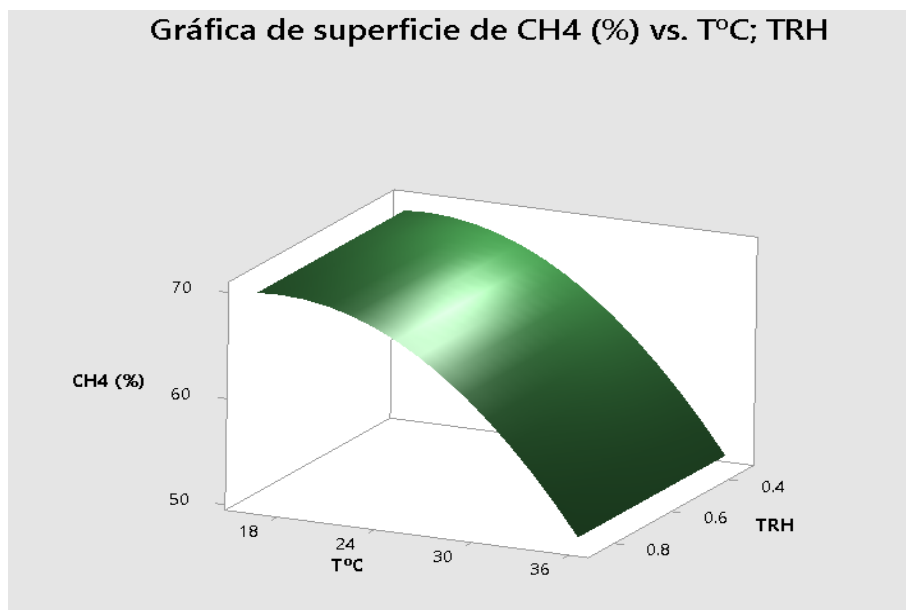


Figura 24. Superficie de respuesta para el Porcentaje de CH₄ según varían TRH y Temperatura

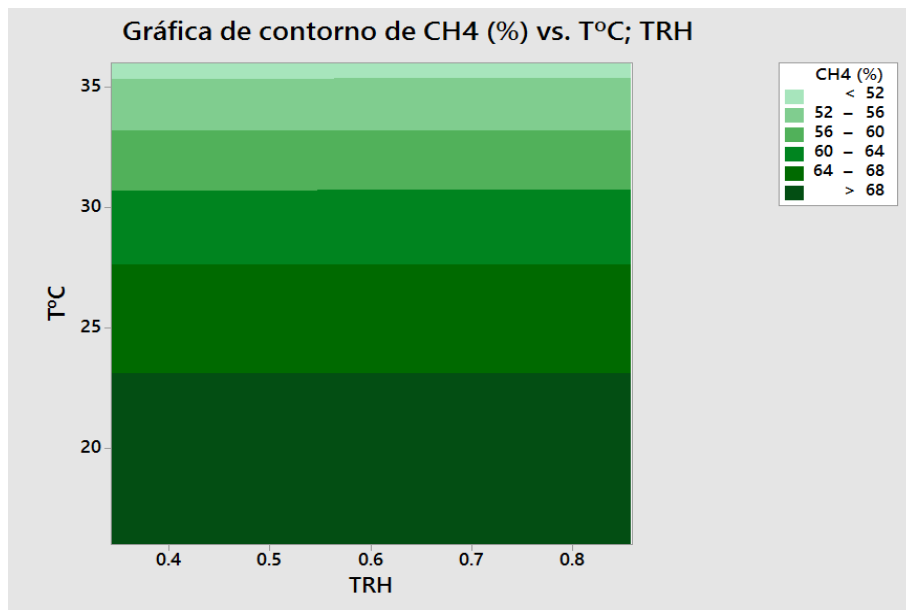


Figura 25. Gráfica de contorno para porcentaje de CH4 según varían TRH y Temperatura

En ambas figuras, números 24 y 25, se aprecia como la variación del TRH no afecta al porcentaje, solo el aumento de temperatura hace bajar el porcentaje de metano.

Comparando estas dos superficies, el programa obtiene un óptimo de producción de metano en el que este represente el mayor porcentaje posible del biogás producido.

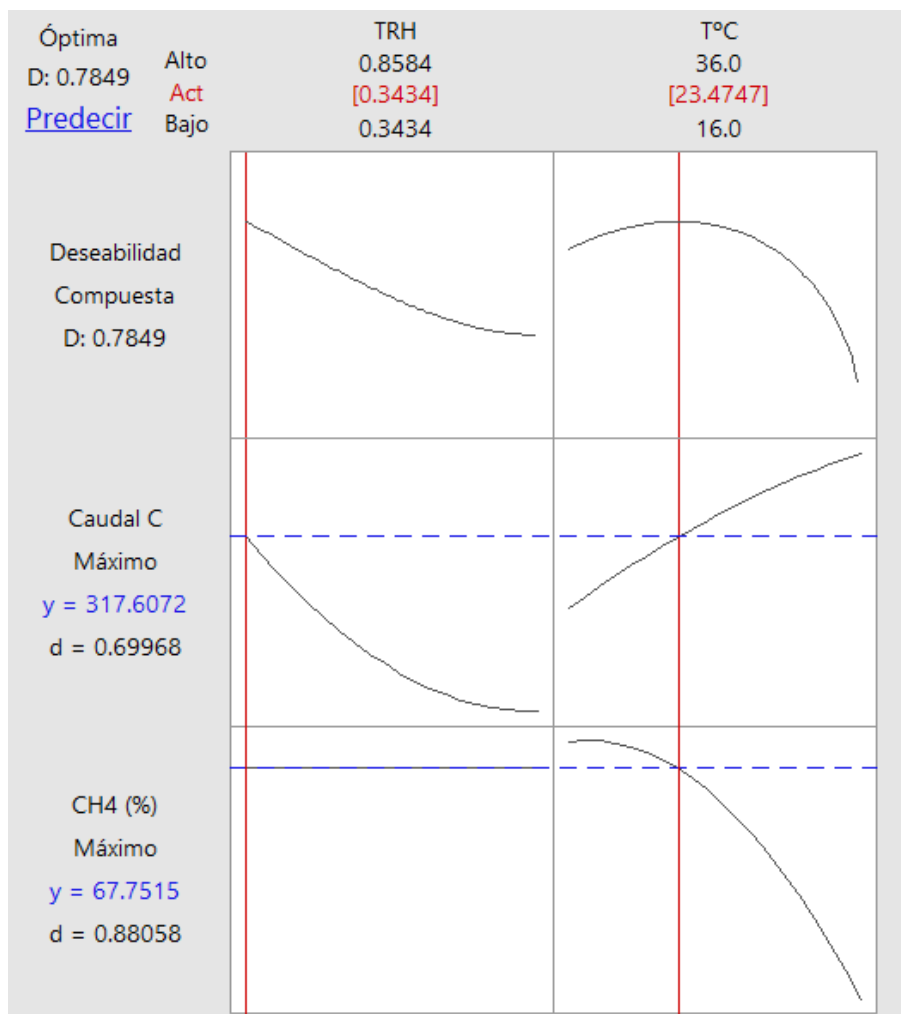


Figura 26. Grafica de optimización del caudal de CH₄ y el porcentaje que este supone del biogás total

Así pues el óptimo de operación en cuanto a la producción de metano se sitúa en un TRH de 0'3434 días y una temperatura de 23'5 °C, con un caudal de metano de 317.61 l/d y un porcentaje de metano en el biogás producido del 67'75%.

Aunque el óptimo individual para el porcentaje de metano con el máximo caudal de este está en estas condiciones, la máxima producción de metano se obtiene para una temperatura de 36 °C como se observa en la figura 23, ya que la producción de biogás total es mayor, lo cual hace que el caudal total de metano sea mayor pese a que el porcentaje de este en el biogás es menor.

5.3. Resultados del cálculo del consumo energético

5.3.1. Limite mecánico de operación

El límite mecánico de la planta es la concentración máxima de sólidos suspendidos a los que la planta puede trabajar de una manera eficiente.

Este límite no puede apreciarse en las simulaciones realizadas anteriormente debido a que el programa informático DESASS simula principalmente los procesos biológicos que se llevan a cabo en la planta, y el límite viene dado por la capacidad de las membranas de filtrar el permeado, la cual se ve reducida a medida que aumentan los sólidos suspendidos.

Este límite se alcanza cuando no hay suficiente superficie de membrana para poder operar el reactor de manera eficiente, entendiendo por operar de manera eficiente, hacerlo por debajo del flujo crítico.

El flujo crítico se define como aquel por debajo del cual no se aprecia una disminución del flujo de permeado a lo largo del proceso de filtración, mientras que por encima de él, se produce ensuciamiento (Field et al, 1995), y depende además del área de membrana, de la demanda específica de gas, o DEG, con la que se opere.

La demanda específica de gas, o DEG, por unidad de superficie de membrana, es la cantidad de gas que se recircula al tanque por m^2 de membrana para disminuir la concentración de sólidos suspendidos en la superficie de la membrana y así mejorar el flujo a través de ella.

En este caso, como se indica en la descripción de la planta, se cuenta con un módulo de membranas industrial con 30 m^2 de superficie de membrana, pero solo se emplea la superficie necesaria para operar por debajo del flujo crítico para la concentración de sólidos a la que se esté trabajando, con una demanda específica de gas de $0,1 \text{ Nm}^3 \cdot \text{h}^{-1} \cdot \text{m}^{-2}$.

Este valor de la DEG se debe a las conclusiones obtenidas por estudios anteriores (Pretel et al, 2014), que indican que se trata de la DEG óptima en cuanto al consumo energético.

Para comprobar que dicha DEG es la óptima en términos energéticos, se ha calculado el consumo energético para la misma concentración de sólidos suspendidos, operando de dos maneras diferentes, en primer lugar aumentando la superficie de membrana y manteniendo la DEG en $0,1 \text{ Nm}^3 \cdot \text{h}^{-1} \cdot \text{m}^{-2}$, y en segundo lugar manteniendo la superficie de membrana y variando la DEG para no superar el flujo crítico.

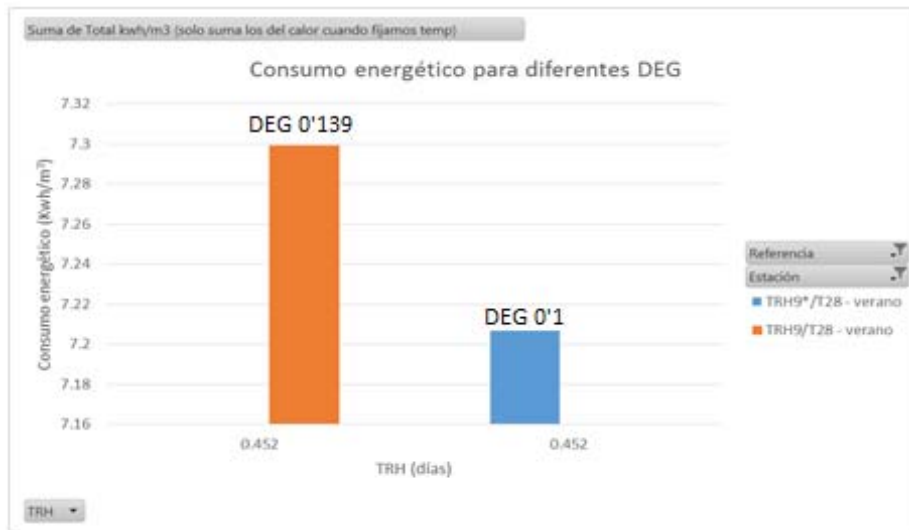


Gráfico 43. Diferencia entre consumos energéticos para diferentes DEG, para un TRH de 0'452 días, y una T 28°C en Verano

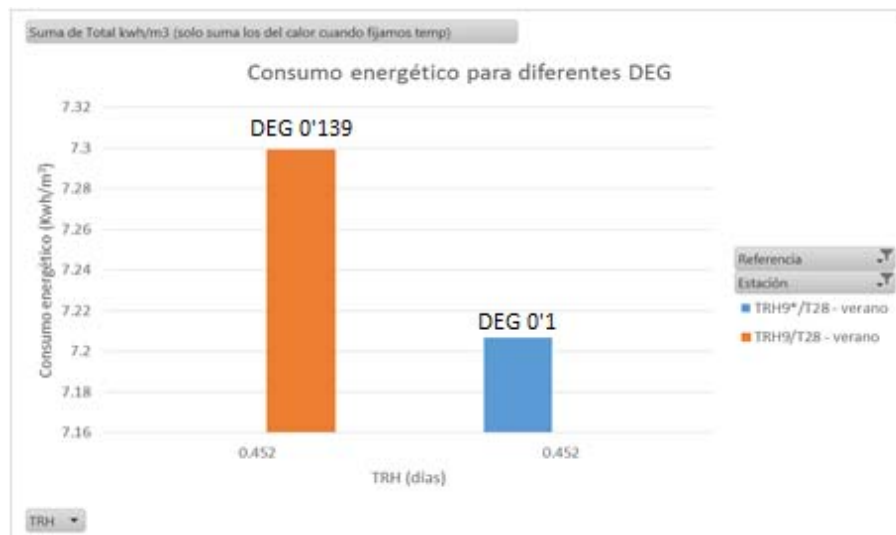


Gráfico 44. Diferencia entre consumos energéticos para diferentes DEG, para un TRH de 0'452 días, y una T 28°C en invierno.

En los gráficos 43 y 44, los valores señalados con un asterisco (TRH9*/T28), corresponden al cálculo con una DEG de 0'1 $\text{Nm}^3 \cdot \text{h}^{-1} \cdot \text{m}^{-2}$, y una superficie superior a los 30 m^2 , es decir, superior la máxima con la que cuenta la planta piloto, mientras que los que no están señalados con un asterisco, corresponden al cálculo del consumo energético con una DEG superior a los 0'1 $\text{Nm}^3 \cdot \text{h}^{-1} \cdot \text{m}^{-2}$, y con una superficie de membrana de 30 m^2 .

Se observa claramente que el aumento de la DEG produce un aumento en el consumo energético a igualdad de condiciones, por tanto, como se ha indicado anteriormente, 0'1 $\text{Nm}^3 \cdot \text{h}^{-1} \cdot \text{m}^{-2}$ es la DEG óptima en cuanto al consumo energético, y es la que se emplea en este estudio.

A medida que aumenten los sólidos suspendidos en el reactor, mayor será la superficie de membrana necesaria para operar por debajo del flujo crítico para dicha DEG, y una vez que sea necesaria más superficie de membrana que la que hay disponible se debería operar con una DEG superior, o por encima del flujo crítico, y dado que ambas opciones implican una pérdida de eficiencia, este punto será el límite mecánico de la planta.

Visto lo anterior, no tiene sentido calcular el consumo energético para TRH que aumenten la concentración de sólidos suspendidos por encima del límite mecánico de operación de la planta y por tanto solo se realizan los cálculos hasta un TRH igual a 0´429 días, que es al cual se alcanza este límite para una temperatura de 36 °C.

La metodología empleada obliga a calcular algunos puntos en los que se habrá rebasado este límite ya que se calcula hasta un TRH de 0´429 días para temperaturas en las que se alcanza el límite a TRH menores. Los gráficos reflejarán a partir de esos puntos límite subidas importantes de consumo energético ya que al resultar imposible aumentar la superficie de membrana, se calculan para una DEG mayor que 0´1 Nm³·h⁻¹·m⁻².

Según los resultados obtenidos, el límite se encuentra a una concentración de unos 29000 mg/l de Xtss en el reactor, es decir, cuando el flujo transmembrana alcanza un valor crítico de aproximadamente 8 l/mh.

5.3.2. Consumo mecánico

Todos los consumos se obtienen en Kwh/m³ de agua tratada para poder compararlos, ya que si se empleara como medida el Kwh/día, al mantenerse el volumen constante y variar el caudal tratado para variar el TRH, siempre a menor TRH aumentaría el consumo energético porque también lo haría la cantidad de agua tratada en un día.

Al emplear estas unidades eliminamos el efecto del aumento de volumen de agua residual tratada en un día, y obtenemos datos que muestran únicamente el efecto del aumento de caudal en la operación de las bombas.

También cabe destacar la diferenciación que se ha llevado a cabo entre dos estaciones en el cálculo del consumo energético, verano e invierno. Con temperaturas en esta primera de 24 °C para el agua y para el ambiente, y de 16 °C para el agua y 10 °C de temperatura ambiente para el invierno. Aunque esto no afectara al consumo energético de la parte mecánica de la

planta que es lo que se estudia a continuación, solo a la necesidad de calentar el efluente a ciertas temperaturas y a otras no.

Esto produce que las curvas de los gráficos para invierno y verano en cuanto a consumo mecánico se solapen por lo que para este apartado solo se emplearan los resultados obtenidos para invierno.

El consumo mecánico está compuesto por el consumo de las soplantes de recirculación de gas tanto en el reactor como en el tanque de membranas, las bombas de impulsión que alimentan al reactor, al tanque de membranas y la recirculación entre ambos, la bomba de permeado, el tamiz rotativo, y la deshidratación mecánica de fangos.

En el siguiente gráfico se muestra la importancia relativa de cada uno de ellos, representando por separado el consumo de cada uno para las condiciones de operación iniciales, es decir 28 °C y un TRH de 0'858 días.

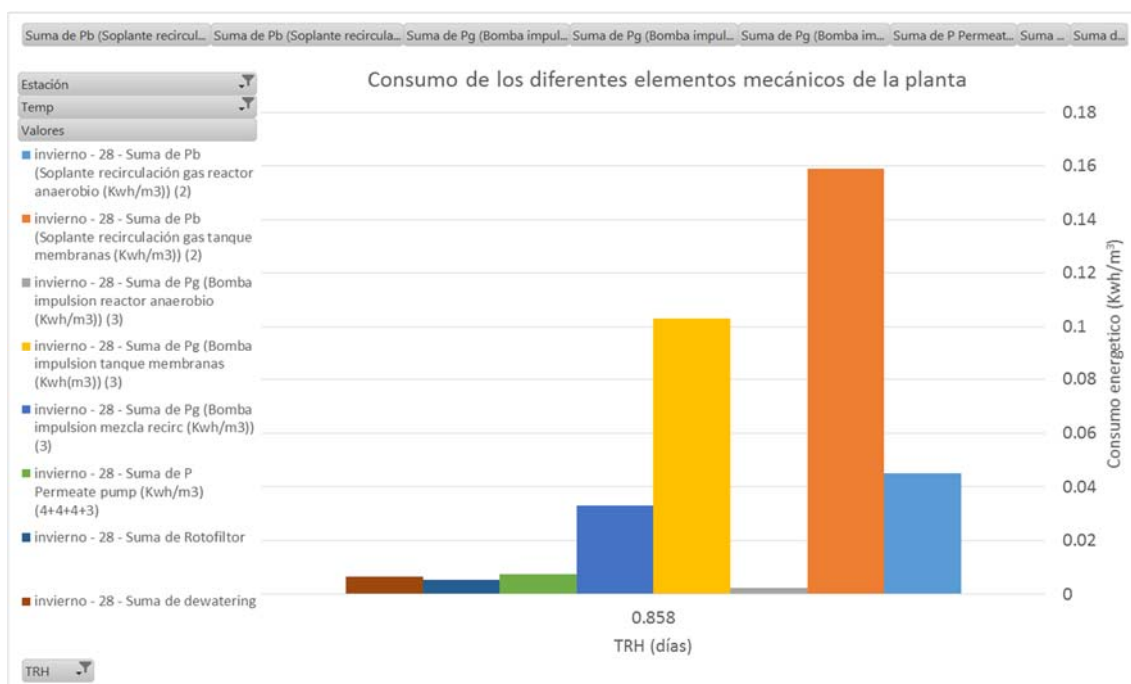


Gráfico 45. Consumo energético de los diferentes elementos mecánicos de la planta piloto (kwh/m³), para TRH 0'858 días y T 28°C

Según los resultados obtenidos y tal como se aprecia en el gráfico número 45, los elementos con un mayor consumo energético son la soplante que recircula gas en el tanque de membrana para prevenir el fouling, y la bomba que alimenta dicho tanque.

Teniendo en cuenta que los caudales de la bomba de impulsión para el tanque de membrana y la de recirculación son bastante similares, la importante diferencia en su consumo energético viene dada por la diferencia de cota que tiene que salvar la primera, que es de 1 metro aproximadamente, mientras que la bomba de recirculación no tiene que impulsar el agua en altura.

Los siguientes gráficos muestran como varían los consumos de cada elemento a medida que disminuye el TRH.

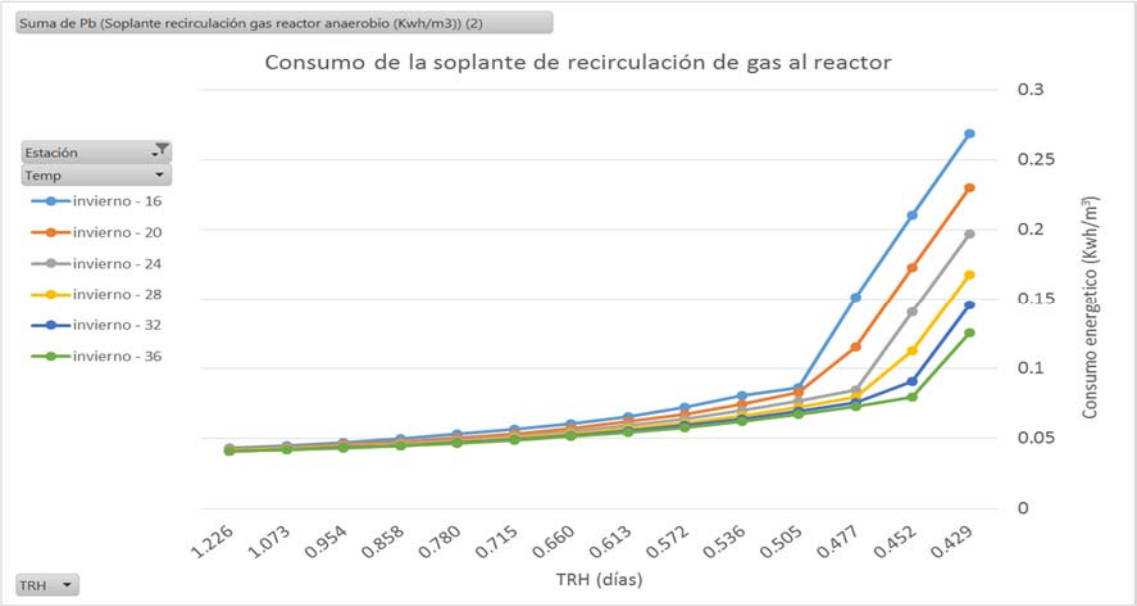


Gráfico 46. Consumo de la soplante de recirculación de gas en el reactor (Kwh/m³) / TRH (días) para T de 16 a 36 °C

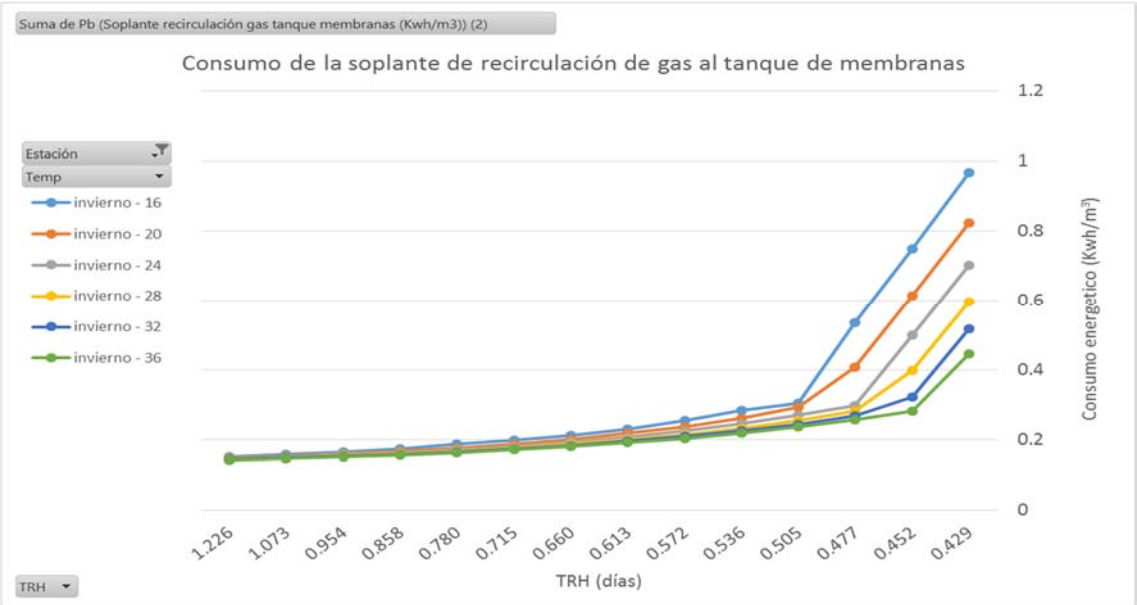


Gráfico 47. Consumo de la soplante de recirculación de gas en el tanque de membranas (Kwh/m³) / TRH (días) para T de 16 a 36 °C

Tanto en el gráfico 46 como en el 47 se aprecia, en primer lugar, que a medida que aumenta el caudal a tratar, o lo que es lo mismo, disminuye el TRH, el consumo energético aumenta.

En segundo lugar también puede verse como la temperatura influye en el consumo energético de las soplantes, más cuanto menor es la temperatura, eso es debido a que a menor temperatura, los sólidos suspendidos en el reactor aumentan más rápidamente, lo cual hace que sea necesaria una mayor recirculación de gas para que las membranas continúen funcionando adecuadamente.

Esto afecta también a la recirculación de gas en el reactor porque el caudal de esta se calcula como un porcentaje del caudal de recirculación en el tanque de membranas.

Los puntos a partir de los cuales el consumo energético aumenta bruscamente son los límites de los que se ha hablado anteriormente. A partir de dichos puntos, para seguir operando las membranas en un régimen subcrítico y evitar el fouling, es necesaria una DEG mayor que la óptima ($0'1 \text{ Nm}^3 \cdot \text{h}^{-1} \cdot \text{m}^{-2}$), y por tanto aumenta radicalmente el caudal de gas recirculado y el consumo energético.

También se aprecia que este punto llega antes cuanto menor es la temperatura, debido a que, como se ha explicado anteriormente, a menor temperatura, más rápido aumentan los sólidos suspendidos en el reactor.

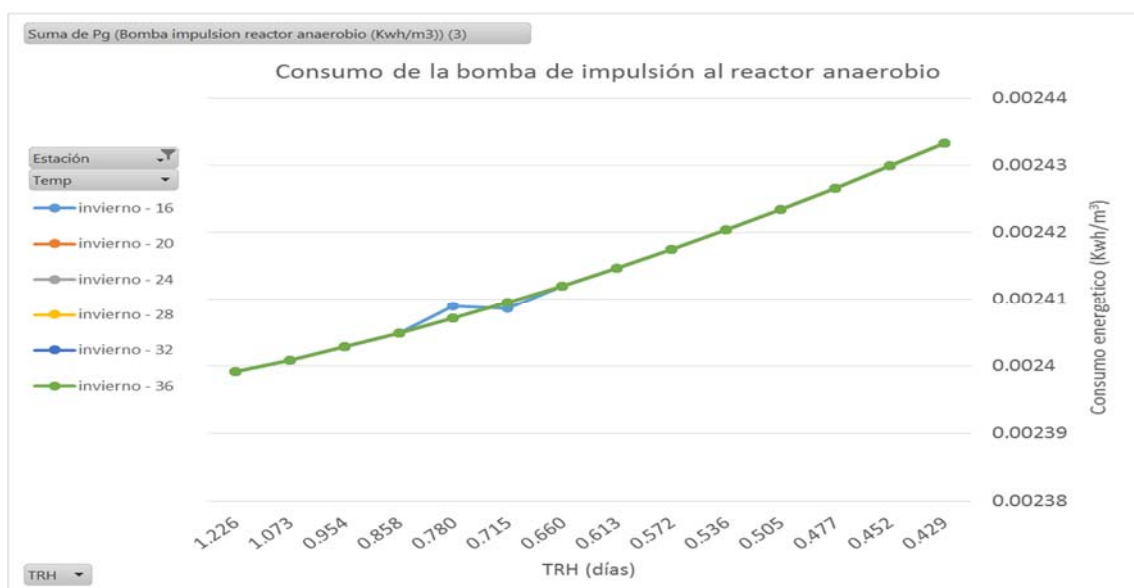


Gráfico 48. Consumo de la bomba de impulsión del reactor anaerobio (Kwh/m³) / TRH (días) para T de 16 a 36 °

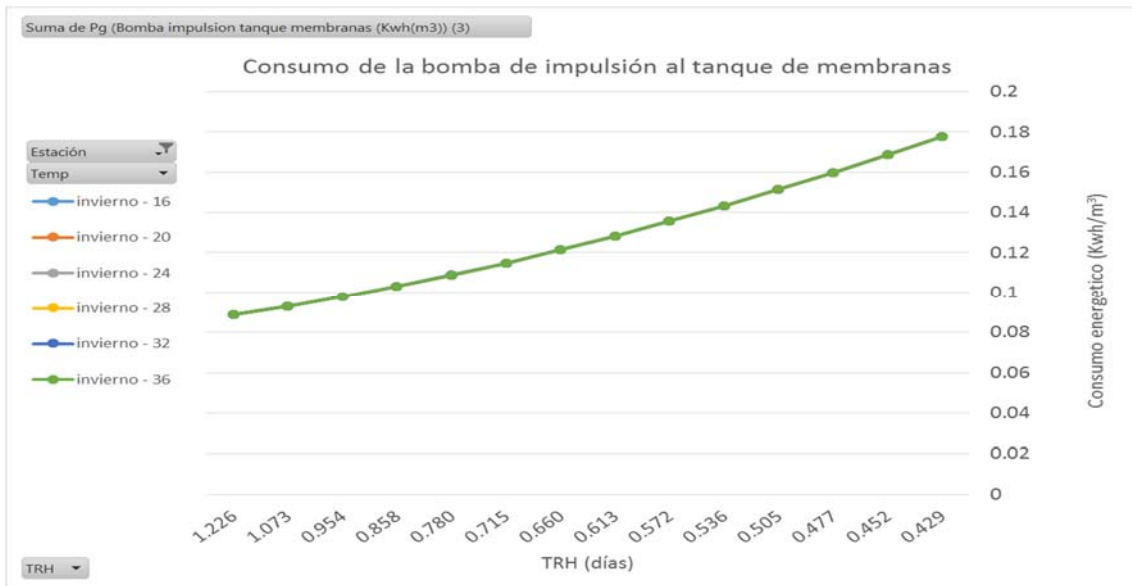


Gráfico 49. Consumo de la bomba de impulsión del tanque de membranas (Kwh/m³) / TRH (días) para T de 16 a 36 °



Gráfico 50. Consumo de la bomba de recirculación (Kwh/m³) / TRH (días) para T de 16 a 36 °

En los gráficos 48, 49 y 50 se observa como la temperatura no tiene ninguna influencia sobre el rendimiento de estas tres bombas, ya que las curvas para las diferentes temperaturas se superponen.

En cuanto al TRH, se aprecia como a medida que este disminuye, es decir, a medida que aumenta el caudal, las bombas se comportan de una manera menos eficiente, y el consumo energético por metro cubico tratado aumenta.

En cuanto a la bomba de permeado.

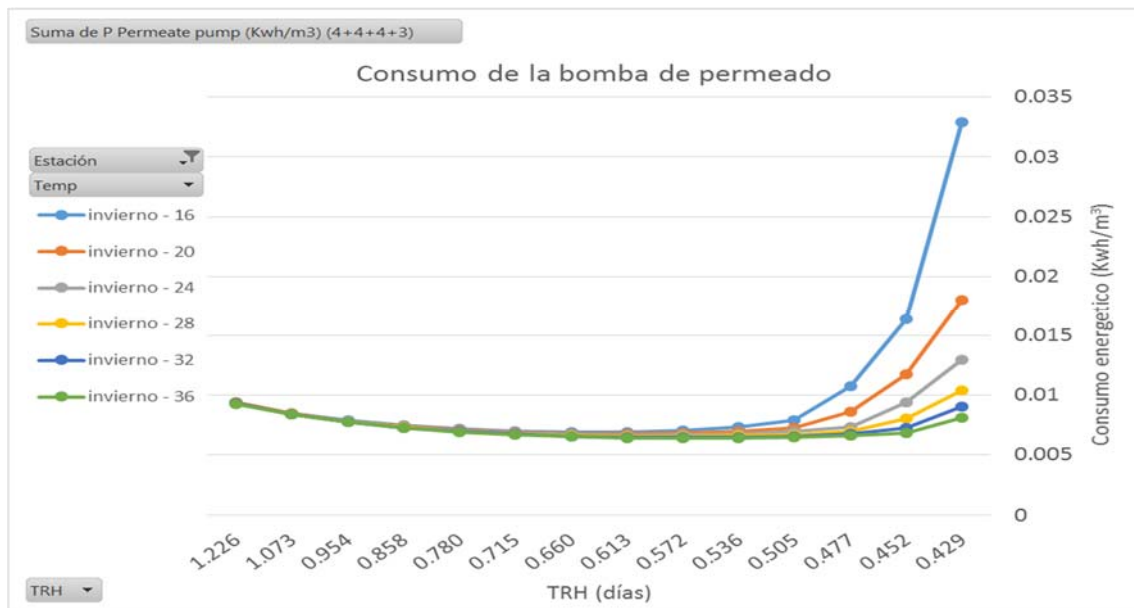


Gráfico 51. Consumo de la bomba de permeado (Kwh/m³) / TRH (días) para T de 16 a 36 °

En el gráfico 51 se aprecia como en el consumo energético de esta sí que influye la temperatura, y es que para el cálculo de su consumo tenemos en cuenta 4 fases de operación: filtración, desgasificación, flujo inverso y ventilación. Y para tres de ellas (filtración, flujo inverso y desgasificación) se tiene en cuenta la presión transmembrana, para el cálculo de la cual se emplean tanto la superficie de membrana como los sólidos suspendidos.

Se puede comprobar como los puntos en los que la curva del consumo empieza a aumentar coinciden con los puntos en los que serían necesarios más de 30 m² de membrana para operar sin aumentar la DEG. Así pues, en dichos puntos, al no poder seguir aumentando la superficie de membrana, la presión transmembrana aumenta, y por tanto también lo hace el consumo energético de la bomba de permeado.

En cuanto a la influencia del TRH, en el caso de esa bomba ocurre al contrario que con las anteriores, a mayor caudal, mayor rendimiento, hasta llegar al punto limite.

Y por último en cuanto a la parte mecánica de la planta, el tamiz rotativo y la deshidratación mecánica de fangos presentan estos consumos.

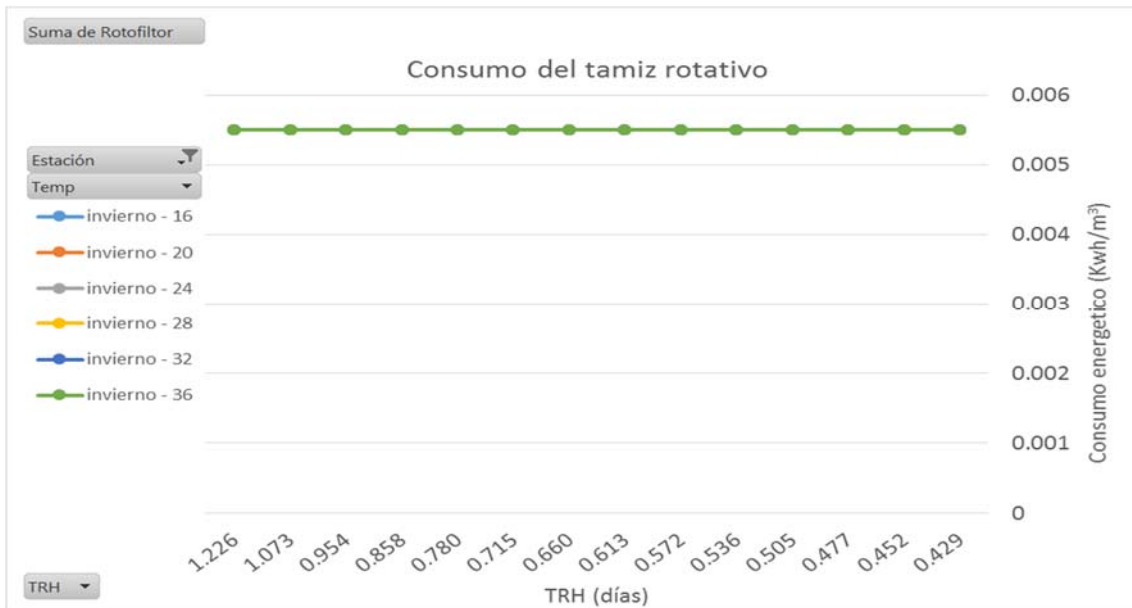


Gráfico 52. Consumo del tamiz rotativo (Kwh/m³) / TRH (días) para T de 16 a 36 °

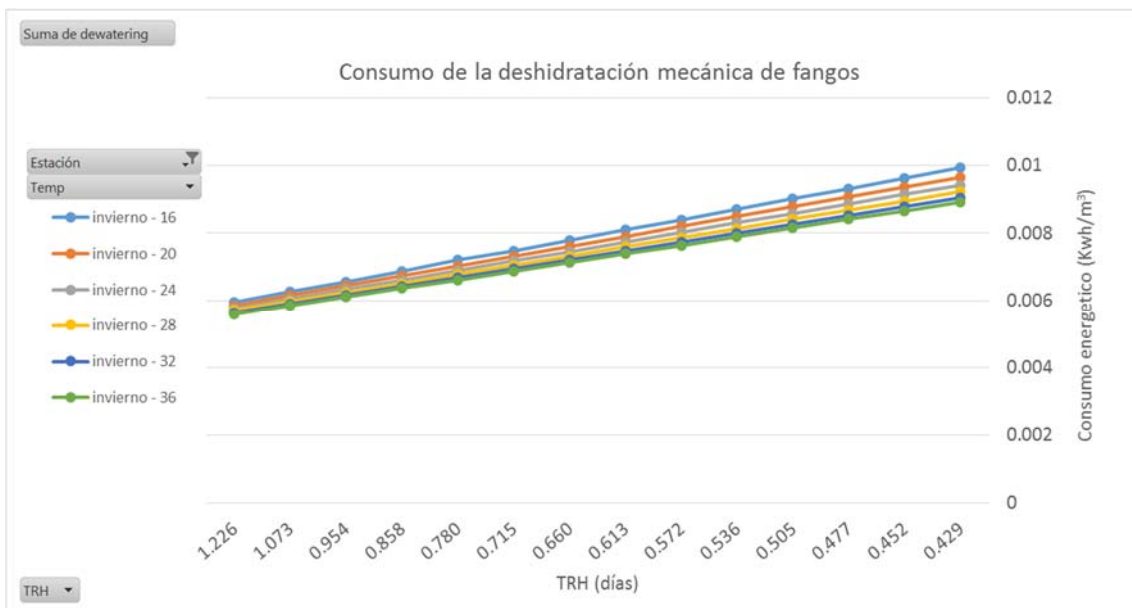


Gráfico 53. Consumo de la deshidratación mecánica de fangos (Kwh/m³) / TRH (días) para T de 16 a 36 °

Resulta evidente que el consumo energético del tamiz rotativo es constante, como indica el gráfico 52, ya que va a estar encendido independientemente del caudal y la temperatura.

Pero en cuanto al deshidratador mecánico de fangos, en el gráfico 53 vemos que a menor temperatura mayor consumo, debido a la mayor cantidad de solidos suspendidos, lo cual explica también el aumento de consumo a medida que disminuye el TRH, es decir, a medida que aumenta el caudal.

Debido a todo lo reseñado anteriormente en este apartado, el consumo energético de la planta debido a sus elementos mecánicos queda de la siguiente manera.

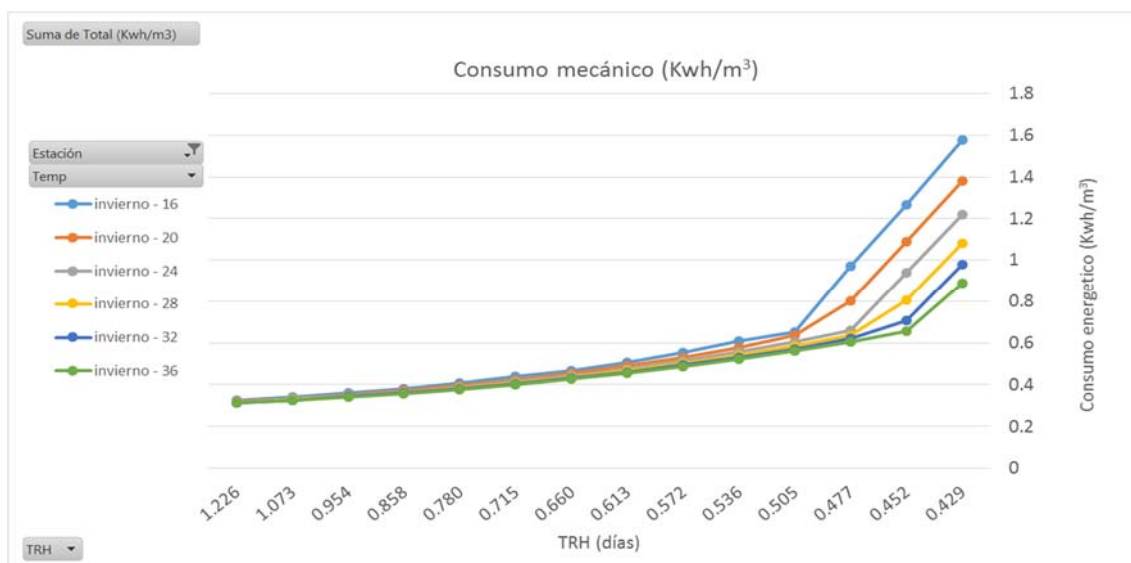


Gráfico 54. Consumo mecánico total (Kwh/m³) / TRH (días) para T de 16 a 36 °

Lo cual indica que en términos generales, como se aprecia en el gráfico 54, el consumo mecánico de la planta aumenta a medida que aumentan los sólidos suspendidos, incluso antes de llegar a los límites de operación de la planta, a partir de los cuales se produce un incremento aun mayor del consumo energético.

En el gráfico número 54 se muestra el consumo por metro cubico de agua tratada para eliminar el efecto que tendrá en el consumo energético el aumento de metros cúbicos tratados en un día, si quisiéramos conocer el consumo energético diario quedaría de la siguiente manera.

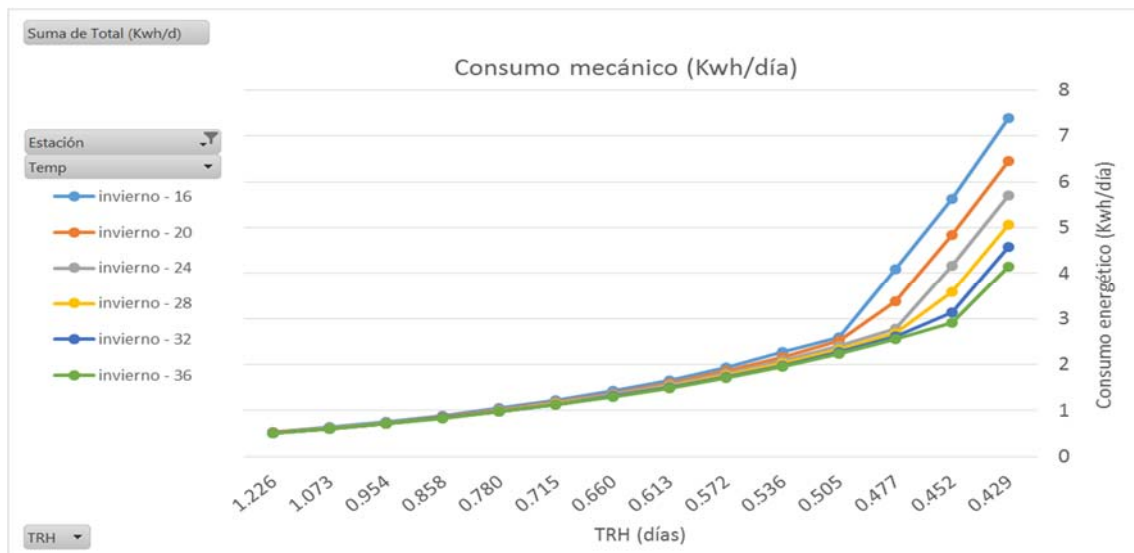


Gráfico 55. Consumo mecánico total (Kwh/día) / TRH (días) para T de 16 a 36 °

El gráfico 55 es parecido al 54 pero se aprecia que, además de que evidentemente el consumo es mayor, también aumenta más rápidamente a medida que disminuye el TRH, ya que esto implica que en un día se trataran cada vez más metros cúbicos de agua.

5.3.3. Consumo calorífico

Para el cálculo del consumo calorífico de la planta se han diferenciado dos estaciones, invierno y verano, con unas temperaturas ambiente y del agua de 10 y 16°C respectivamente para el invierno y 24 °C tanto para agua como ambiente en verano.

Esta diferenciación es necesaria para el cálculo de la energía necesaria para calentar el efluente y el reactor, ya que es necesario saber la diferencia de temperaturas entre el agua de entrada y la que se pretende fijar.

Para esta serie de simulaciones solo se realizan dichos cálculos cuando la temperatura a la que se quiere trabajar es mayor que a la que llega el agua o a la temperatura ambiente, ya que en caso de ser menor no tiene sentido enfriar el reactor ni el agua.

Así pues, en primer lugar, para poder observar el peso en el consumo calorífico de cada operación se traza el siguiente gráfico.

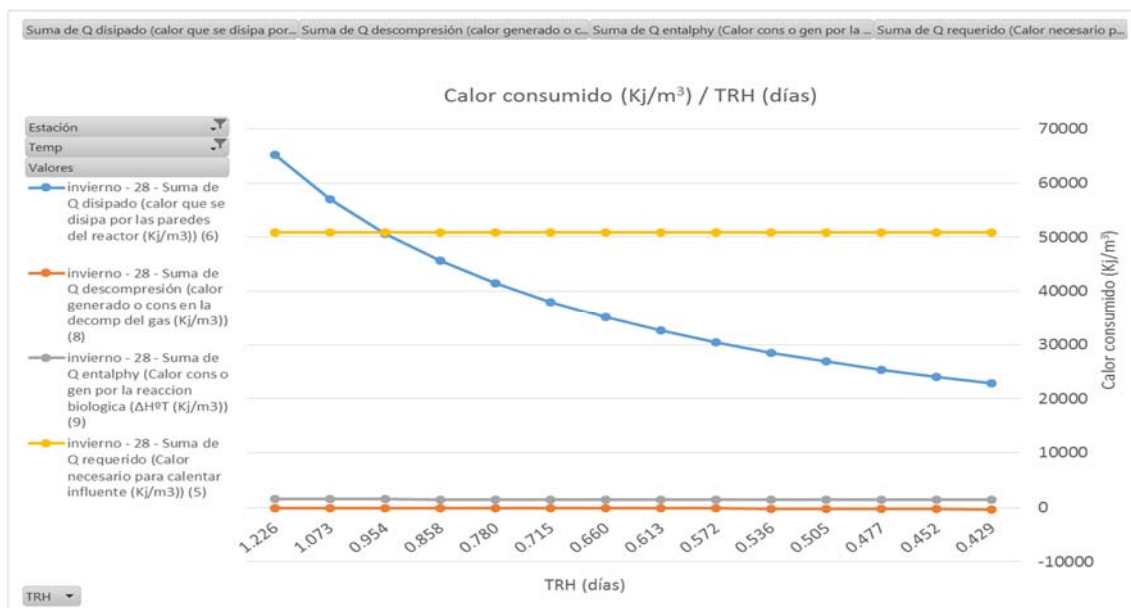


Gráfico 56. Consumo calorífico de los diferentes procesos (Kj/m³) / TRH (días) para una T fijada en 28°C en invierno

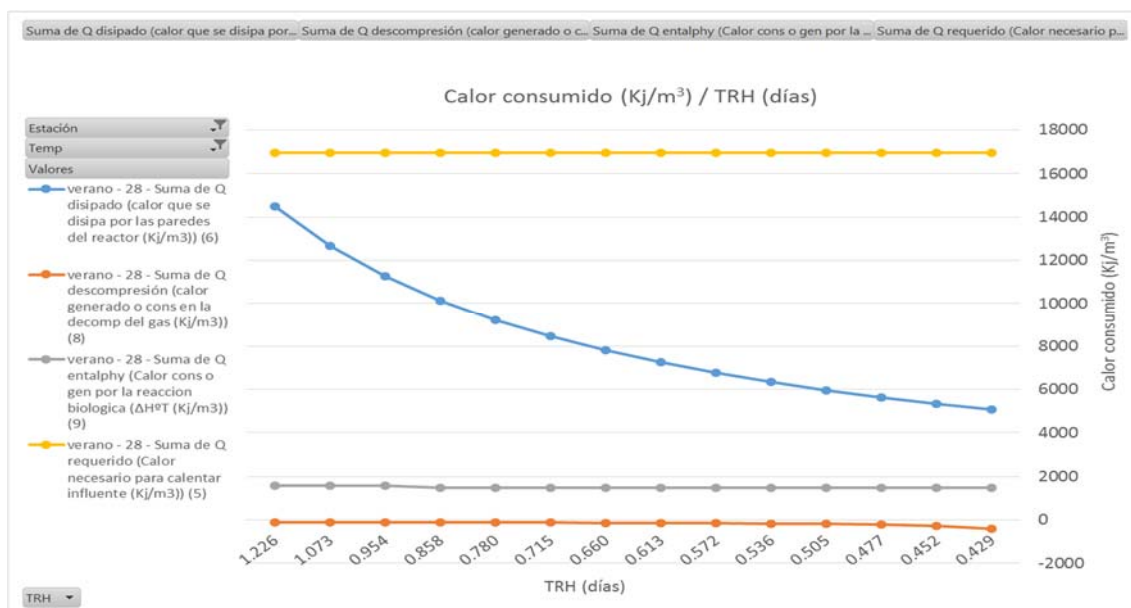


Gráfico 57. Consumo calorífico de los diferentes procesos (Kj/m³) / TRH (días) para una T fijada en 28°C en verano

Los gráficos 56 y 57 muestran el calor necesario para calentar el efluente, calentar el reactor, el calor consumido por los procesos biológicos que se llevan a cabo dentro del reactor, y el calor que produce la descompresión del gas recirculado.

Se puede apreciar que son diferentes en invierno y verano, lo cual es debido a que en verano hay que calentar el efluente solo 4 °C, al llegar el agua a 24 °C, y en invierno hay que calentarlo

8 °C al llegar a 16 °C, además en verano la diferencia de temperatura entre el interior y el exterior del reactor también será más pequeña.

A Causa de esa diferencia de temperaturas el consumo energético derivado de fijar una temperatura es menor en verano.

En cuanto a la importancia relativa de cada proceso en el consumo calorífico total, vemos como en ambos casos, e incluso a pesar de la variación del calor necesario para calentar el reactor a medida que disminuye el TRH, este y el calor necesario para calentar el influente son los dos procesos que más energía requieren.

El calor necesario para contrarrestar el consumo de este por parte de la entalpia de los procesos biológicos tiene una importancia menor, y el calor que produce la descompresión del gas recirculado, que es negativo porque estamos calculando consumos y se trata de una producción, tiene una importancia muy pequeña con respecto a los demás procesos.

Si se analiza cada proceso por separado se obtienen los siguientes resultados.

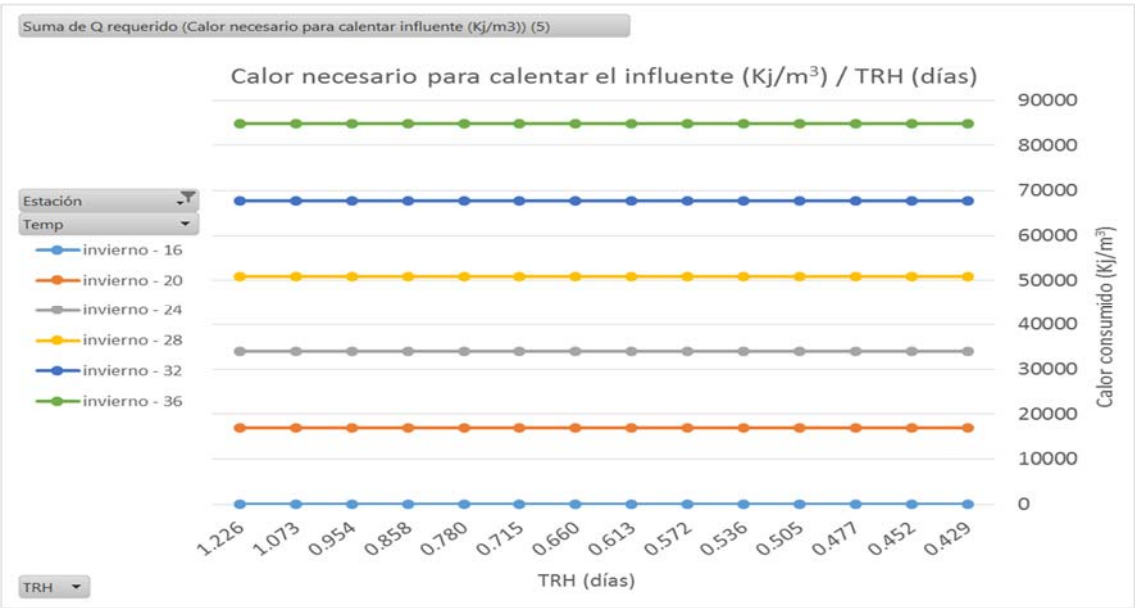


Gráfico 58. Calor necesario para calentar en influente (Kj/m³) / TRH (días) para T de 16 a 36 °C en invierno

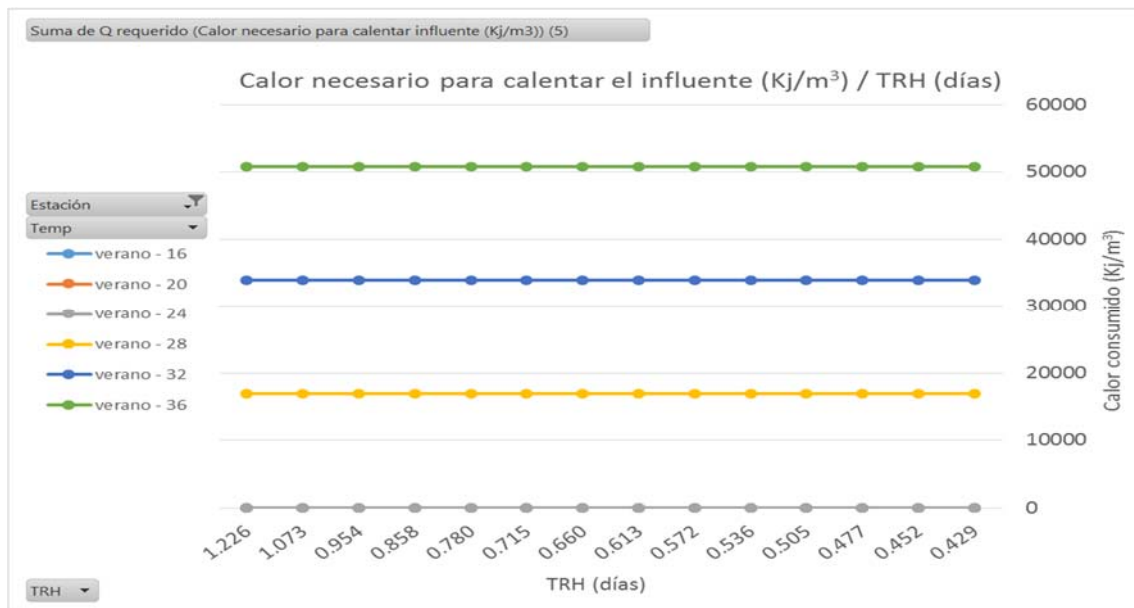


Gráfico 59. Calor necesario para calentar en influente (Kj/m^3) / TRH (días) para T de 16 a 36 °C en verano

Como es de esperar, en los gráficos 58 y 59 se aprecia que el calor necesario para calentar un metro cubico de influente permanece constante a medida que disminuye el TRH, ya que la disminución de este consiste en un aumento de caudal, lo cual no afecta a ninguna medida tomada por metro cubico de agua tratada, como se explica anteriormente.

Sí que se observa por otra parte una diferencia importante entre invierno y verano y es que en invierno hay resultados para más temperaturas que en verano. Esto es debido a que en verano la temperatura tanto ambiente como del agua es mayor, y por tanto para trabajar a temperaturas bajas no hay que calentar en influente porque ya llega a la temperatura deseada o mayor.

Por tanto en verano empezamos a calentar el influente a partir de una temperatura de 28 °C y en invierno lo hacemos desde la primera temperatura para la que hemos realizado las simulaciones, que son 16 °C.

En cuanto a la influencia de la temperatura, se aprecia que el calor necesario es mayor cuanto mayor es la diferencia de temperaturas entre el influente y la temperatura fijada.

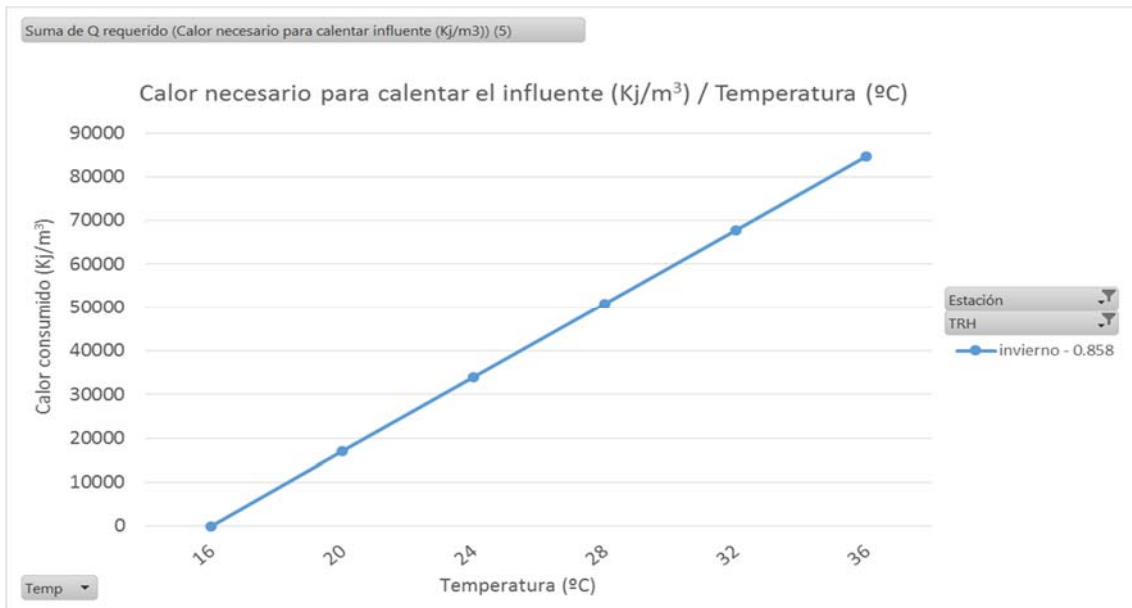


Gráfico 60. Calor necesario para calentar en influente (Kj/m^3) / Temperatura ($^{\circ}C$) para TRH 0'858 días en invierno

En el gráfico 60 se puede ver como el calor necesario aumenta linealmente a medida que la diferencia de temperaturas es mayor. Para que este efecto se aprecie, el gráfico representa el calor necesario para calentar en influente en invierno, cuando es necesario calentarlo para todas las temperaturas a partir de los 16 $^{\circ}C$.

El calor necesario para mantener la temperatura fijada del reactor anaerobio evoluciona de la siguiente forma, según se observa en el gráfico número 61.

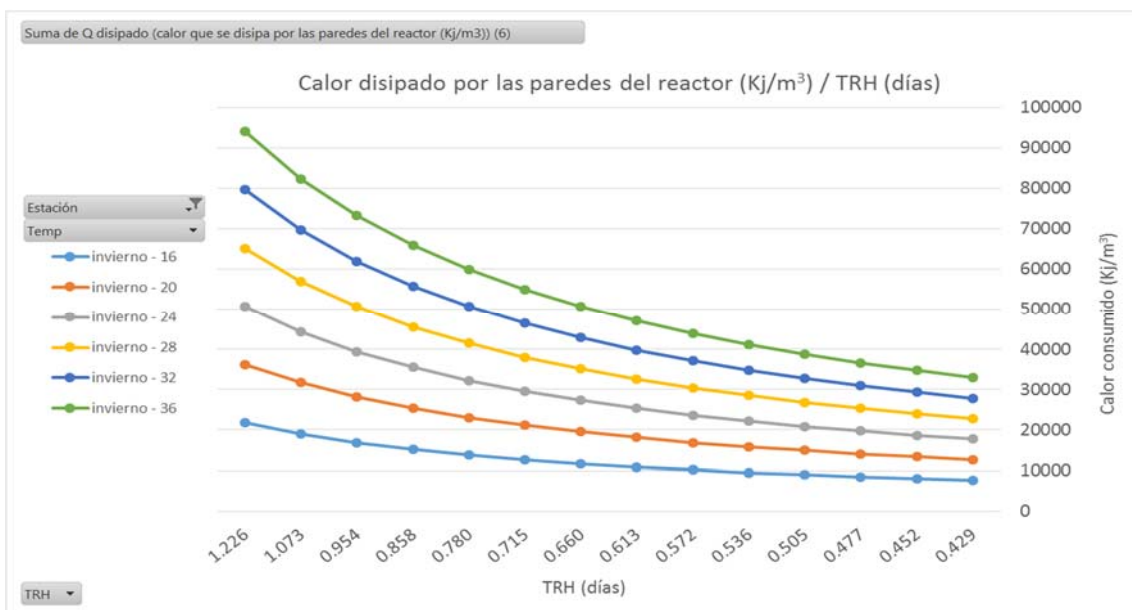


Gráfico 61. Calor necesario para mantener la temperatura fijada en el reactor (Kj/m^3) / TRH (días) para T de 16 a 36 $^{\circ}C$ en invierno

Al contrario que con el calor necesario para calentar en influente, el calor necesario para mantener el reactor a una temperatura fijada mayor a la del agua y la temperatura ambiente, sí que varía a medida que cambia el TRH.

Como se puede ver en el gráfico 61, es necesario menos calor cuanto menor es el TRH, lo cual es debido a que el agua, ya calentada a la temperatura deseada, pasa menos tiempo en el reactor, y por tanto tiene menos tiempo para enfriarse debido al calor que se pierde por las paredes de este.

En verano la gráfica es similar, salvo que, al igual que con el calor necesario para calentar el influente, solo aparecen cuatro curvas, para las temperaturas fijadas por encima de la temperatura ambiente.

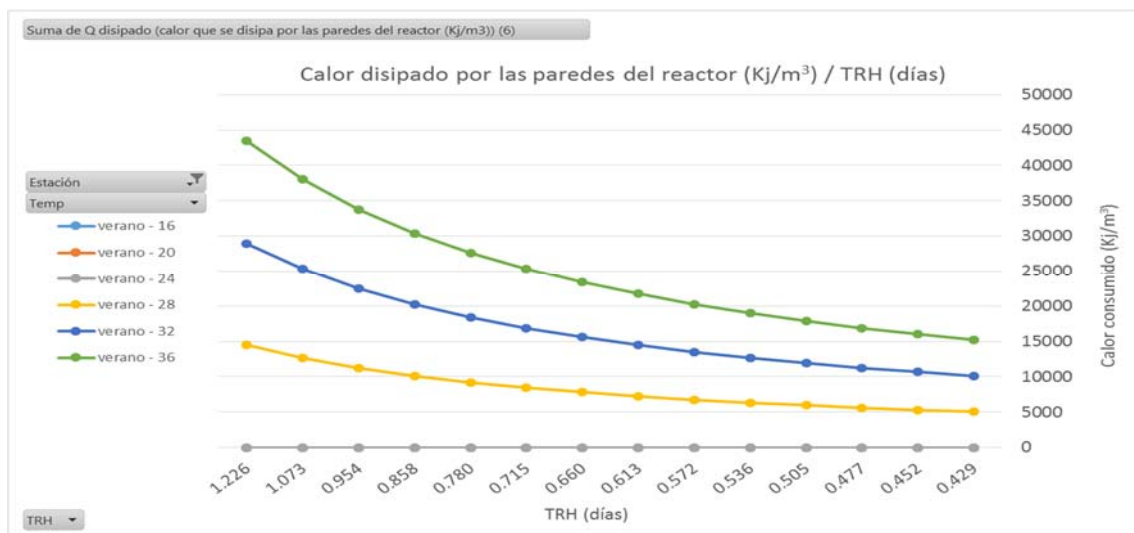


Gráfico 62. Calor necesario para mantener la temperatura fijada en el reactor (Kj/m^3) / TRH (días) para T de 16 a 36 °C en verano

También se observa que el efecto de la temperatura es similar al observado anteriormente para el calor necesario para calentar el influente. El calor necesario para mantener la temperatura aumenta linealmente a medida que aumenta la diferencia entre la temperatura fijada en el reactor y la temperatura ambiente, como se observa claramente en el gráfico 63.

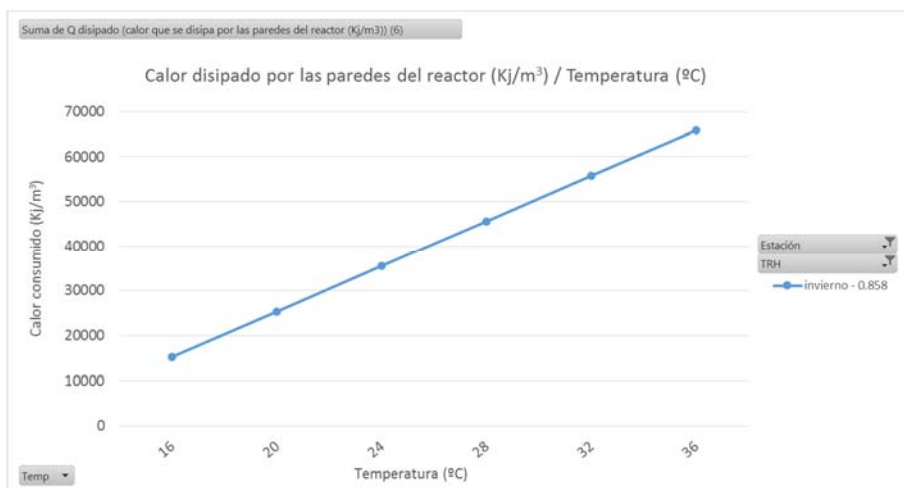


Gráfico 63 Calor necesario para mantener la temperatura fijada en el reactor (Kj/m³) / Temperatura (°C) para TRH 0'858 días en invierno

Siguiendo con el consumo de calor, se hace necesario hablar de los procesos biológicos que se llevan a cabo en el reactor, que resultan ser de carácter endotérmicos y por tanto tienen un determinado consumo calorífico.

Este consumo viene dado por la entalpia de dichos procesos que suponemos constante y su evolución a medida que varía el TRH es la siguiente.

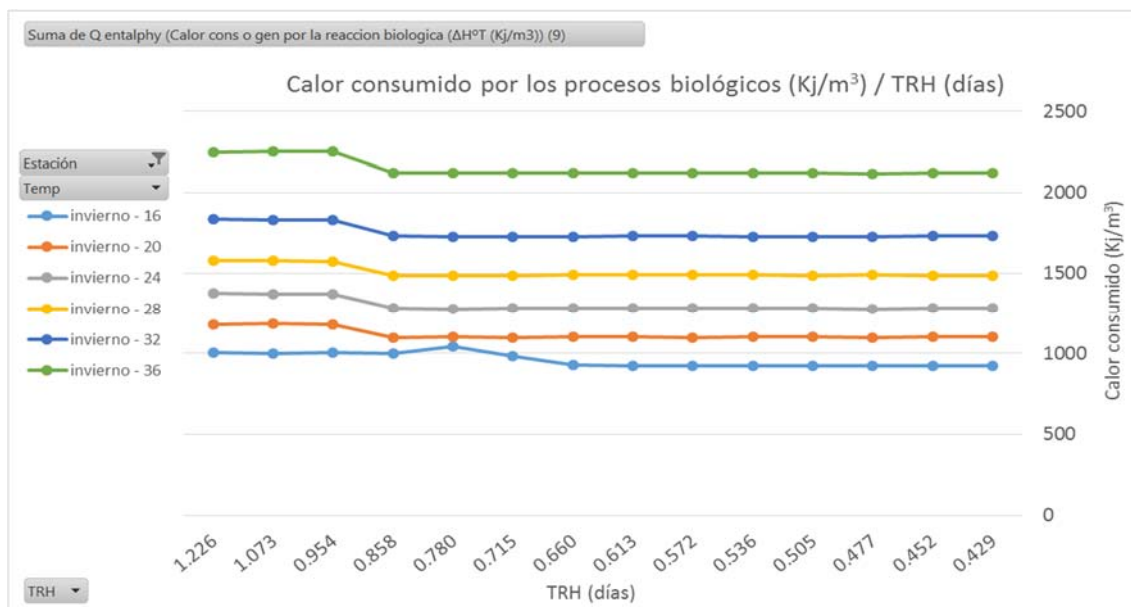


Gráfico 64. Calor consumido por los procesos biológicos (Kj/m³) / TRH (días) para T de 16 a 36 °C en invierno

Al solo depender de la entalpia, considerada constante, y del caudal de biogás, en el gráfico 64 solo se representan los resultados para invierno ya que las curvas para verano se solaparían con estas.

En el gráfico 64 se aprecia como el calor consumido por los procesos biológicos se mantiene constante a medida que varía el TRH como era de esperar. En cuanto a los resultados que difieren al principio del gráfico, son producidos por un cambio en la versión del programa informático DESASS, que produjo cambios en el caudal de biogás calculado, pero la tendencia se aprecia claramente.

El efecto que tiene la temperatura también es de esperar ya que una mayor temperatura favorece los procesos biológicos y por tanto estos consumirán una mayor cantidad de calor.

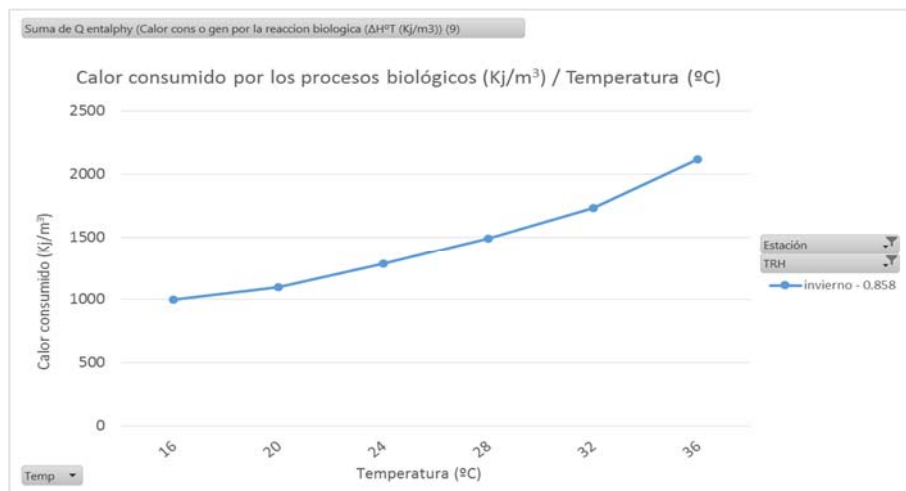


Gráfico 65. Calor consumido por los procesos biológicos (Kj/m³) / Temperatura (°C) para TRH 0,858 días en invierno

En el gráfico 65 además se aprecia como el efecto de la temperatura se agrava a medida que esta aumenta.

Y por último en cuanto al consumo calorífico, hay que hablar del calor producido por la descompresión del gas recirculado, aunque en comparación con el calor consumido por otros procesos, este sea bastante poco.

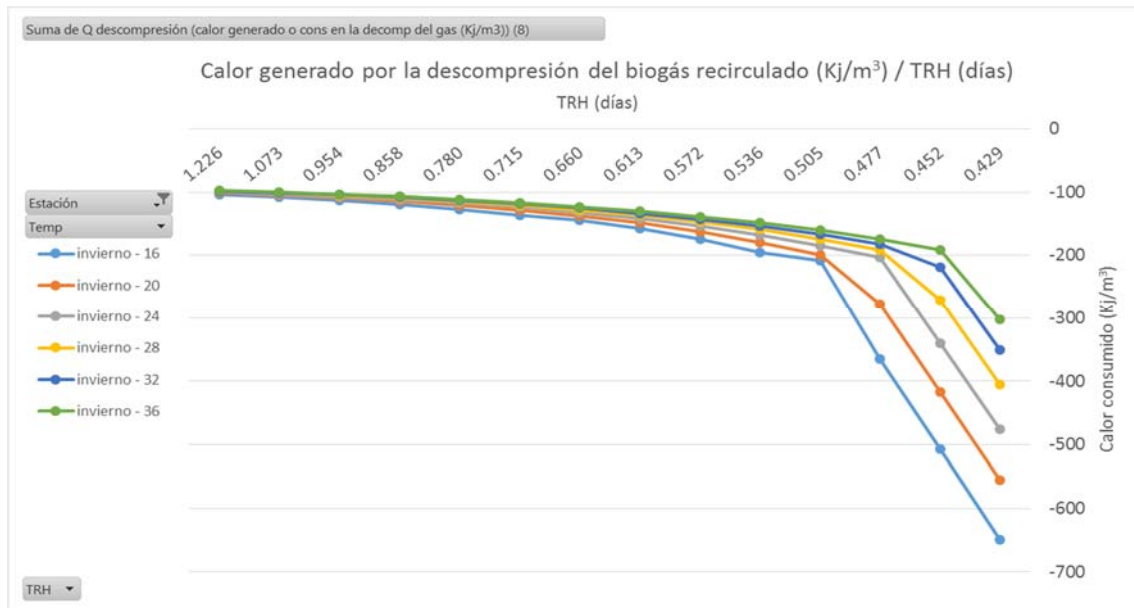


Gráfico 66. Calor generado por la descompresión del biogás recirculado (Kj/m³) / TRH (días) para T de 16 a 36 °C en invierno

Al no influir la diferencia de temperaturas, las curvas para invierno y verano se solapan, por lo que se ha optado por representar solo los datos para invierno.

En el gráfico 66 se observa como a medida que disminuye el TRH aumenta la producción de calor, lo cual es debido a que a menor TRH mayor caudal de agua a tratar y mayor concentración de sólidos suspendidos en el reactor. Esto implica que será necesario recircular mayor cantidad de gas para que las membranas sigan funcionando a régimen subcrítico, y por tanto, a mayor cantidad de gas recirculado, más calor generado por su descompresión.

Los puntos en los que se observan los cambios bruscos de endiente en las curvas coinciden con los puntos en los que es necesario variar la DEG para seguir operando las membranas, lo cual implica un aumento considerable en el caudal de gas recirculado.

El efecto de la temperatura es el esperado teniendo en cuenta que anteriormente ya se ha comentado que a menor temperatura mayor concentración de sólidos suspendidos en el reactor.

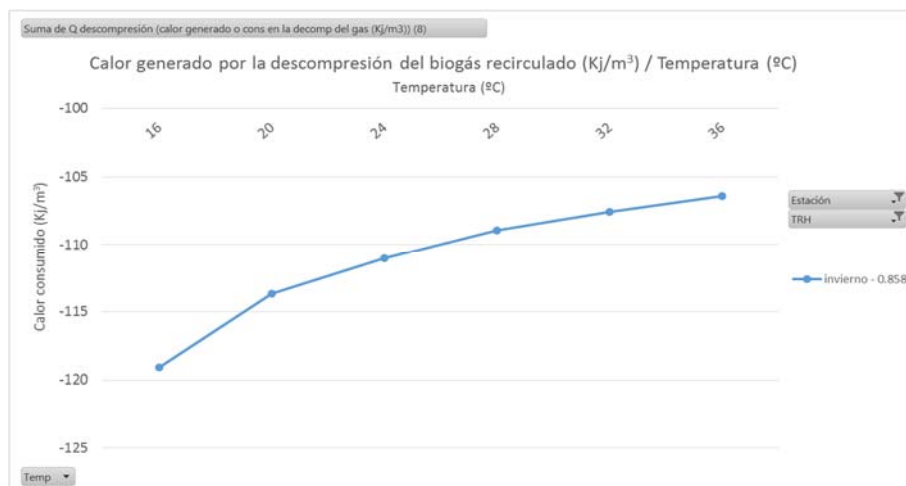


Gráfico 67. Calor generado por la descompresión del biogás recirculado (Kj/m³) / Temperatura (°C) para TRH 0.858 días en invierno

En el gráfico 67 se puede observar que, como es de esperar, a mayor temperatura menor calor generado por la descompresión del biogás, ya que al haber una menor concentración de sólidos suspendidos en el reactor, el caudal de este será menor.

La suma del calor consumido por todos los procesos anteriores da como resultado el siguiente consumo calorífico total.

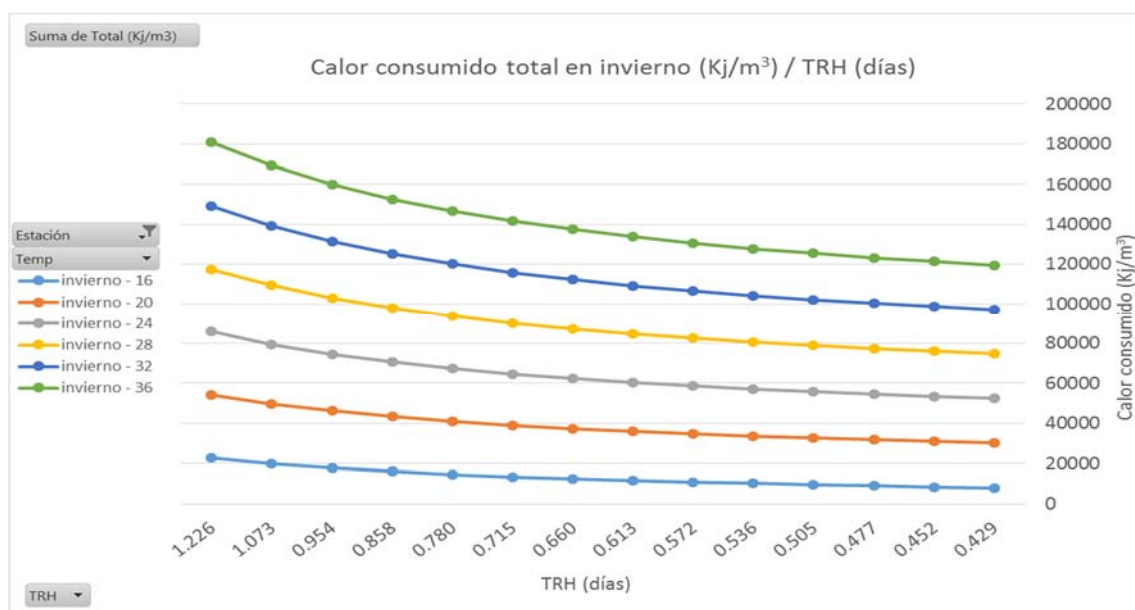


Gráfico 68. Calor consumido total (Kj/m³) / TRH (días) para T de 16 a 36 °C en invierno

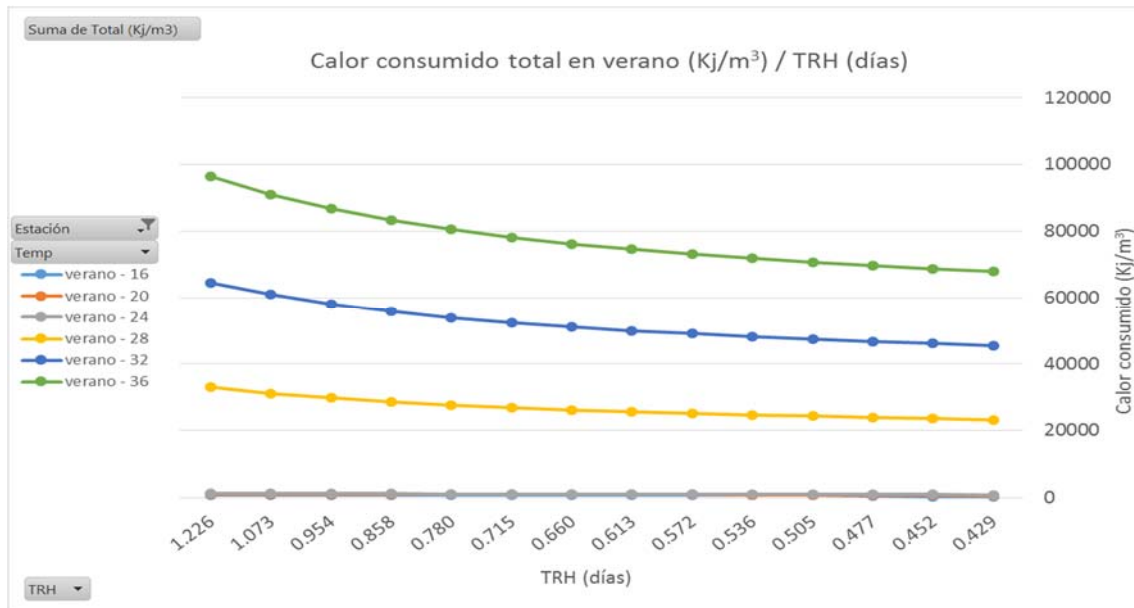


Gráfico 69 Calor consumido total (Kj/m³) / TRH (días) para T de 16 a 36 °C en verano

La disminución del calor consumido a medida que disminuye el TRH es debida, como se ha visto anteriormente, a la disminución del calor disipado a través de las paredes del reactor, ya que a menor TRH menos tiempo pasa el agua caliente en el reactor y por tanto pierde menos calor.

En el gráfico 69 se observa también como en verano el consumo es muy bajo hasta llegar a las temperaturas superiores a la temperatura del agua, lo cual no sucede en el caso del invierno porque todas las temperaturas simuladas son iguales a superiores a esta.

Por último en cuanto al efecto de la temperatura, resulta evidente que a mayor temperatura, mayor diferencia entre las temperaturas del influente y del ambiente y la fijada y por tanto mayor consumo calorífico.

Si en lugar de calcular el calor consumido por metro cúbico de agua tratada, lo hacemos por día, para poder ver el efecto del aumento del caudal en un día debido a la disminución del TRH, los resultados son los siguientes.

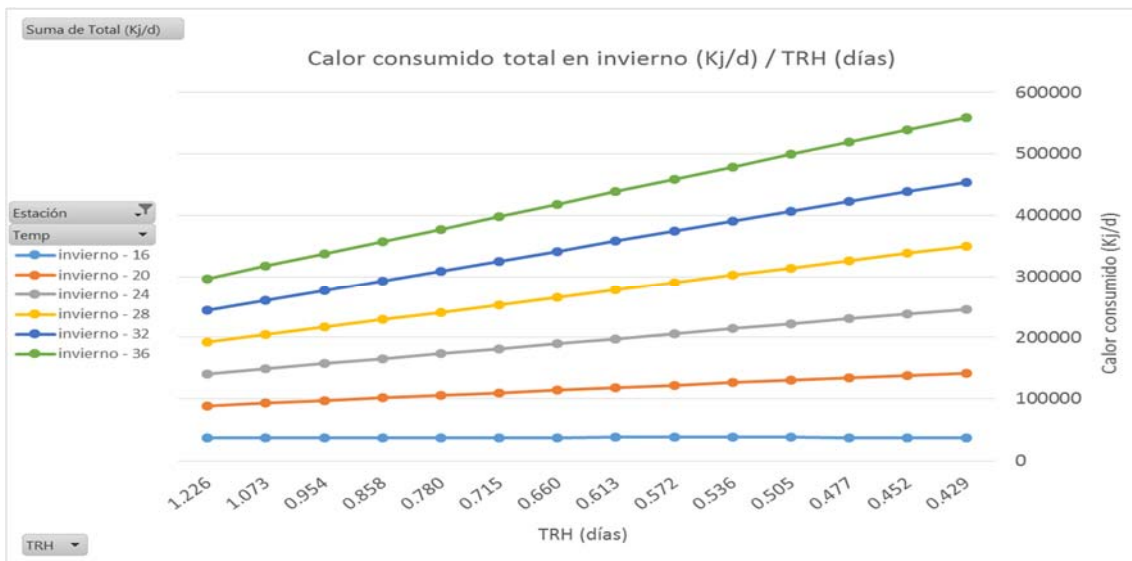


Gráfico 70. Calor consumido total (Kj/d) / TRH (días) para T de 16 a 36 °C en invierno

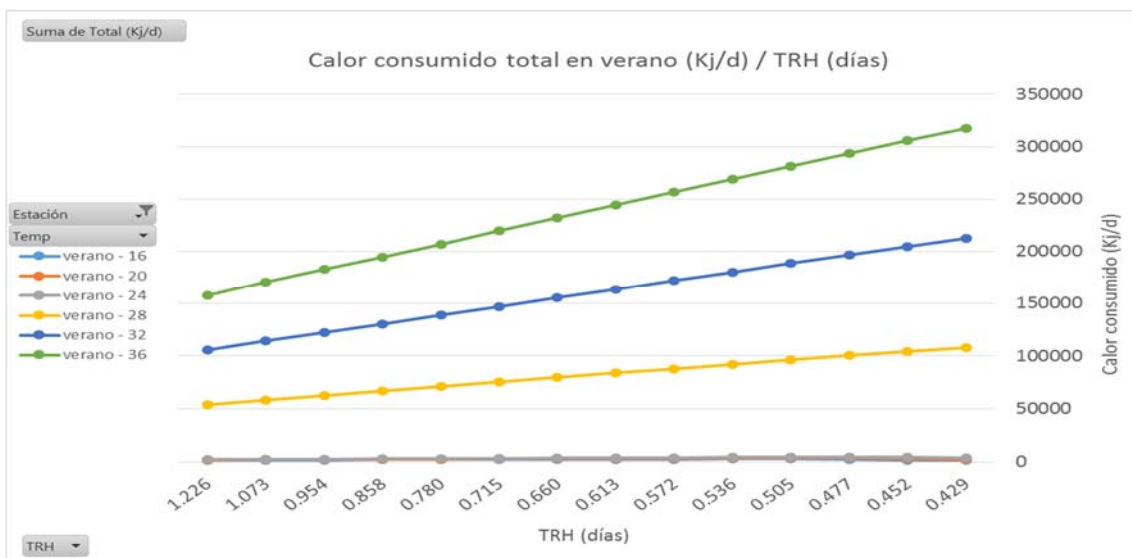


Gráfico 71. Calor consumido total (Kj/d) / TRH (días) para T de 16 a 36 °C en verano

Tanto en el gráfico 70 como en el 71 se aprecia que con el efecto producido por el aumento de caudal tratado en un día, la tendencia se invierte y a menor TRH mayor consumo calorífico. Dicho efecto es tan importante que ni siquiera se aprecia en los gráficos la tendencia a disminuir el consumo a medida que disminuye el TRH cuando se mide por metro cubico.

5.3.4. Energía recuperada del biogás producido

El biogás producido en el proceso de digestión anaerobia se puede reutilizar para producir tanto electricidad como calor. La cantidad de estos que puede extraerse del biogás depende

del caudal producido, de la composición de este y del rendimiento del equipo empleado para su reutilización.

Tanto el caudal como la composición del biogás se mantiene constante según varia el TRH en caso de medirlos por metro cubico de agua tratada, como se ha visto ya anteriormente. Así que es de esperar que la cantidad tanto de calor como de electricidad obtenida por metro cubico de agua tratada sean constantes.

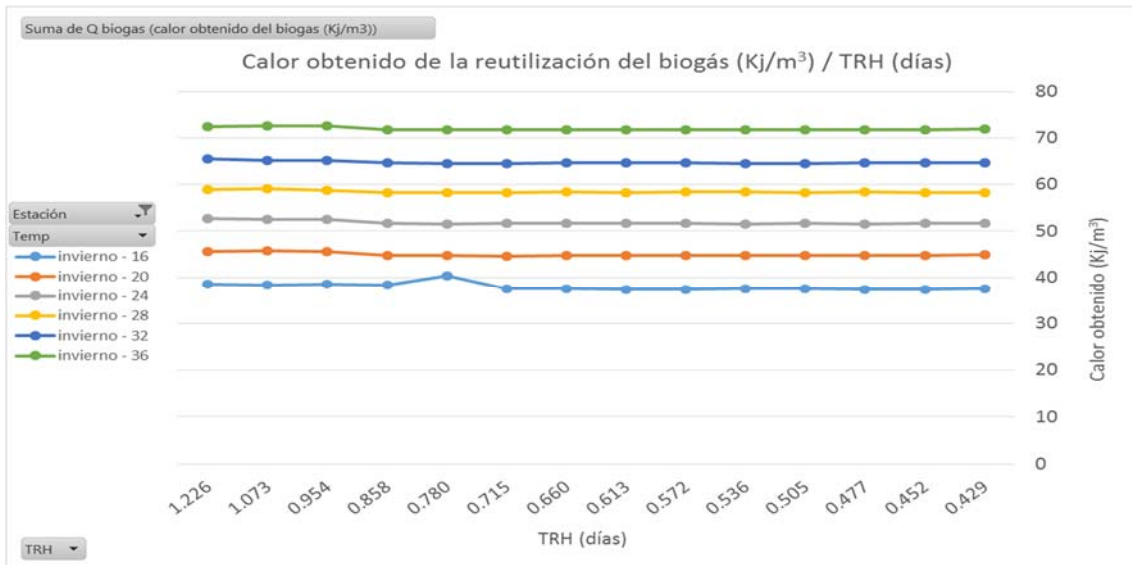


Gráfico 72. Calor obtenido de la reutilización del biogás (Kj/m³) / TRH (días) para T de 16 a 36 °C en invierno

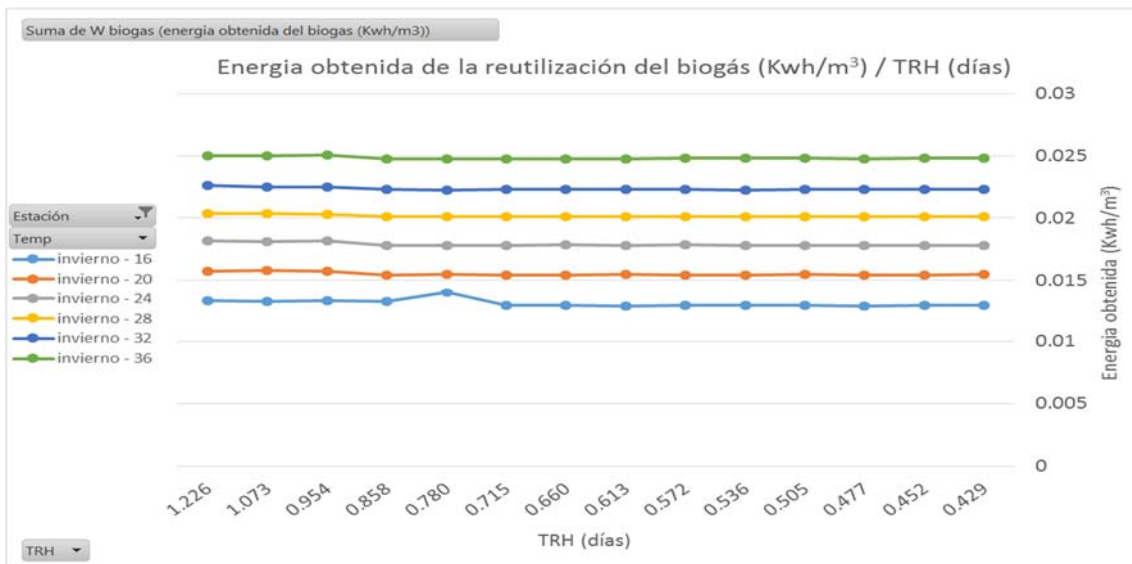


Gráfico 73. Energía obtenida de la reutilización del biogás (Kwh/m³) / TRH (días) para T de 16 a 36 °C en invierno

La variación con respecto a la temperatura también es la esperada, a mayor temperatura mayor producción de biogás y por tanto mayor energía y calor recuperados de su reutilización.

Calculando estas producciones en Kwh y Kj por día se obtienen los siguientes resultados.

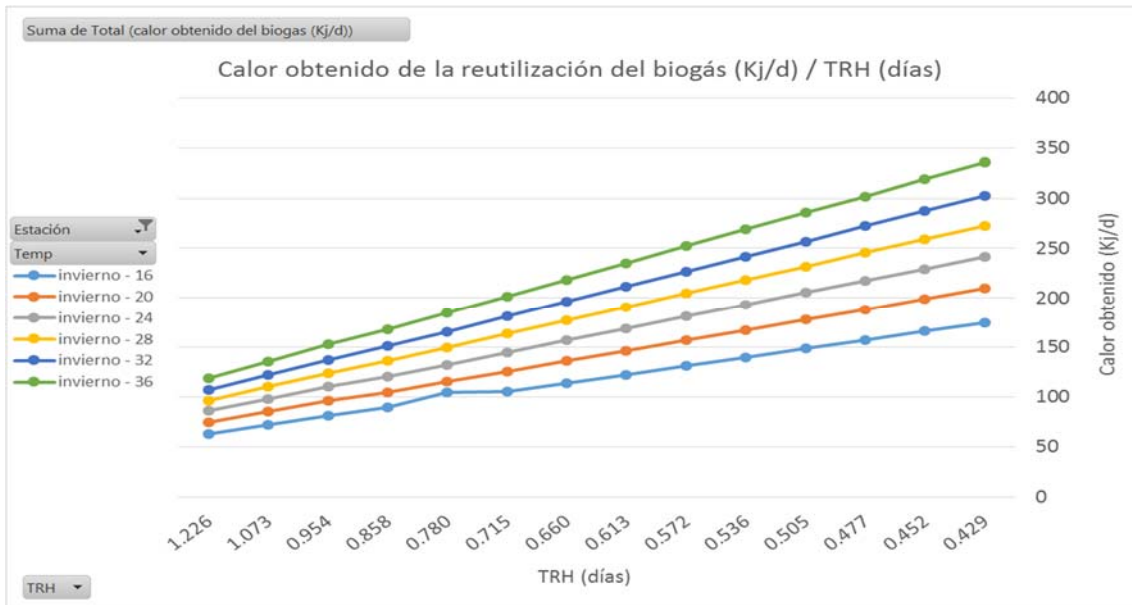


Gráfico 74. Calor obtenido de la reutilización del biogás (Kj/d) / TRH (días) para T de 16 a 36 °C en invierno

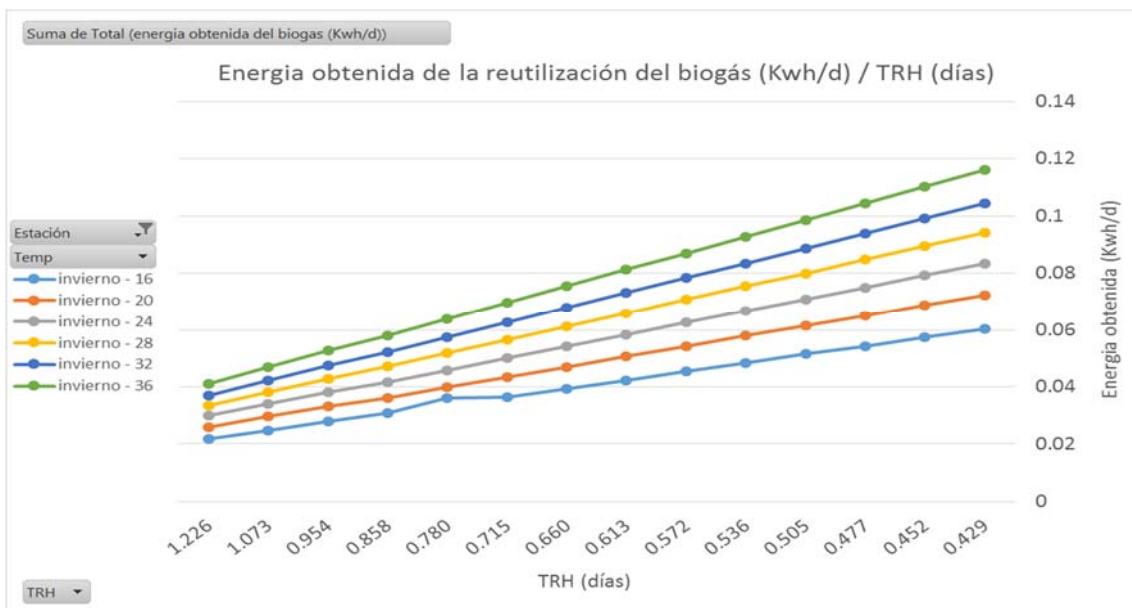


Gráfico 75. Energía obtenida de la reutilización del biogás (Kwh/d) / TRH (días) para T de 16 a 36 °C en invierno

En los gráficos 74 y 75 se observa como el calor y la energía obtenidos del biogás aumentan conforme lo hace el caudal tratado en un día, pero en cualquier caso, la cantidad recuperada de ambos es muy inferior tanto al calor consumido cuando la temperatura fijada es superior a la del agua del influente, como al consumo energético mecánico, como se aprecia en los gráficos 76 y 77.

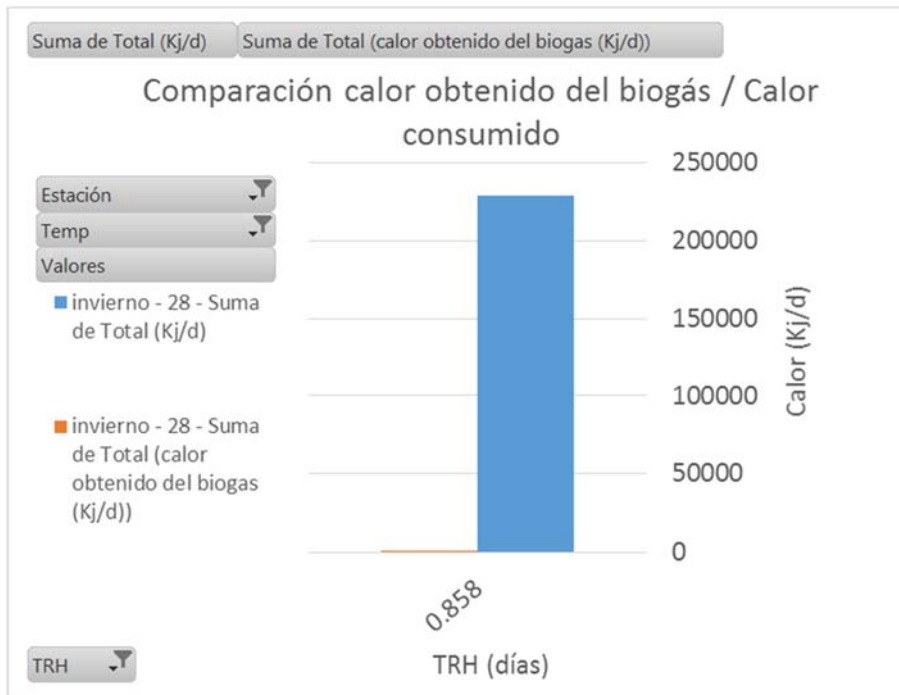


Gráfico 76. Comparación entre el calor consumido para mantener el proceso a 28 °C en invierno y el calor recuperado del biogás producido (Kj/d) para TRH 0'858 días

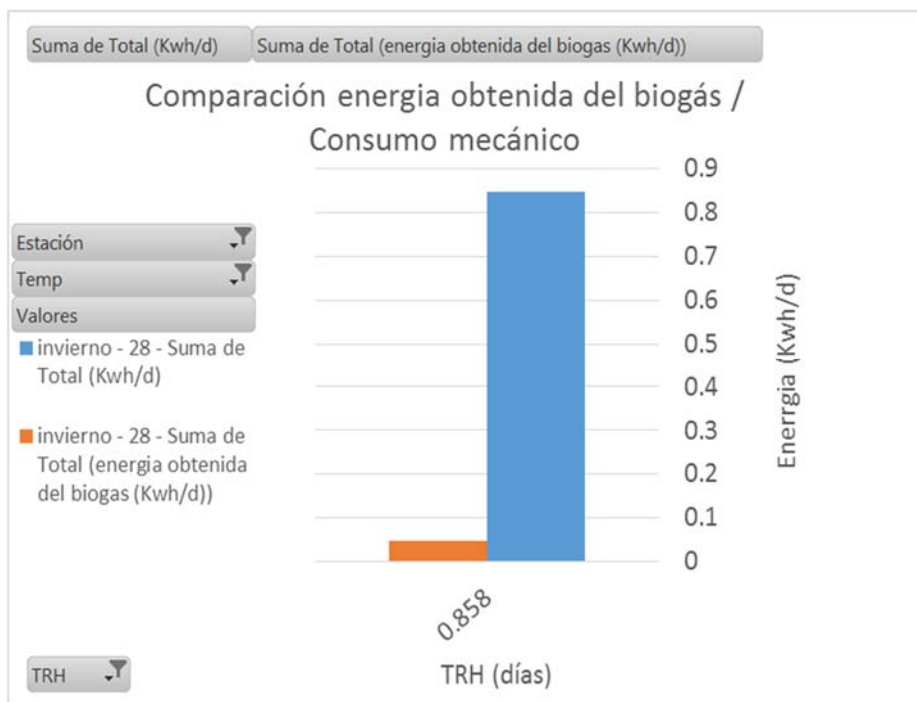


Gráfico 77 Comparación entre el consumo mecánico de la planta y la energía recuperada del biogás producido (Kwh/d) para TRH 0'858 días y T 28°C en invierno

Pese a eso, la energía recuperada del biogás, en una planta de tamaño real, puede suponer un ahorro económico considerable.

5.3.5. Consumo energético total de la planta

Tras observar los consumos tanto mecánico como calorífico de la planta, y comentar los procesos que dan lugar dichos consumos uno por uno, pasando los KJ a Kwh se obtiene el siguiente consumo energético total.

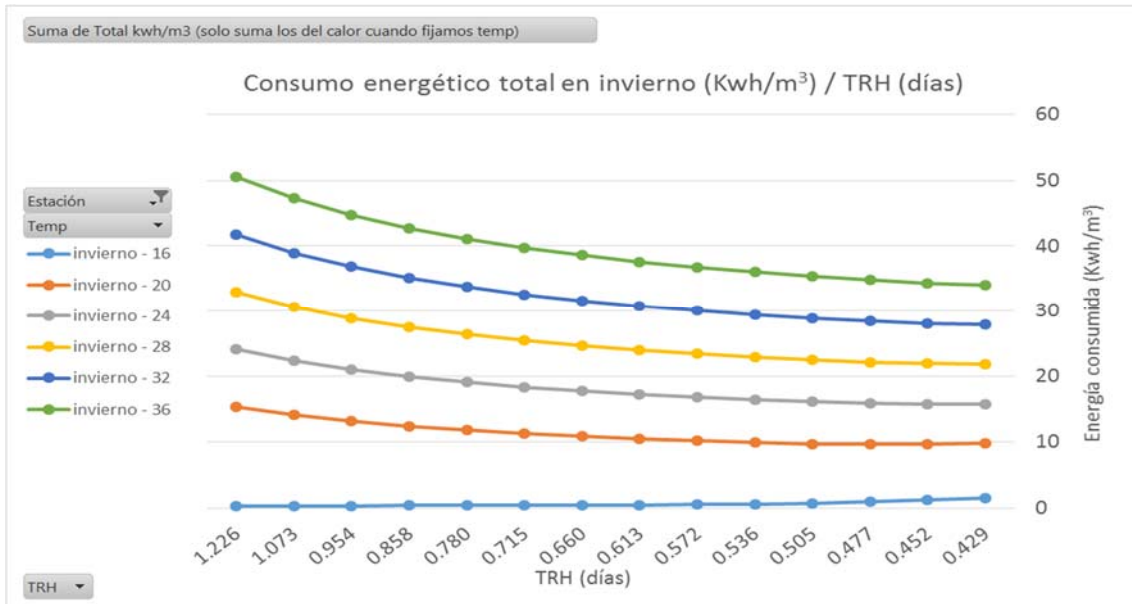


Gráfico 78. Consumo energético total (Kwh/m³) / TRH (días) para T de 16 a 36 °C en invierno

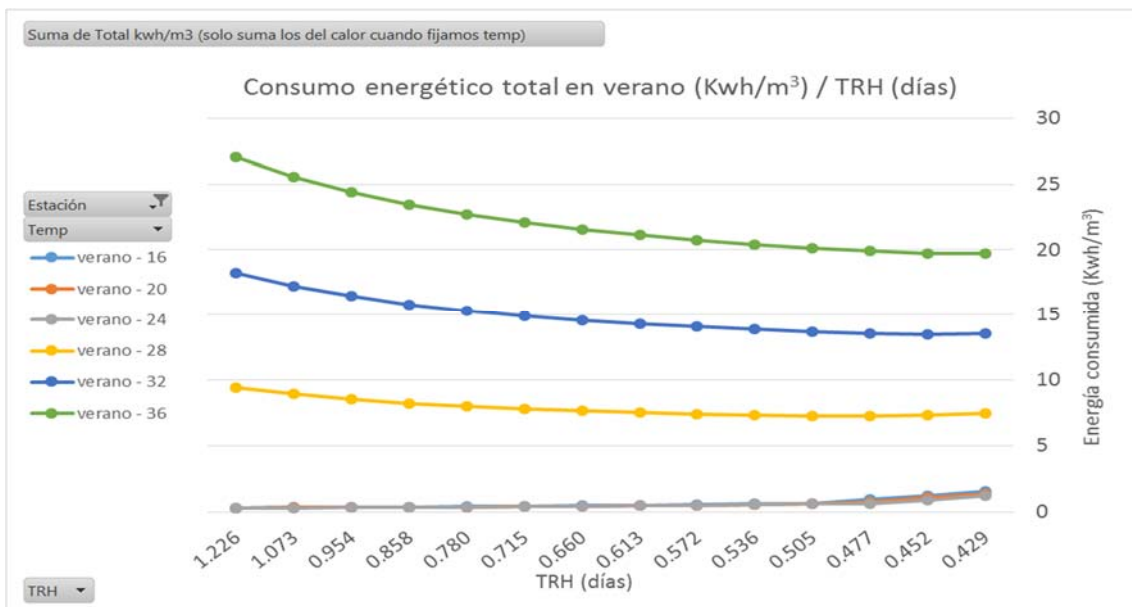


Gráfico 79. Consumo energético total (Kwh/m³) / TRH (días) para T de 16 a 36 °C en verano

Se aprecia claramente en los gráficos 78 y 79 que una vez es necesario calentar el influente para alcanzar la temperatura deseada, la tendencia es a disminuir el consumo por metro cubico de agua tratada, a medida que disminuye el TRH.

También se puede ver como el consumo es mucho mayor para esas temperaturas, hasta el punto que en los gráficos no se aprecia bien el consumo en los casos en los que calentar el agua o el reactor no es necesario.

En dichos casos el consumo por metro cubico variaría de la siguiente forma.

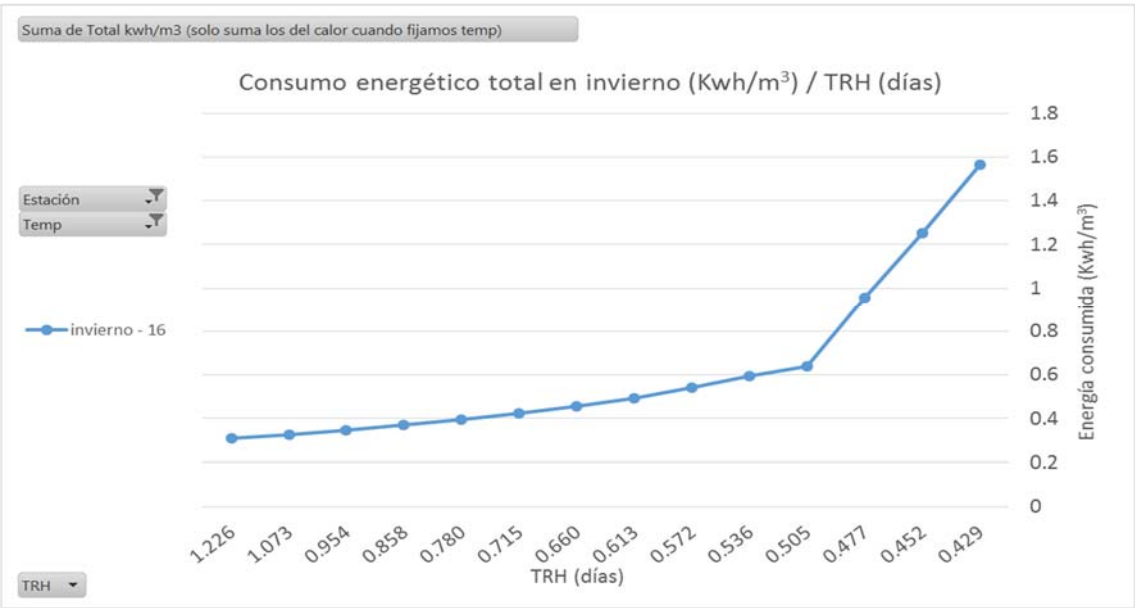


Gráfico 80. Consumo energético total (Kwh/m³) / TRH (días) para T de 16 °C en invierno

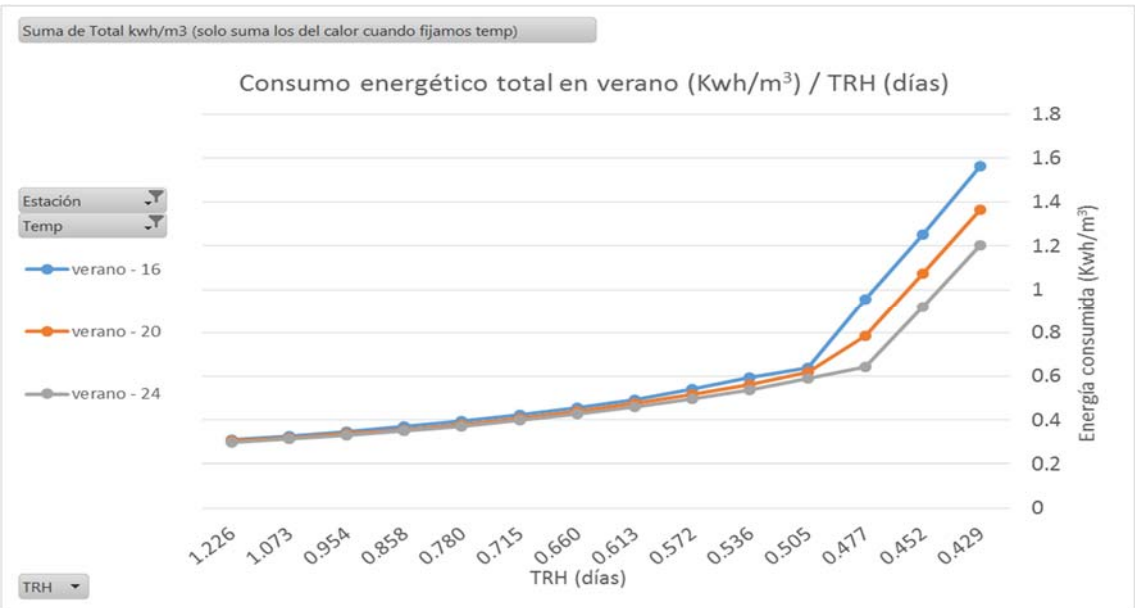


Gráfico 81. Consumo energético total (Kwh/m³) / TRH (días) para T de 16 a 24 °C en verano

Los gráficos 80 y 81 muestran que la tendencia es contraria a la observada anteriormente en los gráficos 78 y 79, al no tener en cuenta el consumo eléctrico derivado de calentar el efluente y el reactor, el consumo por metro cubico de agua tratada aumenta a medida que disminuye el TRH porque el aumento de los sólidos suspendidos hace necesaria una mayor recirculación de gas. Incluso antes de llegar a los límites de operación, a partir de los cuales aumenta la DEG la tendencia es esa.

De todas maneras, como se aprecia en los gráficos anteriores, este efecto tiene poca importancia en el momento en el que es necesario calentar el agua y el reactor, ya que los consumos de energía por esta causa son mucho mayores.

Por ultimo al calcular el consumo energético total teniendo en cuenta el efecto del aumento de caudal de agua tratada en un día, es decir en Kwh/día, los resultados son los siguientes.

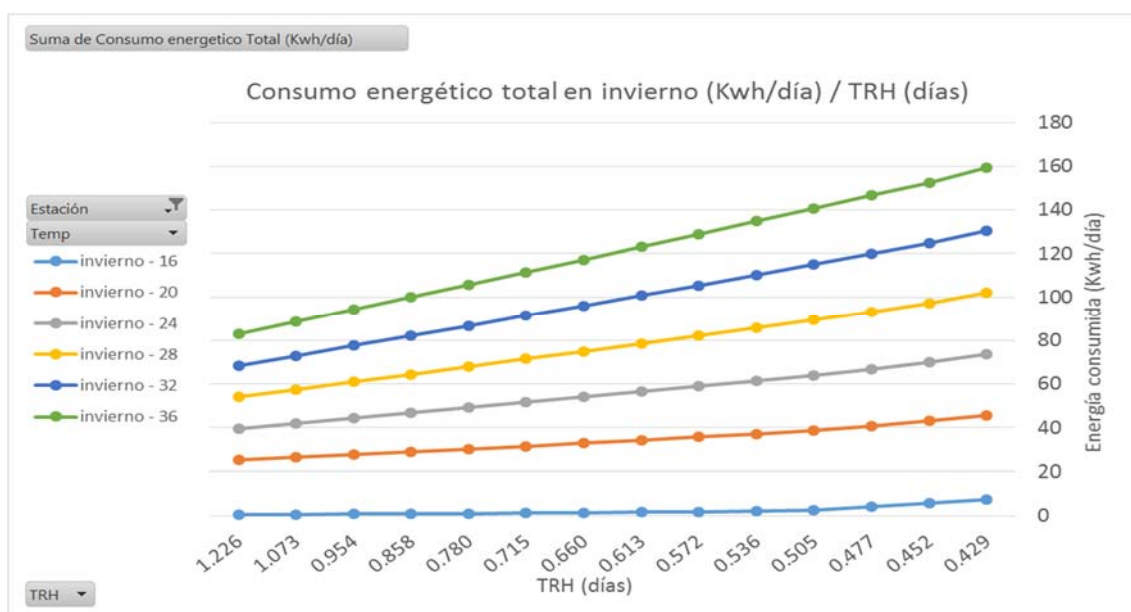


Gráfico 82. Consumo energético total (Kwh/d) / TRH (días) para T de 16 a 36 °C en invierno

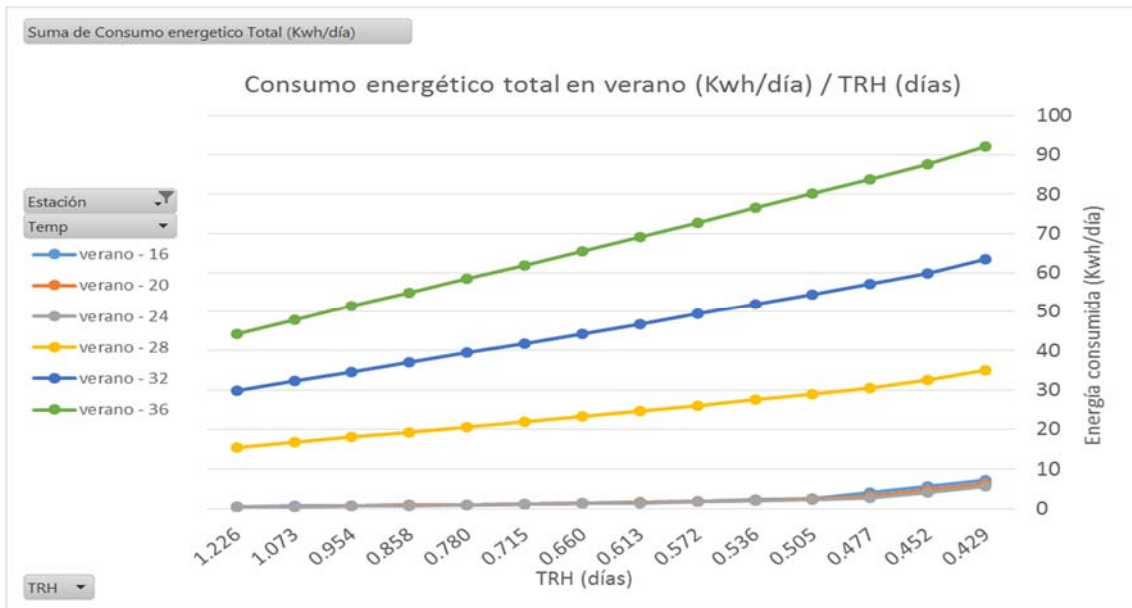


Gráfico 83. Consumo energético total (Kwh/d) / TRH (días) para T de 16 a 36 °C en verano

Se observa claramente en los gráficos 82 y 83 que el aumento del caudal tratado al día tiene mayor importancia que cualquier otro efecto en la variación de TRH, a medida que aumenta el caudal aumenta el consumo diario de manera casi lineal.

5.3.6. Superficie de respuesta del consumo energético

Para hallar los puntos óptimos de operación tanto en invierno como en verano se aplica a los datos anteriores la metodología estadística de la superficie de respuesta, igual que se ha hecho para la producción de biogás.

Las gráficas resultantes son las siguientes para invierno y verano respectivamente.

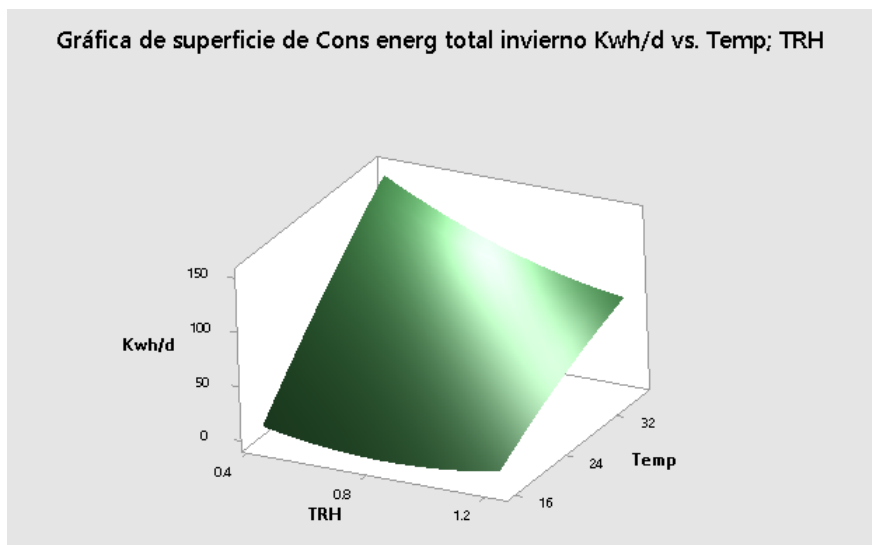


Figura 27. Superficie de respuesta para el consumo energético total en invierno según varían TRH y Temperatura

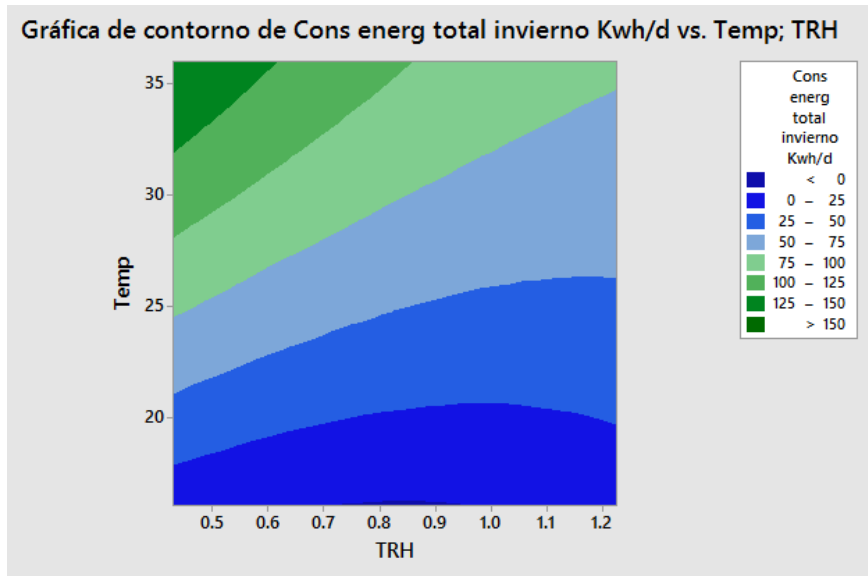


Figura 28 Gráfica de contorno para el consumo energético total en invierno según varían TRH y Temperatura

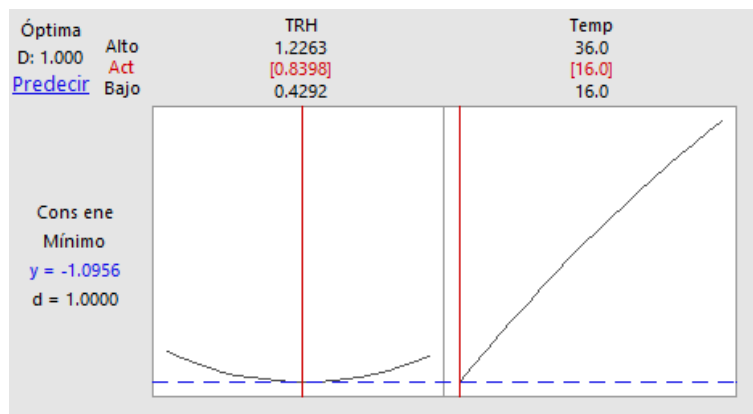


Figura 29. Punto óptimo de operación en invierno

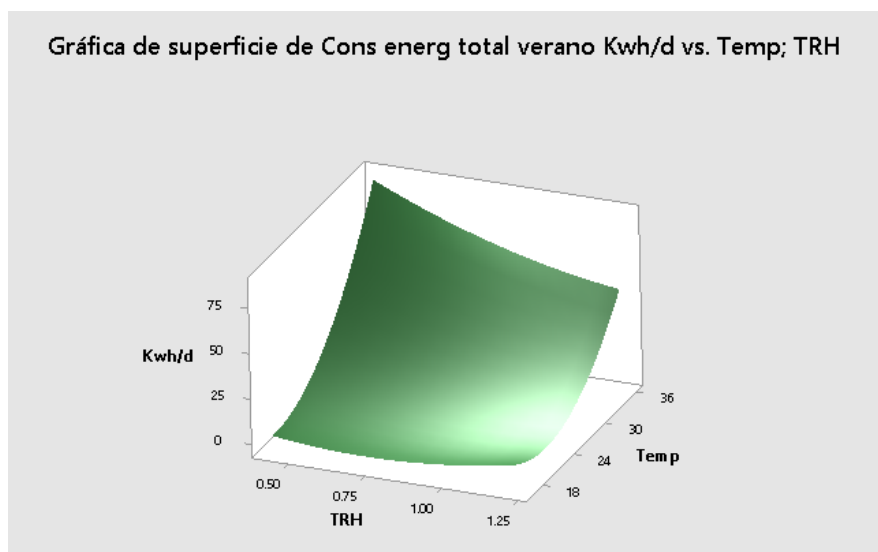


Figura 30 Superficie de respuesta para el consumo energético total en verano según varían TRH y Temperatura

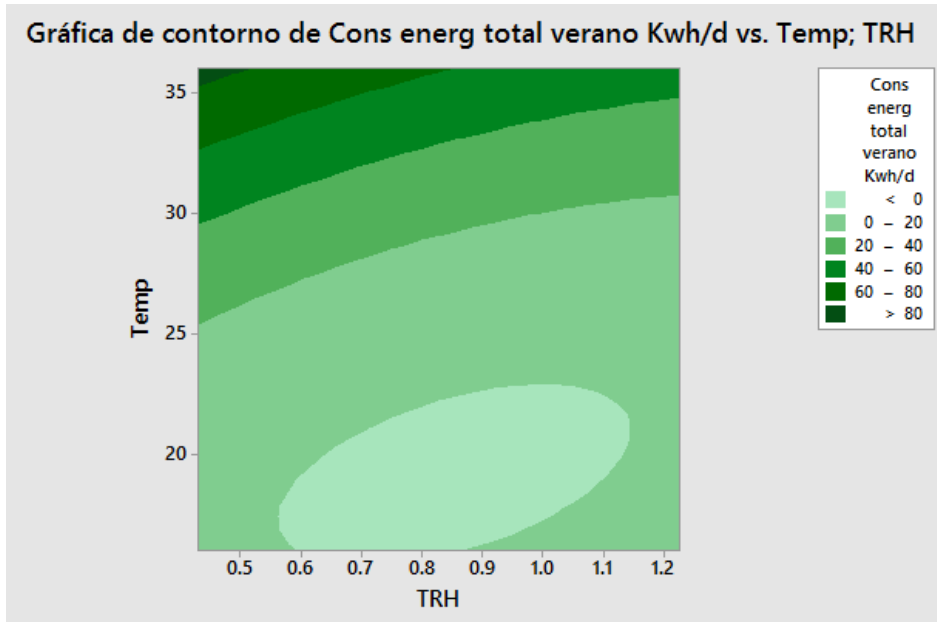


Figura 31. Gráfica de contorno para el consumo energético total en verano según varían TRH y Temperatura

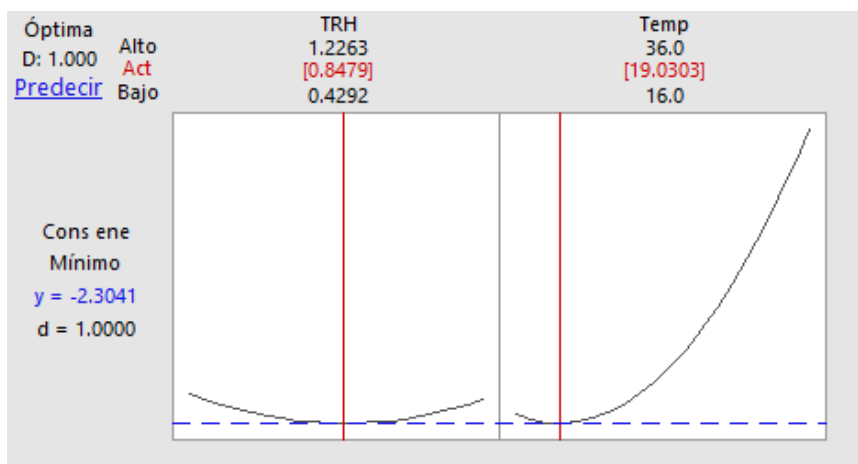


Figura 32. Punto óptimo de operación en verano

El óptimo de operación que se obtiene mediante la superficie de respuesta en cuanto al consumo energético en invierno se sitúa en un TRH de 0´8398 días y una temperatura de 16 °C, y para verano en un TRH de 0´8479 días y una temperatura de 19´03 °C.

Estos son los óptimos que se obtienen mediante el programa informático, pero hay que tener en cuenta que la necesidad de calentar el influente y mantener caliente el reactor a partir de ciertas temperaturas produce un aumento muy brusco del consumo energético. Esto afecta a las interpolaciones que realiza el programa haciendo que estos óptimos no sean del todo coherentes.

En el caso del óptimo para verano, en las gráficas individuales se observa como el consumo energético más bajo se produce para 24°C y sin embargo en la superficie de respuesta, este consumo mínimo se produce a 19°C aproximadamente.

Esto es debido a que a partir de esos 24°C se empieza a calentar, con lo cual el consumo aumenta muy bruscamente y el programa interpola un mínimo entre 20 y 24 °C porque tiende a suavizar la superficie de respuesta.

Esto no pasa con la superficie de respuesta para invierno ya que solo hay una temperatura para la cual no es necesario calentar el influente, que es 16°C, donde el programa sitúa el óptimo.

Sabiendo esto, la conclusión es que el óptimo de consumo energético para verano se encuentra a 24°C y no a 19°C como indica la superficie de respuesta, y que el consumo energético más bajo se produce siempre en la temperatura más alta a la que no es necesario calentar el agua y con el TRH más alto.

6. Conclusiones

A continuación se comentan las conclusiones extraídas de los datos expuestos anteriormente, tanto para las dos primeras series de simulaciones como para el cálculo del consumo energético de la planta SAnMBR.

6.1. Conclusiones variación Tº, TRC y FP

En primer lugar, como se ha comentado anteriormente, se observa en los gráficos 8, 9 y 10 un fenómeno que consiste en que la concentración de DQO soluble en el efluente se estabiliza a partir de un determinado valor de DQO total en el reactor. Además, el punto en el que las curvas se estabilizan cambia a medida que varían el factor de penetración y la temperatura, produciéndose a TRC más bajos a medida que el FP aumenta y, con concentraciones de DQO total más bajas a medida que lo hace la temperatura.

Como también se ha visto anteriormente, a medida que aumenta el FP aumentan los SST y la DQO total en el reactor. Así que es lógico que esta estabilización se produzca a un TRC menor cuanto mayor sea el FP ya que se alcanzará antes la concentración necesaria de DQO total.

En cuanto a la temperatura, esta afecta a los procesos biológicos positivamente y a la solubilidad de los gases negativamente, así que no es de extrañar que a mayor temperatura, la concentración necesaria de DQO total para que se produzca la estabilización sea menor.

Además de esto, como se observa en los gráficos 24, 25 y 26, en la composición del biogás producido se aprecia también una estabilización de los porcentajes de los componentes a partir de las mismas concentraciones de DQO total en el reactor para las cuales se estabiliza el DQO soluble del efluente.

Dichas concentraciones se sitúan entre los 17000 y los 21000 mg DQO/l para temperaturas entre los 36 y los 20 °C respectivamente.

Concretamente el efecto que se observa en la composición del biogás es que, se produce en dicho punto un máximo de porcentaje de hidrogeno, que coincide con el mínimo en DQO soluble en el efluente.

La conclusión a la que se ha llegado es que esto es debido a que en las cinéticas de los procesos de Fermentación de la materia fermentable y Oxidación anaerobia del ácido propiónico (procesos 34 y 35 respectivamente en el BNRM2), se produce una inhibición por uno de los productos de dichos procesos, concretamente el hidrogeno. Así pues dichos procesos se producen rápidamente hasta llegar al valor máximo de H₂, a partir del cual empiezan a inhibirse, y se estabilizan. Esta estabilización se produce tanto en el hidrogeno que se produce como en la materia orgánica consumida por dichos procesos. También el metano producido, cuya fracción disuelta es tenida en cuenta por el programa informático DESASS para el cálculo de la DQO soluble en el efluente.

Las ecuaciones cinéticas de los procesos anteriores en el modelo BNRM2 empleado por el programa informático DESASS son las siguientes:

$$\mu_{ACID} \cdot I_{O_2} \cdot I_{NO_3} \cdot M_{NH_4} \cdot M_{PO_4} \cdot \frac{S_F}{K_F + S_F} \cdot \frac{K_A}{K_A + S_A} \cdot \frac{K_{H_2}}{K_{H_2} + S_{H_2}} \cdot \frac{K_{H_2S}}{K_{H_2S} + S_{H_2S}} \cdot I_{PH} \cdot X_{ACID} \quad (32)$$

$$\mu_{pro} \cdot I_{O_2} \cdot I_{NO_3} \cdot M_{NH_4} \cdot M_{PO_4} \cdot \frac{S_{PRO}}{K_{PRO} + S_{PRO}} \cdot \frac{K_A}{K_A + S_A} \cdot \frac{K_{H_2}}{K_{H_2} + S_{H_2}} \cdot \frac{K_{H_2S}}{K_{H_2S} + S_{H_2S}} \cdot I_{PH} \cdot X_{PRO} \quad (33)$$

En ellas se observa el termino de inhibición no competitiva del hidrogeno el cual produce el efecto comentado.

Debido a todo lo anterior, será recomendable operar el reactor a una concentración de DQO total superior a los 21000 mgDQO/l ya que a concentraciones menores, dependiendo de la temperatura en el reactor, puede producirse variaciones importantes en la composición del biogás y en la eliminación de materia orgánica del efluente, debido a que los procesos comentados anteriormente no serían estables.

Otros puntos a destacar de esta serie de simulaciones son que la eliminación de materia orgánica se mantiene constante a medida que aumenta el TRC, mejora a medida que aumenta la temperatura, y empeora a medida que aumenta el FP, ya que este aporta más carga orgánica a la mezcla. En cuanto a la producción de biogás, esta aumenta tanto con el TRC y la temperatura como con el FP.

Por tanto, siendo el objetivo de esta primera serie de simulaciones comprobar si esta tecnología sería capaz de tratar este tipo de mezcla de manera eficiente, a diferentes concentraciones y con diferentes temperaturas, al no producirse ninguna variación desmesurada en el rendimiento de la planta a medida que se varían estos tres factores, se concluye que sí que sería capaz.

6.2. Conclusiones variación Tº y TRH

En cuanto a la segunda serie de simulaciones, esta tiene por objetivo encontrar un óptimo de operación en cuanto a producción y composición del biogás.

Hay dos factores a tener en cuenta en cuanto a la producción de biogás.

En primer lugar el caudal producido, el cual aumenta a medida que disminuye el TRH ya que una disminución de este, con un volumen de reactor fijado, implica un aumento del caudal de tratamiento, y a mayor caudal tratado mayor caudal de biogás producido. Además cabe destacar que la temperatura también influye en dicho caudal de biogás producido, aumentando este a medida que la temperatura aumenta.

Y en segundo lugar el porcentaje de metano en el biogás, en cuyo caso la variación de TRH no tiene ningún efecto ya que la composición del biogás producido no varía en absoluto a medida

que este disminuye o aumenta. Sin embargo, como se puede apreciar en la gráfica número 42, un aumento de la temperatura produce una disminución del porcentaje de metano, y unos aumentos del porcentaje de hidrogeno y dióxido de carbono.

Al aplicar la metodología estadística de la superficie de respuesta tanto al caudal como a la composición del biogás, buscando los puntos de máxima producción y máximo porcentaje de CH₄, es de esperar que el punto de máxima producción sea con el TRH menor. Es decir, con el mayor caudal de tratamiento, TRH 0'34 días, y en cuanto a la Temperatura, el óptimo entre el aumento del caudal que se produce a aumentar esta, y la disminución del porcentaje de CH₄, se encuentra a una temperatura de 23.5 °C, con un caudal de metano de 317.61 l/d y un porcentaje de metano en el biogás producido del 67'75%.

De todas maneras, observando la gráfica número 37, donde la variación del caudal total de metano según disminuye el TRH y para diferentes temperaturas, se aprecia que el efecto del aumento de la producción total de biogás es mayor que el de la disminución del porcentaje de metano a medida que aumenta la temperatura. Por esto se puede ver como el caudal total de CH₄ va en aumento tanto a medida que disminuye el TRH como a medida que aumenta la temperatura.

La conclusión que se obtiene es que el aumento del caudal de metano producido por la temperatura, al aumentar la cantidad total de biogás generado, compensa más que de sobra la reducción del porcentaje de metano en el biogás que ese mismo aumento de la temperatura produce.

6.3. Conclusiones consumo energético

Finalmente, mediante el cálculo del consumo energético se descubre el límite mecánico de operación de la planta, y se comprueba si el aumento de la cantidad de biogás producido por el aumento de la temperatura, compensa el sobrecoste de tener que calentar el proceso.

En cuanto al límite mecánico de operación, se llega a él como se ha explicado anteriormente, cuándo el gas que es necesario recircular a las membranas para evitar trabajar por encima del flujo crítico es superior a una demanda específica de gas de 0'1 Nm³·h⁻¹·m⁻². En las gráficas 43 y 44 se observa como cualquier variación de este valor implica un aumento del consumo energético y, por tanto, se demuestra que se trata del valor óptimo.

Por tanto, la conclusión que se extrae de esto es que operar por encima de este límite mecánico implicará un aumento considerable del consumo energético y una pérdida de eficiencia. Por tanto no es recomendable operar por encima de una concentración de Sólidos Suspendidos Totales en el reactor mayor a aproximadamente 29000 mg Xtss/l.

En lo referido al consumo, en primer lugar, en el consumo mecánico, los elementos con una importancia mayor, es decir, los que más gasto energético producen, son la soplante de recirculación de gas en el tanque de membranas y la bomba de impulsión a ese mismo tanque (gráfico 45).

Además la temperatura solo afecta a los elementos en los cuales es importante la concentración de SST, es decir, la bomba de permeado, las soplantes y el deshidratador mecánico de fangos.

Con todo, los resultados en cuanto al consumo mecánico total indican, como se observa en los gráficos número 54 y 55, que a mayor caudal tratado, mayor consumo energético tanto por m³ de agua tratada como por día y, que la influencia de la temperatura es muy baja en comparación con el aumento de caudal.

En segundo lugar, en cuanto al consumo calorífico, los dos procesos que producen mayor consumo son el hecho de calentar el influente y mantener la temperatura del reactor si esta está fijada por encima de la temperatura ambiente.

Evidentemente, a mayor diferencia entre la temperatura fijada y la del agua, más energía es necesaria para calentar el influente y mantener el reactor. Pero además, cuanto menor es el TRH, se produce un menor consumo energético para mantener el reactor caliente ya que el agua no pasa tiempo suficiente en este como para enfriarse. Debido a esto, en los casos en los que la temperatura está fijada por encima de la ambiente, a medida que disminuye el TRH, disminuye el consumo energético.

El consumo energético cuando hay que fijar la temperatura en el reactor es siempre muy superior a cuando no hay que fijarla, y el aumento de la energía obtenida del biogás debido al mayor caudal de este a temperaturas más altas, no es suficientemente importante como para compensar este aumento del consumo.

Mediante la aplicación de la metodología estadística de la superficie de respuesta, se halla un óptimo de operación en cuanto a consumo energético, que se sitúa, a diferencia del óptimo en cuanto a producción de biogás, en invierno en un TRH de 0'8398 días y una temperatura de 16 °C, y en verano en un TRH de 0'8479 días y una temperatura de 19'03 °C.

Dichos óptimos no son coherentes ya que tener que calentar el influente y mantener caliente el reactor a partir de unas determinadas temperaturas, tanto en invierno como en verano, produce un aumento muy brusco del consumo energético a partir de dichas temperaturas.

Eso hace que el programa informático tienda a suavizar la superficie de respuesta y las interpolaciones produzcan óptimos que no se corresponden con lo obtenido en las gráficas individuales. Por ejemplo la temperatura óptima en verano, que es de 19 °C según la superficie de respuesta y de 24 °C según los gráficos obtenidos anteriormente.

Observando bien los resultados obtenidos, se concluye que los puntos óptimos de operación en cuanto al consumo energético, se producen a la temperatura más alta a la que no es necesario calentar el agua y al TRH más elevado.

Por tanto, la conclusión final es que a TRH muy bajos, el elevado caudal produce una concentración de SST en el reactor que hace que sea muy costoso energéticamente emplear la tecnología de membranas y, que en ningún caso el aumento de la producción de biogás, compensa el coste energético de aumentar la temperatura.

7. Bibliografía

- BARAT, R; SERRALTA, J; RUANO, M. V; JIMÉNEZ, E; RIBES, J; SECO, A; FERRER, J; 2012. *Biological Nutrient Removal Model Nº 2 (BNRM2): A general model for Wastewater Treatment Plants*. Water Sci. Technol. 67, 2013, p. 1481-1489.
- CUESTA MUÑOZ, C A. *Método de la Superficie de Respuesta, gran alternativa para incrementar la productividad de sus procesos*. Centro de ingeniería de la Calidad. Cali, Colombia.
- FERRER POLO, J; SECO TORRECILLAS, A. *Tratamientos biológicos de aguas residuales*. Departamento de ingeniería hidráulica y medio ambiente. Valencia: Editorial UPV, 2007, p. 111-122.
- FERRER, J; SECO, A; SERRALTA, J; RIBES, J; MANGA, J; ASENSI, E; MORENILLA, JJ; LLAVADOR, F; 2008. *DESASS: A software tool for designing, simulating and optimising WWTPs*. Environ. Modell. Softw. 23, p. 19-26.
- GIMÉNEZ, J.B; ROBLES, A; CARRETERO, L; DURÁN, F; RUANO, M.V; GATTIB, M.N; RIBES, J; FERRER, J; SECO,A; 2011. *Experimental study of the anaerobic urban wastewater treatment in a submerged hollow-fibre membrane bioreactor at semi-industrial scale*. Bioresource Technol. 102, p. 8799-8806.
- JIMENEZ DOUGLAS, EMÉRITA; 2010. Modelación matemática del proceso de nitrificación en dos etapas. Desarrollo de metodologías de calibración del modelo para un reactor SHARON y un proceso de fangos activados.
- MOÑINOS AMORÓS, PATRICIA; 2014. Estudio experimental del tratamiento anaerobio con separación por membranas de las aguas negras y grises de alta carga y la fracción orgánica de los residuos sólidos urbanos: caracterización de la fracción orgánica de los residuos sólidos urbanos y experimentación en planta piloto.
- MORENO, J; MORAL, R; GARCÍA-MORALES, J.L. et al. *De Residuo a Recurso, El camino hacia la sostenibilidad Vol 2: Aspectos biológicos de la digestión anaerobia*. Red Española de Compostaje. Ediciones Paraninfo, 2015.
- PRETEL, R; ROBLES, A; RUANO, M.V; SECO, A; FERRER, J; 2014. *Environmental impact of submerged anaerobic MBR (SAnMBR) technology used to treat urban wastewater at different temperatures*. Instituto Universitario de Investigación de Ingeniería Hidráulica y Medio Ambiente (IIAMA). Universidad Politécnica de Valencia.

- ROBLES, A; RUANO, M.V; GARCÍA-USACH, F; FERRER, J; 2012. *Sub-critical filtration conditions of comercial hollow-fibre membranes in a submerged anaerobic MBR (HF-SAnMBR) system: The effects of gas sparging intensity*. *Bioresource Technol.* 114, p. 247-254.

8. Tablas de contenido

8.1. Tablas

| | |
|---|-----|
| Tabla 1: Caracterización AR y FORSU | 26 |
| Tabla 2: Calibración modelo..... | 29 |
| Tabla 3: Variación caudales y TRH..... | 34 |
| Tabla 4: datos experimentales consumo deshidratador | 128 |

8.2. Figuras

| | |
|--|----|
| Figura 1. Costes medios de explotación de una depuradora biológica (Fuente www.Miliarium.com) | 1 |
| Figura 2. Esquema simplificado de las distintas fases de los procesos anaerobios | 5 |
| Figura 3. Ejemplo de hidrólisis de lípidos..... | 5 |
| Figura 4. Evolución de la máxima velocidad específica de eliminación del sustrato con la temperatura en tratamientos anaerobios (Ferrer Polo, J. et al. 2007)..... | 8 |
| Figura 5. Digestor mono-etapa (Ferrer Polo, J. et al. 2007)..... | 9 |
| Figura 6. Proceso de contacto (Ferrer Polo, J. et al. 2007) | 10 |
| Figura 7. Sistema en dos etapas (Ferrer Polo, J. et al. 2007) | 11 |
| Figura 8. Matriz estequiometría del modelo matemático de digestión anaerobia..... | 13 |
| Figura 9. Clasificación de membranas y el tipo de filtración que llevan a cabo según su diámetro de poro | 17 |
| Figura 10. Módulo tubular | 18 |
| Figura 11. Módulo de placa plana..... | 18 |
| Figura 12. Módulo de fibra hueca | 19 |
| Figura 13. Esquema membranas sumergidas | 20 |
| Figura 14. Esquema membranas exteriores..... | 20 |

| | |
|---|-----|
| Figura 15. Fouling en filtración transversal y tangencial | 21 |
| Figura 16. Filtración..... | 22 |
| Figura 17. Contralavado | 22 |
| Figura 18. Variación del fouling con el tiempo | 23 |
| Figura 19. Planta piloto de El Carraixet (fuente Gimenez et al.)..... | 25 |
| Figura 20: Modelo SAnMBR en DESASS | 28 |
| Figura 21: DCC para 2 y 3 factores respectivamente | 43 |
| Figura 22. Superficie de respuesta para el caudal de CH ₄ según varían TRH y Temperatura. 68 | |
| Figura 23. Gráfica de contorno para Caudal de CH ₄ según varían TRH y Temperatura..... | 69 |
| Figura 24. Superficie de respuesta para el Porcentaje de CH ₄ según varían TRH y Temperatura | 69 |
| Figura 25. Gráfica de contorno para porcentaje de CH ₄ según varían TRH y Temperatura .. | 70 |
| Figura 26. Grafica de optimización del caudal de CH ₄ y el porcentaje que este supone del biogás total..... | 71 |
| Figura 27. Superficie de respuesta para el consumo energético total en invierno según varían TRH y Temperatura | 100 |
| Figura 28 Gráfica de contorno para el consumo energético total en invierno según varían TRH y Temperatura..... | 101 |
| Figura 29. Punto óptimo de operación en invierno | 101 |
| Figura 30 Superficie de respuesta para el consumo energético total en verano según varían TRH y Temperatura | 101 |
| Figura 31. Gráfica de contorno para el consumo energético total en verano según varían TRH y Temperatura..... | 102 |
| Figura 32. Punto óptimo de operación en verano | 102 |
| Figura 33. Variación del flujo critico ($J_{cw,20}$, LMH) según varia la Demanda especifica de gas ($N\ m^3\ h^{-1}\ m^{-2}$) para unas concentraciones de 23 y 28 g/l de MLTS..... | 126 |

Figura 34 Variación del flujo critico ($J_{cw,20}$, LMH) según varia la concentración de SST (MLTS, g/l) para una DEG de $0'1 \text{ N m}^3 \text{ h}^{-1} \text{ m}^{-2}$ 126

Figura 35. Variación de la DEG ($\text{N m}^3 \text{ h}^{-1} \text{ m}^{-2}$), según varia la concentración de SST (g/l) para un flujo crítico determinado..... 128

Figura 36: Consumo energético deshidratador 129

8.3. Gráficos

Gráfico 1. Variación lineal de la biodegradabilidad 31

Gráfico 2. DQO sol efluente (mg DQO/l) / TRC (días) / FP (%) para T 20, 24, 28, 32 y 36 °C... 45

Gráfico 3. SST (mg/l) / FP (%) para T 28 °C y TRC 40, 50, 60 y 70 días..... 46

Gráfico 4. SSV (mg/l) / FP (%) para T 28 °C y TRC 40, 50, 60 y 70 días 46

Gráfico 5. DQO total (mgDQO/l) / FP (%) para T 28 °C y TRC 40, 50, 60 y 70 días 46

Gráfico 6. DQO total (mgDQO/l) / TRC (días) / FP (%)para T 20, 24, 28, 32,y 36 °C..... 47

Gráfico 7. DQO sol (mgDQO/l) y CH4 disuelto (mg/l) / TRC (días) / FP (%)para T 20, 24, 28, 32,y 36 °C 48

Gráfico 8. DQO sol efluente(mg DQO/l) / TRC (días) para T 20 a 36 °C y FP 40% 48

Gráfico 9. DQO sol efluente (mg DQO/l) / TRC (días) para T 20 a 36 °C y FP 60%..... 49

Gráfico 10. DQO sol efluente (mg DQO/l) / TRC (días) para T 20 a 36 °C y FP 80% 49

Gráfico 11. DQO total (mg DQO/l) / TRC (días) para T 20 a 36 °C y FP 40%..... 50

Gráfico 12. DQO total (mg DQO/l) / TRC (días) para T 20 a 36 °C y FP 60%..... 50

Gráfico 13. DQO total (mg DQO/l) / TRC (días) para T 20 a 36 °C y FP 80%..... 51

Gráfico 14. Snh_4 efluente (mg N/l) / TRC (días) / FP(%) para T 20, 24, 28, 32 y 36 °C..... 52

Gráfico 15. Spo_4 efluente (mg P/l) / TRC (días) / FP(%) para T 20, 24, 28, 32 y 36 °C 53

Gráfico 16. Caudal de Biogás (l/d) / TRC (días) / FP (%) para T de 20 a 36°C 53

Gráfico 17. Caudal de biogás (l/d) / FP (%) para T 28°C y TRC 40, 50, 60 y 70 (días) 54

| | |
|---|----|
| Gráfico 18. Caudal de biogás (l/d) / Temperatura (°C) para T 28°C y TRC 40, 45, 50, 55, 60, 65 y 70 (días) | 54 |
| Gráfico 19. Caudal de CH ₄ (l/d) / TRC (días) / FP (%) para T de 20 a 36°C | 55 |
| Gráfico 20. %CH ₄ (%) / TRC (días) para T 28 °C y FP de 40 a 80% | 55 |
| Gráfico 21. %CH ₄ (%) / TRC (días) para T de 20 a 36°C y FP 40% | 56 |
| Gráfico 22. %CH ₄ (%) / TRC (días) / FP (%) para T de 20 a 36°C | 56 |
| Gráfico 23. %CH ₄ y %H ₂ (%) / TRC (días) / FP (%) para T de 20 a 36°C | 57 |
| Gráfico 24. %CH ₄ , %H ₂ , Caudal de biogás (l/d) y caudal de CH ₄ (l/d) para T 28 °C y FP 40% | 58 |
| Gráfico 25. %CH ₄ , %H ₂ , Caudal de biogás (l/d) y caudal de CH ₄ (l/d) para T 28 °C y FP 60% | 58 |
| Gráfico 26. %CH ₄ , %H ₂ , Caudal de biogás (l/d) y caudal de CH ₄ (l/d) para T 28 °C y FP 80% | 58 |
| Gráfico 27. %CO ₂ (%) / TRC (días) / FP (%) para T de 20 a 36°C | 59 |
| Gráfico 28. DQO sol efluente (mgDQO/l) / TRH (días) para T entre 16 y 36 °C | 60 |
| Gráfico 29. DQO sol efluente (mgDQO/l) / Temperatura (°C) para TRH de 0.858 a 0.343 (días) | 60 |
| Gráfico 30. DQO total (mgDQO/l) / TRH (días) para T entre 16 y 36 °C | 61 |
| Gráfico 31. Snh ₄ efluente (mgN/l) / TRH (días) para T de 16 a 36 °C | 62 |
| Gráfico 32. Snh ₄ efluente (mgN/l) / Temperatura (°C) para TRH de 0´858 a 0´343 días | 62 |
| Gráfico 33. Spo ₄ efluente (mgP/l) / TRH (días) para T de 16 a 36 °C | 62 |
| Gráfico 34. Spo ₄ efluente (mg P/l) / Temperatura (°C) para TRH de 0´858 a 0´343 días | 63 |
| Gráfico 35. Caudal de biogás (l/d) / TRH (días) para T de 16 a 36 °C | 64 |
| Gráfico 36. Caudal biogás (l/d) / Temperatura (°C) para TRH de 1´226 a 0´343 días | 64 |
| Gráfico 37. Caudal CH ₄ (l/d) / TRH (días) para T de 16 a 36 °C | 65 |
| Gráfico 38. Caudal CH ₄ (l/d) / Temperatura (°C) para TRH de 1´226 a 0´343 días | 65 |
| Gráfico 39. %CH ₄ (%) / TRH (días) para T de 16 a 36 °C | 66 |
| Gráfico 40. %H ₂ (%) / TRH (días) para T de 16 a 36 °C | 66 |

| | |
|--|----|
| Gráfico 41. %CO ₂ (%) / TRH (días) para T de 16 a 36 °C | 67 |
| Gráfico 42. %CO ₂ , CH ₄ y H ₂ (%) / Temperatura (°C) para TRG 0´858 días..... | 67 |
| Gráfico 43. Diferencia entre consumos energéticos para diferentes DEG, para un TRH de 0´452 días, y una T 28°C en Verano | 73 |
| Gráfico 44. Diferencia entre consumos energéticos para diferentes DEG, para un TRH de 0´452 días, y una T 28°C en invierno..... | 73 |
| Gráfico 45. Consumo energético de los diferentes elementos mecánicos de la planta piloto (kwh/m ³), para TRH 0´858 días y T 28°C..... | 75 |
| Gráfico 46. Consumo de la soplante de recirculación de gas en el reactor (Kwh/m ³) / TRH (días) para T de 16 a 36 °C | 76 |
| Gráfico 47. Consumo de la soplante de recirculación de gas en el tanque de membranas (Kwh/m ³) / TRH (días) para T de 16 a 36 °C | 76 |
| Gráfico 48. Consumo de la bomba de impulsión del reactor anaerobio (Kwh/m ³) / TRH (días) para T de 16 a 36 ° | 77 |
| Gráfico 49. Consumo de la bomba de impulsión del tanque de membranas (Kwh/m ³) / TRH (días) para T de 16 a 36 °..... | 78 |
| Gráfico 50. Consumo de la bomba de recirculación (Kwh/m ³) / TRH (días) para T de 16 a 36 ° | 78 |
| Gráfico 51. Consumo de la bomba de permeado (Kwh/m ³) / TRH (días) para T de 16 a 36 ° | 79 |
| Gráfico 52. Consumo del tamiz rotativo (Kwh/m ³) / TRH (días) para T de 16 a 36 °..... | 80 |
| Gráfico 53. Consumo de la deshidratación mecánica de fangos (Kwh/m ³) / TRH (días) para T de 16 a 36 ° | 80 |
| Gráfico 54. Consumo mecánico total (Kwh/m ³) / TRH (días) para T de 16 a 36 ° | 81 |
| Gráfico 55. Consumo mecánico total (Kwh/día) / TRH (días) para T de 16 a 36 °..... | 82 |
| Gráfico 56. Consumo calorífico de los diferentes procesos (Kj/m ³) / TRH (días) para una T fijada en 28°C en invierno..... | 83 |

| | |
|--|----|
| Gráfico 57. Consumo calorífico de los diferentes procesos (Kj/m ³) / TRH (días) para una T fijada en 28°C en verano..... | 83 |
| Gráfico 58. Calor necesario para calentar en influente (Kj/m ³) / TRH (días) para T de 16 a 36 °C en invierno..... | 84 |
| Gráfico 59. Calor necesario para calentar en influente (Kj/m ³) / TRH (días) para T de 16 a 36 °C en verano..... | 85 |
| Gráfico 60. Calor necesario para calentar en influente (Kj/m ³) / Temperatura (°C) para TRH 0´858 días en invierno | 86 |
| Gráfico 61. Calor necesario para mantener la temperatura fijada en el reactor (Kj/m ³) / TRH (días) para T de 16 a 36 °C en invierno | 86 |
| Gráfico 62. Calor necesario para mantener la temperatura fijada en el reactor (Kj/m ³) / TRH (días) para T de 16 a 36 °C en verano | 87 |
| Gráfico 63 Calor necesario para mantener la temperatura fijada en el reactor (Kj/m ³) / Temperatura (°C) para TRH 0´858 días en invierno | 88 |
| Gráfico 64. Calor consumido por los procesos biológicos (Kj/m ³) / TRH (días) para T de 16 a 36 °C en invierno..... | 88 |
| Gráfico 65. Calor consumido por los procesos biológicos (Kj/m ³) / Temperatura (°C) para TRH 0´858 días en invierno | 89 |
| Gráfico 66. Calor generado por la descompresión del biogás recirculado (Kj/m ³) / TRH (días) para T de 16 a 36 °C en invierno | 90 |
| Gráfico 67. Calor generado por la descompresión del biogás recirculado (Kj/m ³) / Temperatura (°C) para TRH 0´858 días en invierno | 91 |
| Gráfico 68. Calor consumido total (Kj/m ³) / TRH (días) para T de 16 a 36 °C en invierno | 91 |
| Gráfico 69 Calor consumido total (Kj/m ³) / TRH (días) para T de 16 a 36 °C en verano | 92 |
| Gráfico 70. Calor consumido total (Kj/d) / TRH (días) para T de 16 a 36 °C en invierno..... | 93 |
| Gráfico 71. Calor consumido total (Kj/d) / TRH (días) para T de 16 a 36 °C en verano..... | 93 |
| Gráfico 72. Calor obtenido de la reutilización del biogás (Kj/m ³) / TRH (días) para T de 16 a 36 °C en invierno..... | 94 |

| | |
|---|-----|
| Gráfico 73. Energía obtenida de la reutilización del biogás (Kwh/m ³) / TRH (días) para T de 16 a 36 °C en invierno | 94 |
| Gráfico 74. Calor obtenido de la reutilización del biogás (Kj/d) / TRH (días) para T de 16 a 36 °C en invierno..... | 95 |
| Gráfico 75. Energía obtenida de la reutilización del biogás (Kwh/d) / TRH (días) para T de 16 a 36 °C en invierno..... | 95 |
| Gráfico 76. Comparación entre el calor consumido para mantener el proceso a 28 °C en invierno y el calor recuperado del biogás producido (Kj/d) para TRH 0´858 días | 96 |
| Gráfico 77 Comparación entre el consumo mecánico de la planta y la energía recuperada del biogás producido (Kwh/d) para TRH 0´858 días y T 28°C en invierno..... | 96 |
| Gráfico 78. Consumo energético total (Kwh/m ³) / TRH (días) para T de 16 a 36 °C en invierno | 97 |
| Gráfico 79. Consumo energético total (Kwh/m ³) / TRH (días) para T de 16 a 36 °C en verano | 97 |
| Gráfico 80. Consumo energético total (Kwh/m ³) / TRH (días) para T de 16 °C en invierno.... | 98 |
| Gráfico 81. Consumo energético total (Kwh/m ³) / TRH (días) para T de 16 a 24 °C en verano | 98 |
| Gráfico 82. Consumo energético total (Kwh/d) / TRH (días) para T de 16 a 36 °C en invierno | 99 |
| Gráfico 83. Consumo energético total (Kwh/d) / TRH (días) para T de 16 a 36 °C en verano | 100 |

ANEJO Nº1: CALCULOS COMPLEMENTARIOS

1. Introducción

Algunos términos de las ecuaciones empleadas para el cálculo del consumo energético, requieren de otras ecuaciones para obtenerse, como por ejemplo la presión de salida de las soplantes de recirculación, o los factores de fricción de las tuberías del sistema.

Además, para algunos valores se tendrá en cuenta una variación a lo largo de las simulaciones que no realiza el programa informático, ya que este no se emplea para el cálculo del consumo energético, sino solo para la producción de biogás

En este anejo se describen los cálculos complementarios llevados a cabo para completar las ecuaciones empleadas para el cálculo del consumo energético, además de explicarse las variaciones que se han tenido en cuenta con respecto al modelo en DESASS.

2. Cálculos complementarios

En este apartado se expondrán los valores necesarios para completar las ecuaciones empleadas para el cálculo del consumo energético, que requieren de otras ecuaciones para su obtención, así como aquellas constantes obtenidas mediante bibliografía.

2.1. Densidad del fango

Para la densidad del fango, en principio se operó empleando la densidad del agua, de 1000 Kg/m³, pero al tratarse de una mezcla entre ARU y FORSU triturado, se optó por calcular una densidad más acorde a la realidad, empleando la siguiente formula:

$$\rho_{fango} \left(\frac{Kg}{m^3} \right) = \rho_{ARU} \cdot \frac{\%ARU}{100} + \rho_{FORSU} \cdot \frac{\%FORSU}{100} \quad (1)$$

Donde ρ_{ARU} (1000 Kg/m³) es la densidad del agua residual urbana, ρ_{FORSU} (1500 Kg/m³) es la densidad de la fracción orgánica del residuo urbano triturado, y %ARU y %FORSU son los porcentajes de agua residual urbana y FORSU que contiene la mezcla respectivamente.

Además del hecho de tratarse de una mezcla, también influyo en la decisión de emplear dicha formula el hecho de que para variar el factor de penetración, se varia el porcentaje de FORSU

en la mezcla, y por tanto se dará una variación de la densidad que puede ser significativa a la hora del consumo energético, al hacer trabajar más las bombas, y aumentar la presión de la columna de agua en el reactor.

2.2. Densidad del biogás

En cuanto a la densidad del biogás, al variar la composición de este dependiendo de las condiciones de operación, se emplea la misma fórmula que para la densidad del fango pero teniendo en cuenta todos los componentes del biogás:

$$\rho_{bg} \left(\frac{Kg}{m^3} \right) = \rho_N \cdot \frac{\%N}{100} + \rho_H \cdot \frac{\%H}{100} + \rho_{CH_4} \cdot \frac{\%CH_4}{100} + \rho_{CO_2} \cdot \frac{\%CO_2}{100} + \rho_O \cdot \frac{\%O}{100} + \rho_{NH_3} \cdot \frac{\%NH_3}{100} + \rho_{H_2S} \cdot \frac{\%H_2S}{100} \quad (2)$$

Donde ρ_N (1,2506 Kg/m³) es la densidad del nitrógeno gas, ρ_H (0.0899 Kg/m³) es la densidad del hidrogeno gas, ρ_{CH_4} (0,66 Kg/m³) es la densidad del metano, ρ_{CO_2} (1.842 Kg/m³) es la densidad del dióxido de carbono, ρ_O (1,429 Kg/m³) es la densidad del oxígeno, ρ_{NH_3} (0.73 Kg/m³) es la densidad del NH₃, ρ_{H_2S} (1.36 Kg/m³) es la densidad del H₂S, y %N, %H, %CH₄, %CO₂, %O, %NH₃ y %H₂S son sus respectivos porcentajes en el biogás final.

2.3. Coeficiente Adiabático

El coeficiente de dilatación adiabática, también conocido como factor de expansión isentropica o razón de calor específico, es la razón entre la capacidad calorífica a presión constante (Cp) y la capacidad calorífica a volumen constante (Cv).

Para hallar el coeficiente del biogás obtenido, empleamos una fórmula similar a la empleada para hallar la densidad, es decir, un balance teniendo en cuenta los porcentajes de cada componente del biogás, y su coeficiente adiabático.

$$\alpha_{bg} = \alpha_N \cdot \frac{\%N}{100} + \alpha_H \cdot \frac{\%H}{100} + \alpha_{CH_4} \cdot \frac{\%CH_4}{100} + \alpha_{CO_2} \cdot \frac{\%CO_2}{100} + \alpha_O \cdot \frac{\%O}{100} + \alpha_{NH_3} \cdot \frac{\%NH_3}{100} + \alpha_{H_2S} \cdot \frac{\%H_2S}{100} \quad (3)$$

Donde α_N (1,4) es el coeficiente adiabático del nitrógeno gas, α_H (1,41) es el coeficiente adiabático del hidrogeno gas, α_{CH_4} (1,306) es el coeficiente adiabático del metano, α_{CO_2} (1,317) es el coeficiente adiabático del dióxido de carbono, α_O (1,4) es el coeficiente adiabático del oxígeno, α_{NH_3} (1,318) es el coeficiente adiabático del NH3, α_{H_2S} (1,33) es el coeficiente adiabático del H2S, y %N, %H, %CH4, %CO2, %O, %NH3 y %H2S son sus respectivos porcentajes en el biogás final.

2.4. Factores de fricción

Para el cálculo del consumo energético de las bombas de la planta es necesario conocer las perdidas por fricción que se producen en las tuberías, para ello se necesita determinar el factor de fricción para cada bomba y cada caso, y para hacerlo se emplea la ecuación de Colebrook-White.

$$\frac{1}{\sqrt{f}} = -2 \log_{10} \left(\frac{k/D}{3,7} + \frac{2,51}{Re\sqrt{f}} \right) \quad (4)$$

Donde "Re" es el número de Reynolds, k/D es la rugosidad relativa y "f" es el factor de fricción.

Para los casos en los que las tuberías son lisas, la rugosidad relativa es muy pequeña y por tanto se puede considerar la ecuación siguiente.

$$\frac{1}{\sqrt{f}} = 2 \log_{10}(Re\sqrt{f}) - 0,8 \quad (5)$$

Donde al igual que en la ecuación (4), “Re” es el número de Reynolds y “f” es el factor de fricción.

En este caso se emplea esta segunda formulación, y como se puede apreciar será necesario iterar para obtener los factores de fricción necesarios.

Para el cálculo del número de Reynolds se emplea la siguiente formula:

$$Re = \frac{\rho \cdot v \cdot D}{\mu} \quad (6)$$

Donde ρ (Kg/m³) es la densidad del fluido, V (m/s) es la velocidad del fluido, D (m) es el diámetro de la tubería, y μ (Pa·s) es la viscosidad del fluido.

2.5. Presión de salida de las soplantes

Para el cálculo de la presión de salida de las soplantes que se encargan de la recirculación del biogás, tanto en el reactor anaerobio como en el tanque de membranas se emplea la siguiente ecuación, que tiene en cuenta las pérdidas de carga en el trayecto por las tuberías, así como la presión ejercida por la columna de agua y las pérdidas provocadas por los difusores.

$$P_2(bar) = \frac{\left\{ p_1 \cdot 10^5 + \Delta h_{dif} + Y_{re} \cdot \rho_{liq} \cdot g + \left[\left(\frac{2 \cdot (L + Leq) \cdot f \cdot V^2 \cdot \rho}{D} \right)_{asp} + \left(\frac{2 \cdot (L + Leq) \cdot f \cdot V^2 \cdot \rho}{D} \right)_{imp} \right] \right\} \cdot 10^{-5}}{\eta_{blower}} \quad (7)$$

Donde p_1 (atm) es la presión en el reactor, Δh_{dif} (Pa) es la pérdida de carga debida a los difusores, Y_{re} (m) es el nivel de fango en el reactor, ρ_{liq} (kg/m³) es la densidad del fango, g (m/s²) es la aceleración de la gravedad, $\frac{2 \cdot (L + Leq) \cdot f \cdot V^2 \cdot \rho}{D}$ son las pérdidas de carga lineales y puntuales estimadas mediante la ecuación de Fanning, y η_{blower} es el rendimiento de la soplante.

2.6. Presión Transmembrana

En estudios anteriores (Pretel et al. 2014) se han empleado presiones transmembrana constantes para cada fase de operación de la bomba de permeado, pero para este estudio,

dado que la concentración de SST en el reactor varía de una simulación a otra, se ha optado por calcular la presión transmembrana en para cada caso y fase de operación según la siguiente fórmula:

$$TMP = \frac{J_{20}}{K} \quad (8)$$

Donde TMP es la presión transmembrana, J_{20} (LMH) es el flujo a través de la membrana, o lo que es lo mismo, el caudal filtrado, y K es la permeabilidad, cuyo cálculo se explica más adelante.

3. Variaciones lineales

Además de las ecuaciones complementarias que se han expuesto anteriormente, para el cálculo del consumo energético habrá algunos factores que varían dependiendo de las variables de operación. Para este caso se emplean variaciones obtenidas a partir de datos experimentales, y debido a que no se cuenta con una amplia muestra experimental, se opta por emplear variaciones lineales, para las cuales solo es necesario conocer dos puntos.

3.1. Caudal de gas recirculado en el tanque de membranas

Para calcular el caudal de gas recirculado en el tanque de membranas, en primer lugar hay que dimensionar la superficie de membranas empleada, ya que al tratarse de una planta piloto, la cantidad necesaria es menor que la del módulo comercial más pequeño. El módulo comercial empleado en esta planta tiene 30 m² de superficie, lo cual es demasiado y por tanto habrá que calcular la superficie necesaria.

El área que calculemos será el área necesaria para trabajar con un flujo transmembrana subcrítico, es decir, por debajo del flujo crítico a partir del cual se produciría ensuciamiento y por tanto disminuiría la eficiencia.

Se cuenta con datos experimentales del flujo crítico para dos concentraciones diferentes de SST en el reactor, y de cómo este varía según varía la demanda específica de gas. Con esos datos se han obtenido dos rectas tales que:

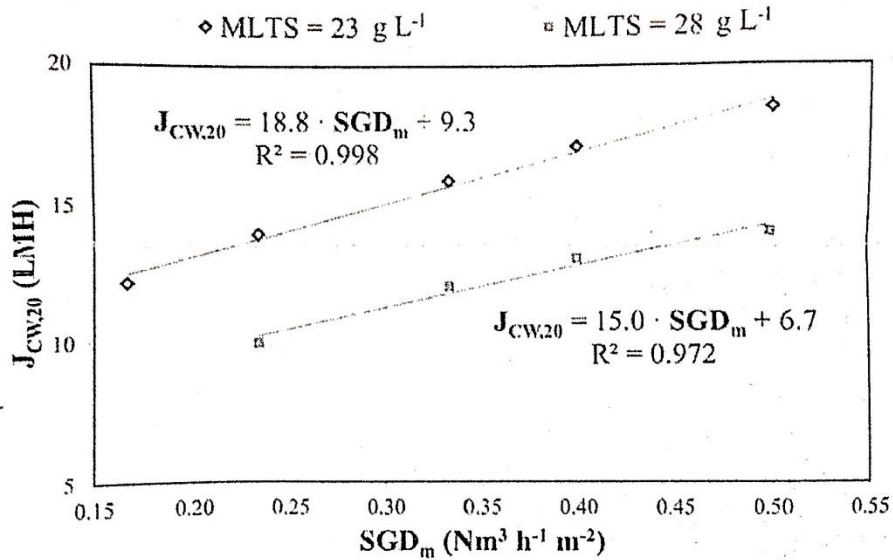


Figura 33. Variación del flujo crítico ($J_{cw,20}$, LMH) según varía la Demanda específica de gas ($N\ m^3\ h^{-1}\ m^{-2}$) para unas concentraciones de 23 y 28 g/l de MLTS

Con las ecuaciones de estas dos rectas se halla el flujo crítico ($J_{cw,20}$) para ambas concentraciones de SST y una demanda específica de gas (DEG) de $0.1\ N\ m^3\ h^{-1}\ m^{-2}$, la cual es la DEG óptima según estudios anteriores (Pretel, et al 2014). Y con estos dos puntos se traza una recta de la variación del flujo crítico, a medida que varía la concentración de SST, para una DEG de $0.1\ N\ m^3\ h^{-1}\ m^{-2}$.

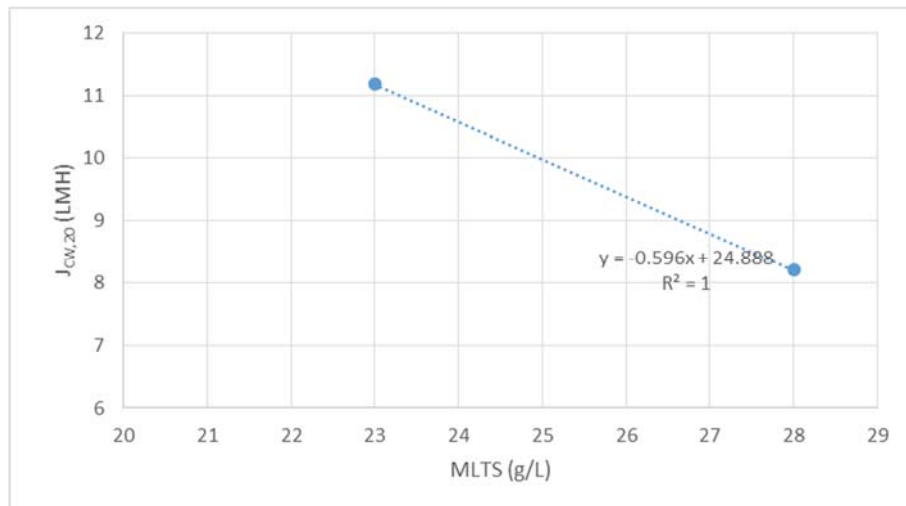


Figura 34 Variación del flujo crítico ($J_{cw,20}$, LMH) según varía la concentración de SST (MLTS, g/l) para una DEG de $0.1\ N\ m^3\ h^{-1}\ m^{-2}$

Una vez obtenida la ecuación de esta recta, con ella se obtiene el valor aproximado del flujo crítico para cada concentración de SST que se da en el reactor, y con este flujo crítico se calcula el área necesaria para operar en régimen suscritico.

La ecuación empleada para el cálculo del área necesaria es la siguiente:

$$J_{cw,20} = \frac{Q_{filtración}}{A_{membrana}} \quad (9)$$

Donde $J_{cw,20}$ (LMH) es el flujo crítico, $Q_{filtración}$ (LMH) es el caudal filtrado y $A_{membrana}$ (m^2) es el área de membrana necesaria.

Una vez hallada el área, para el cálculo del caudal de biogás necesario se emplea la siguiente ecuación:

$$Q_{gas} = DEG \cdot A_{membrana} \quad (10)$$

Donde Q_{gas} (m^3/d) es el caudal de gas recirculado, DEG ($N m^3 h^{-1} m^{-2}$) es la demanda específica de gas y $A_{membrana}$ (m^2) es el área de membrana necesaria.

Hasta que el área de membrana necesaria no supera los $30 m^2$, se emplea una DEG de $0.1 N m^3 h^{-1} m^{-2}$, pero en el momento en el que el área necesaria es mayor, esta DEG ha de variar ya que la planta no dispone de más área de membrana.

Para calcular la DEG para poder operar en régimen subcrítico con un área de membrana de $30 m^2$ y una concentración de SST en el reactor determinada, se emplea el siguiente método.

En primer lugar, con la ecuación (9) se calcula el flujo crítico para un determinado caso con un área de $30 m^2$ de membrana.

Seguidamente, con las ecuaciones de las dos rectas obtenidas con datos experimentales que se han comentado anteriormente, se sacan las DEG necesarias para obtener ese flujo crítico en los casos con 23 y 28 g/l de SST en el reactor.

Una vez obtenidas las DEG para esos dos casos, se traza una recta de manera similar a como se ha hecho anteriormente, y con la ecuación de dicha recta se obtiene el DEG necesario para operar en condiciones subcríticas con un área de $30 m^2$ de membrana.

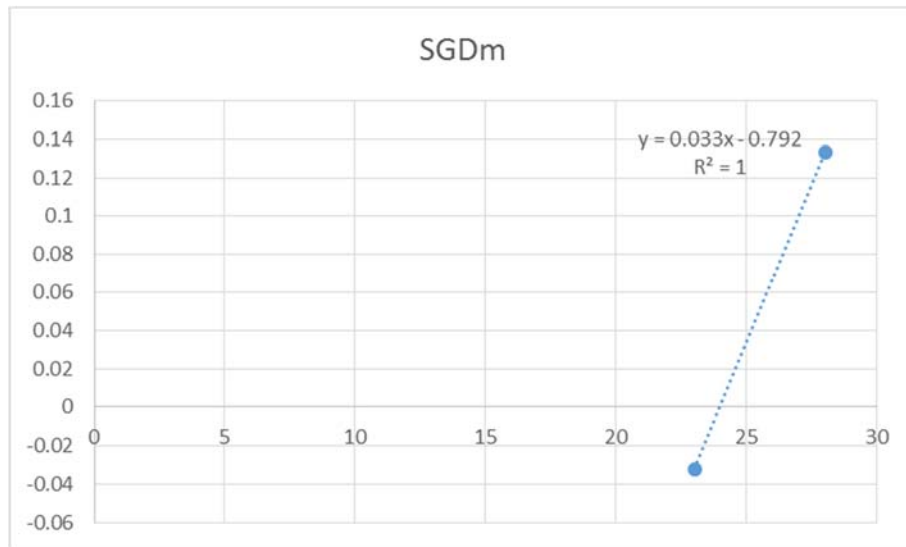


Figura 35. Variación de la DEG ($N m^3 h^{-1} m^{-2}$), según varía la concentración de SST (g/l) para un flujo crítico determinado

Una vez hallado esta nueva DEG se emplea la ecuación (10) para hallar el caudal de gas recirculado necesario, de manera similar a como se ha explicado anteriormente.

3.2. Caudal de gas recirculado en el reactor

El caudal de gas recirculado en el reactor anaerobio es pequeño en comparación al caudal recirculado en el tanque de membranas ya que este no tiene por objetivo prevenir el fouling, así que para este caudal se ha empleado un tercio del obtenido para el tanque de membranas. Así pues como el caudal recirculado en el tanque de membranas varía linealmente, este también lo hará.

3.3. Consumo energético desecador de fangos

Para el cálculo del consumo energético del deshidratador de fangos, empleamos una variación lineal, obtenida a partir de dos datos experimentales. A partir de estos dos puntos obtenemos una recta que representa el consumo en Kwh/m^3 , dependiendo de los sólidos suspendidos que contiene el fango en mg/l.

Los datos experimentales de los que se dispone son los siguientes

Tabla 4: datos experimentales consumo deshidratador

| Xtss (mg/l) | kwh/m3 |
|-------------|--------|
|-------------|--------|

| | |
|-----------|--------|
| 16556.843 | 0.0067 |
| 14859.343 | 0.0064 |

De estos dos puntos se extrae una recta, con la siguiente ecuación:

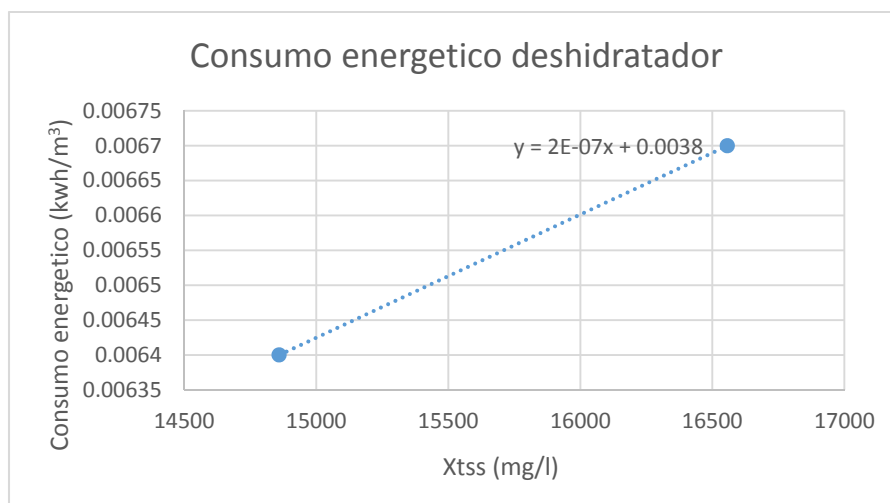


Figura 36: Consumo energético deshidratador

Mediante esta ecuación, estimamos el consumo energético del deshidratador mecánico, a partir de los sólidos suspendidos del fango.

3.4. Permeabilidad de las membranas

Para el cálculo de la permeabilidad de las membranas, se emplea la ecuación de una recta en la cual los parámetros “a” y “b” han sido obtenidos de manera experimental.

$$K = -a \cdot MLSS_{MT} + b \quad (11)$$

Donde K es la permeabilidad de las membranas, $MLSS_{MT}$ (g/l) es la concentración de sólidos suspendidos en el tanque de membranas, y “a” y “b” son constantes obtenidas experimentalmente y de valores 7’791 y 283’9 respectivamente

