



UNIVERSIDAD
DE PIURA

FACULTAD DE INGENIERÍA

**Metodologías de control clásicas y avanzadas aplicadas
con un modelo de reactor de digestión anaerobia**

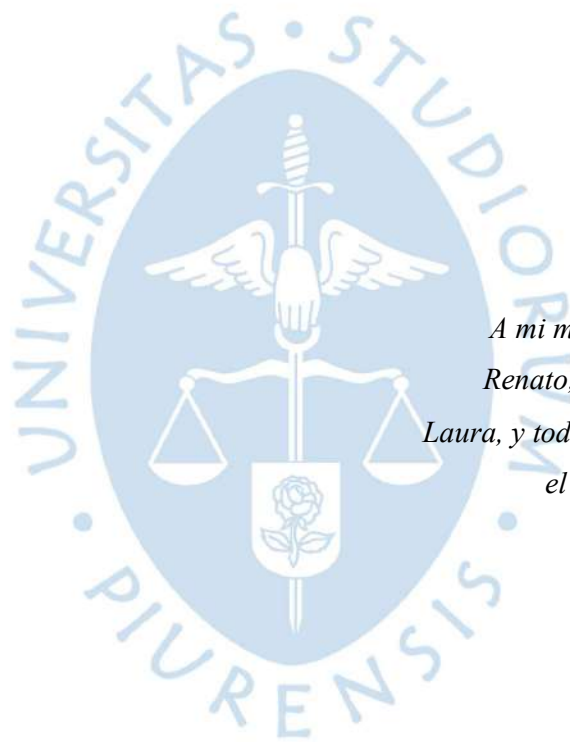
Tesis para optar el Título de
Ingeniero Mecánico - Eléctrico

Edson Rodrigo Fernandez Cornejo

Asesor:
Dr. Ing. William Ipanaqué Alama

Piura, abril de 2020





A Dios.

*A mi madre, Doris, mi hermano
Renato, mis tías, mi enamorada,
Laura, y toda mi familia materna por
el amor brindado, siempre.*



Resumen Analítico-Informativo

Metodologías de control clásicas y avanzadas aplicadas con un modelo de reactor de digestión anaerobia

Edson Rodrigo Fernandez Cornejo

Asesor(es): Dr. Ing. William Ipanaqué Alama

Tesis.

Título de Ingeniero Mecánico Eléctrico

Universidad de Piura. Facultad de Ingeniería.

Piura, abril de 2020

Palabras claves: Controlador PID/Control predictivo/Digestión Anaerobia.

Introducción: La digestión anaerobia es un proceso biológico mediante el cual se obtienen metano (CH_4), dióxido de carbono (CO_2) y otros compuestos químicos, a partir de sustratos orgánicos, sin presencia de oxígeno. Este proceso, para países emergentes, significa una oportunidad de generar energía limpia, y de deshacerse de los desechos propios de sus actividades económicas importantes (agricultura y ganadería). En el país no existe investigación rigurosa respecto a temas de control automático avanzado relacionado a reactores y biodigestores de digestión anaerobia. En consecuencia, no existen trabajos enfocados a la mejora de la eficiencia del proceso ni a la minimización de costos involucrados para impulsar el uso de esta tecnología limpia.

Metodología: Se llevó a cabo un análisis de control automático y se empleó un modelo matemático de un reactor de digestión anaerobia de la planta Foss Biolab (Noruega), se ajustaron parámetros según datos locales. También, se realizó el proceso de linealización del modelo no lineal, empleando nuevas técnicas (SOPDT-*Second Order Plus Dead-time*). Asimismo, se diseñaron controladores predictivos EPSAC (*Extended Prediction Self-Adaptive Control*) y NEPSAC (*Non-linear Extended Prediction Self-Adaptive Control*) para el proceso. Finalmente, se sintonizaron controladores PID (proporcional, integral y derivativo) clásicos utilizando metodologías contemporáneas (*KC Tuner* y *FRTTool*). Por último, se evaluó el desempeño de todos los controladores en el modelo de reactor, y se compararon los resultados obtenidos. Todo se ha estudiado dentro de entornos de simulación de MATLAB.

Resultados: La nueva metodología de linealización de SOPDT genera un valor de error igual a 30.2; mientras que la herramienta de identificación de MATLAB genera un error de 34.5. El controlador NEPSAC no presenta picos por encima de la referencia y el controlador PID presenta un pico insignificante; ambos llegan a la referencia en el mismo tiempo aproximadamente (5 días). Además, EPSAC tiene el menor valor máximo de esfuerzo de control empleado; el controlador PID y NEPSAC son superiores en un 57.01% y 31.46%, respectivamente. Sin embargo, el controlador EPSAC llega a la referencia en un tiempo superior a los otros controladores (9 días).

Conclusiones: Según los resultados mostrados, se concluye que el controlador NEPSAC tiene un mejor rendimiento para alcanzar el valor de referencia indicado. Además, se consideran restricciones presentes en el sistema y su complejidad biológica. En efectividad, es seguido por el controlador PID, y, finalmente por el controlador EPSAC. Sin embargo, en comparación con el esfuerzo de control requerido, el PID presenta un esfuerzo de control superior a ambos controladores predictivos.

Fecha de elaboración del resumen: 27 de abril de 2020

Analytical-Informative Summary

Metodologías de control clásicas y avanzadas aplicadas con un modelo de reactor de digestión anaerobia

Edson Rodrigo Fernandez Cornejo

Asesor(es): Dr. Ing. William Ipanaqué Alama

Tesis.

Título de Ingeniero Mecánico Eléctrico

Universidad de Piura. Facultad de Ingeniería.

Piura, abril de 2020

Keywords: PID Controller/Predictive Control/Anaerobic Digestion.

Introduction: Anaerobic digestion is a biological process that produces methane (CH_4), carbon dioxide (CO_2) and other chemical compounds from organic substrates without the presence of oxygen. This process represents an opportunity for emerging countries to generate clean energy and dispose of their own economic activities (agriculture and livestock). In the country, there is not rigorous research regarding advanced automatic control applied to anaerobic digestion reactors and biodigesters. Consequently, there are not works related to the improvement of the process efficiency or the minimization of costs involved to promote the use of this clean technology.

Methodology: An automatic control analysis was carried out using a mathematical model of an anaerobic digestion reactor of the Foss Biolab plant (Norway), some parameters were modified according to local data. Also, the linearization process of the non-linear model using new techniques (SOPDT-Second Order Plus Dead-time) was performed. Then, EPSAC (Extended Prediction Self-Adaptive Control) and NEPSAC (Non-linear Extended Prediction Self-Adaptive Control) predictive controllers were designed for the process. Finally, classic PID (proportional, integral and derivative) controllers were tuned using contemporary methodologies (KC Tuner and FRTool). Last, the performance of all controllers in the reactor model was evaluated and the results obtained were compared. Everything has been studied in MATLAB simulation environments.

Results: The new SOPDT linearization methodology has an error value equal to 30.2; while the MATLAB identification tool has an error of 34.5. The NEPSAC controller has not overshoot above the reference, the PID controller has an insignificant overshoot, but both arrive to the reference at the same time approximately (5 days). In addition, EPSAC has the lowest maximum control effort value used; the PID and NEPSAC controller are 57.01% and 31.46% higher, respectively. However, the EPSAC controller reaches the reference in greater time than the other controllers (9 days).

Conclusions: According to the showed results, it is concluded that the NEPSAC controller has a better performance to reach the indicated set point value. Furthermore, it considers restrictions of the system and its biology complexity. In effectiveness, it is followed by the PID controller and finally the EPSAC controller. However, compared to the control effort required in the process, the PID presents a greater one than both predictive controllers.

Summary date: April 27, 2020

Prefacio

La digestión anaerobia es un proceso biológico mediante el cual se obtienen metano (CH_4), dióxido de carbono (CO_2) y otros compuestos, a partir de sustratos orgánicos y sin presencia de oxígeno. Este proceso, para países emergentes, significa una oportunidad de generar energía limpia, y de deshacerse de los desechos propios de sus actividades económicas importantes (agricultura y ganadería).

El control automático aplicado a la industria es una rama de la ingeniería que ha generado investigaciones importantes a nivel global. Su desarrollo permite tener mayor eficiencia en los procesos, mantenerlos en márgenes deseados y minimizar los costos involucrados. Por lo tanto, se justifica la propuesta de análisis y comparación de nuevas metodologías de control automático, como una verdadera opción de desarrollo, en el proceso de digestión anaerobia.

El presente trabajo busca motivar y aportar a una futura aplicación de procesos de digestión anaerobia con sistemas automáticos de control reales en Piura y en Perú. Entre los principales beneficios se encuentran la producción de biogás y la reducción de contaminación ambiental. Se presenta el diseño y las simulaciones de diferentes metodologías de control para un proceso de digestión anaerobia, los resultados muestran un buen desempeño de los controladores predictivos.

El trabajo de investigación fue ejecutado durante el proyecto “E009 - Movilización en Ciencia, Tecnología e Innovación Tecnológica”, financiado por el Consejo Nacional de Ciencia, Tecnología e Innovación – CONCYTEC, bajo el contrato N° 167-2018, en colaboración con la Universidad de Piura y la Universidad de Gante. Se llevó a cabo una estancia en Bélgica, que tuvo como producto un artículo aprobado y presentado en *2019 IEEE CHILEAN Conference on Electrical, Electronics Engineering, Information and Communication Technologies* (CHILECON). El artículo está en base de datos IEEE Explorer indexada a SCOPUS, con código DOI 10.1109/CHILECON47746.2019.8988043.

Un agradecimiento especial al Dr. Ing. William Ipanaqué por la confianza depositada y la buena guía durante el trabajo. Asimismo, al laboratorio de Sistemas Automáticos de Control de la Universidad de Piura, y al laboratorio de Sistemas Dinámicos y de Control de la Universidad de Gante.



Tabla de Contenidos

Introducción	1
Capítulo I Estado del arte de la digestión anaerobia y su control industrial	3
1.1. Digestión anaerobia.....	3
1.1.1. Definición.....	3
1.1.2. Etapas de la digestión.....	4
1.1.3. Productos del proceso.....	5
1.1.4. Tipos de digestores empleados.....	6
1.2. Nuevas tendencias en digestores anaerobios.....	8
1.2.1. Digestores anaerobios y su utilización.....	9
1.2.2. Digestores anaerobios en el Perú.....	9
1.2.3. Retos y problemática.....	10
1.3. Estudios relacionados con el modelamiento matemático.....	10
1.3.1. Modelo ADM1	11
1.3.2. Modelamiento contemporáneo	11
1.4. Estudios relacionados al control automático.....	12
1.4.1. Control empleando controladores adaptativos	13
1.4.2. Control empleando Lógica Difusa	13
1.4.3. Control utilizando controladores predictivos	13
1.4.4. Otras metodologías de control empleadas.....	13
Capítulo II Descripción del modelo empleado y del proceso de linealización	15
2.1. Descripción de la planta y del reactor empleado.....	15

2.2. Adaptación de modelo matemático	17
2.3. Ajuste de modelo con características locales	19
2.3.1. Implementación en Simulink	20
2.4. Experimento de entradas en el reactor	21
2.5. Proceso de linealización del modelo no lineal	24
2.5.1. Linealización empleando herramientas de MATLAB	24
2.5.2. Linealización empleando método de aproximación a SOPDT	25
Capítulo III Sintonización y diseño de controladores	27
3.1. Sintonización de controladores PID clásicos	27
3.1.1. Sintonización por el método FRTool	27
3.1.2. Sintonización por el método KC TUNER.....	28
3.1.3. Comparación de desempeño de controladores PID.....	30
3.2. Diseño de controladores predictivos avanzados (EPSAC y NEPSAC)	31
3.2.1. Marco teórico	32
3.2.2. Parámetros de control.....	36
3.2.3. Diseño de controladores EPSAC y NEPSAC	36
Capítulo IV Comparaciones y análisis de resultados	39
4.1. Resultados de controladores EPSAC y NEPSAC	39
4.2. Comparación entre PID, NEPSAC y EPSAC	40
Capítulo V Publicación científica en SCOPUS.....	43
Conclusiones	51
Referencias bibliográficas	53
Apéndices	59
Apéndice A: Código de programación del controlador EPSAC	60
Apéndice B: Código de programación del controlador NEPSAC	63

Lista de Figuras

Figura 1. Diagrama de entradas y salidas de un proceso de digestión anaerobia general.....	4
Figura 2. Diagrama general de reactor de tipo tanque agitado.....	6
Figura 3. Reactor de digestión anaerobia en avícola “La Calera” ubicada en Chíncha, Perú....	7
Figura 4. Diagrama de tuberías e instrumentación de la planta Foss Biolab.	16
Figura 5. Etapas del modelo de Hill de 1983 de digestión anaerobia.	17
Figura 6. Diagrama de bloques general en Simulink.	20
Figura 7. Diagrama de bloques expandido del modelo implementado en Simulink.....	21
Figura 8. Gráfica de ganancia en flujo de metano al variar el flujo de alimentación.	22
Figura 9. Gráfica de ganancia en flujo de metano al variar la temperatura.	23
Figura 10. Gráfica de ganancia en flujo de metano al variar la concentración de sólidos volátiles en la entrada.	23
Figura 11. Lazo de control SISO.....	24
Figura 12. Interfaz de la herramienta de identificación de Matlab.	25
Figura 13. Áreas particionadas empleadas en el método de aproximación a SOPDT.....	26
Figura 14. Interfaz gráfica de la herramienta FRTTool.....	28
Figura 15. Método de sintonización KCTuner.....	29
Figura 16. Experimento de senos para hallar la pendiente del proceso en diagrama de Nyquist.	30
Figura 17. Desempeño de controladores PID en modelo no lineal de reactor implementado en Simulink.	31
Figura 18. Diagrama de flujo del controlador predictivo EPSAC.	34
Figura 19. Diagrama de flujo del controlador predictivo NEPSAC.	35
Figura 20. Sistema de control empleando controlador predictivo EPSAC.....	39
Figura 21. Sistema de control empleando controlador predictivo NEPSAC.	40
Figura 22. Gráfico de salida y entrada del proceso de los tres controladores implementados.	41
Figura 23. Resultados de evaluación de controladores ante perturbaciones.	42



Lista de Tablas

Tabla 1. Composición química del biogás según su sustrato.....	5
Tabla 2. Parámetros del modelo adaptado para el reactor de digestión anaerobia.....	19





Introducción

El proceso de digestión anaerobia consiste, básicamente, en la reducción de componentes orgánicos de estructura compleja a unos más simples sin presencia de oxígeno. El principal objetivo es obtener metano (CH_4) como producto, el cual podría ser empleado en múltiples aplicaciones. También se obtienen otros gases compuestos (CO_2 , H_2 , etc.) y digestato (residuos sólidos y líquidos) del proceso de digestión; estos últimos con alto potencial nutritivo para su uso como fertilizantes en actividades agrícolas.

En los últimos años, la existencia de reactores y biodigestores en el país se ha incrementado notablemente. Sin embargo, uno de los principales problemas es que, luego de un tiempo de funcionamiento, sufren fallas y quedan averiados. La mayoría de estos sistemas son usados de “modo manual”, es decir, sin controladores autónomos; debido a la falta de sistemas automáticos de control que podrían aumentar su tiempo de vida y producción.

Esta tecnología de digestión es usada, ampliamente en Europa y otros países a nivel mundial, por sus varios beneficios a la sociedad. La diferencia notable, si se compara con su uso en nuestro país, es que se realizan investigaciones y publicaciones académicas al respecto y se emplean metodologías de control, para asegurar un funcionamiento deseado y permitir su permanencia en el tiempo. El proceso de digestión anaerobia significa una gran oportunidad para el desarrollo de países productores de materias primas, como el Perú, porque permite obtener energía limpia (biogás) a partir de los residuos de sus actividades económicas principales (agricultura y ganadería).

Este trabajo de investigación tiene como objetivo aportar conocimiento en metodologías de control industrial, y motivar el uso de la digestión anaerobia en el país. Se pretende comparar el desempeño de controladores industriales clásicos PID (controladores proporcionales, integrales y derivativos) y controladores predictivos avanzados (*Model Predictive Controllers*) utilizando un modelo de reactor de digestión anaerobia implementado en el entorno de Simulink (MATLAB).

En el primer capítulo, se presentan conceptos teóricos relacionados a la digestión anaerobia, nuevas tendencias en biodigestores y su control automático. A continuación, se expone, en el capítulo II, el modelo empleado en la investigación y los procesos de linealización llevados a cabo. En el capítulo III, se desarrolla el diseño de los controladores clásicos PID con métodos de sintonización contemporáneos (*FRTTool*, *KC Tuner*), y también el diseño de controladores predictivos EPSAC (*Extended Self-Adaptive Controller*) y NEPSAC (*Nonlinear Extended Self-Adaptive Controller*) para el proceso. Los resultados de la investigación y la comparación del desempeño de los controladores se encuentran en el capítulo IV.

Finalmente, en el capítulo V, se presenta la publicación SCOPUS producto de la presente investigación, publicada en *2019 IEEE CHILEAN Conference on Electrical, Electronics Engineering, Information and Communication Technologies (CHILECON)*.



Capítulo I

Estado del arte de la digestión anaerobia y su control industrial

1.1. Digestión anaerobia

1.1.1. Definición

El proceso de digestión anaerobia es un conjunto de procedimientos de tipo biológico que se encuentran estrechamente relacionados, y que se llevan a cabo sin presencia de oxígeno. Este conjunto de procesos hace que la materia orgánica se convierta, principalmente, en biogás, por el efecto degradante de los microorganismos (Gerardi, 2003). En consecuencia, aproximadamente el 90% de la energía presente en la materia se transforma en gas metano (CH_4). Además, los microorganismos consumen, para su desarrollo, un porcentaje igual al 10% de la energía disponible, lo cual resulta ser un valor pequeño comparado con el consumo en un proceso aerobio. También, del proceso se obtienen otros gases (CO_2 , H_2), además de digestato, compuesto por residuos sólidos y líquidos que posteriormente pueden ser empleados como fertilizantes ricos en nutrientes para cultivos (Varnero, 2011).

Generalmente, el proceso ocurre en un reactor completamente cerrado, también conocido como digestor anaerobio o biodigestor. Y en un proceso multietapa puede existir más de un reactor (Ward, Hobbs, Holliman, & Jones, 2008). Por otra parte, el proceso puede tener un sistema de mezclado y una alimentación de tipo: continua, semicontinua o por lotes a lo largo del día (Begum, 2014).

El proceso de digestión anaerobia es ampliamente utilizado en tratamiento de aguas residuales (Duarte, Duarte, & Murta-Pina, 2018). De la misma manera, es posible obtener energía limpia a partir de residuos provenientes de la agricultura y ganadería. En pocas palabras, se transforman los desechos (cáscaras, residuos orgánicos de cosecha, heces de animales) en biogás útil para ser usado en diversas aplicaciones por los usuarios (Momayez, Karimi, & Taherzadeh, 2019).

Actualmente, el rango de cultivos —cuyos residuos pueden emplearse en el proceso de digestión anaerobia— ha incrementado significativamente; y se emplea, como sustrato, paja de trigo, rastrojo de maíz, residuos de remolacha azucarera, residuos de papa, soja, cacao y residuos del proceso desmotador de algodón (Momayez, Karimi, & Taherzadeh, 2019).

En la Figura 1 se muestra el diagrama de entradas y salidas de un proceso de digestión anaerobia general, para su mejor entendimiento.

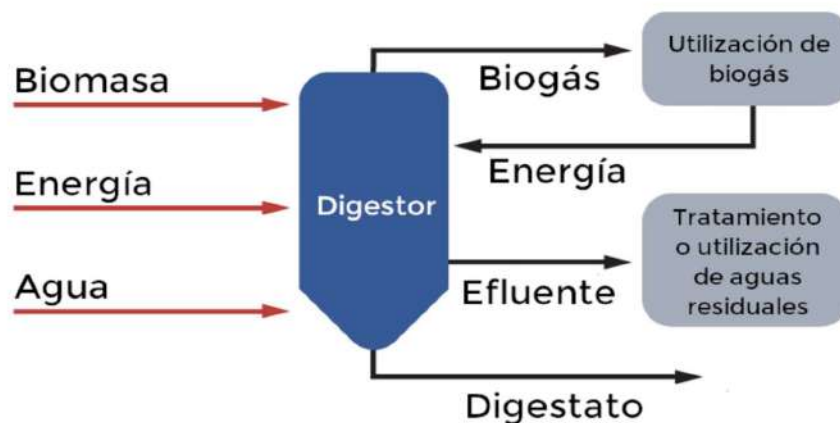


Figura 1. Diagrama de entradas y salidas de un proceso de digestión anaerobia general.

Fuente: Obtenida de Merino Chumacero, (2019).

1.1.2. Etapas de la digestión

Existen varias etapas involucradas en el proceso de digestión anaerobia. Algunos autores optan por la separación en cuatro etapas diferenciadas: hidrólisis, acidogénesis o fermentación, acetogénesis y metanogénesis. Estas etapas se realizan de manera secuencial, una después de otra y también de manera paralela en algunos momentos del proceso.

La hidrólisis corresponde a la primera etapa del proceso de digestión anaerobia. En esta etapa los compuestos como carbohidratos, proteínas y lípidos son degradados a compuestos solubles mucho más simples. Esta degradación se lleva a cabo por enzimas externas específicas para cada sustrato. Es una etapa bastante sensible al valor de pH y a la temperatura del proceso (Varnero, 2011).

La acidogénesis, o llamada fermentación, es aquella etapa mediante la cual los productos de la hidrólisis son fermentados en ácidos grasos de cadena larga (*long chain fatty acids-LCFA*) y ácidos grasos volátiles (*volatile fatty acids-VFA*). En esta parte del proceso es importante el manejo del valor de pH y la presión parcial de hidrógeno.

La acetogénesis constituye la etapa más rápida del proceso. Los componentes obtenidos por medio de la fermentación se convierten en ácido acético (CH_3COOH), dióxido de carbono (CO_2) e hidrógeno (H_2) que posteriormente se convierten en metano (CH_4). Se destaca la presencia de microorganismos llamados *obligate hydrogen-producing acetogens (OHPA)* y también de las bacterias homoacetogénicas encargadas del proceso de degradación (Gerardi, 2003).

Finalmente, durante la etapa de metanogénesis los microorganismos llamados metanogénicos producen metano, a partir de los productos de las etapas previas de acidogénesis y acetogénesis. Se conoce que el 70% del metano producido se obtiene a partir del ácido acético (CH_3COOH); el resto, de la reducción del dióxido de carbono (CO_2) con el hidrógeno (Varnero, 2011). Luego de esta etapa se obtiene el biogás y se delimita el final del proceso biológico (Begum, 2014).

1.1.3. Productos del proceso

El principal producto es conocido como biogás, combustible gaseoso con un 50-70% de metano (CH_4), 20-45% de dióxido de carbono y otros gases (N_2 , O_2 , por ejemplo, y pequeñas cantidades de sulfuro de hidrógeno, amoníaco e hidrógeno) (Da Costa Gomez, 2013).

Tabla 1.

Composición química del biogás según su sustrato.

Parameter	Farm-scale AD plant	Centralised AD plant	Landfill	Sewage treatment plant	Natural gas
CH_4 (vol %)	55-60	60-70	35-65	60-65	81-89
Other hydrocarbons (vol %)	0	0	0	0	3.5-9.4
H_2 (vol %)	0	0	0-3	0	—
CO_2 (vol %)	35-40	30-40	25-45	35-40	0.67-1.00
N_2 (vol %)	<1-2	2-6	<1-17	<1-2	0.28-14.00
O_2 (vol %)	<1	0.5-1.6	<1-3	<0.05-0.70	0
H_2S (ppm)	25-30	0-2000	30-500	<0.5-6800	0-2.9
NH_3 (ppm)	≈100	≈100	≈5	<1-7	0
Halogenated compounds (mg/m^3)	<0.01	<0.25	0.3-225	0-2	—
Siloxanes (mg/m^3)	<0.03-0.2	<0.08-0.5	<0.3-36	<1-400	—
Wobbe index	24-33	24-33	20-25	25-30	44-55
Lower heating value (MJ/Nm^3)	19.7-21.5	21.5-25.1	10.7-23.3	21.5-23.3	31-40

Note: $1 \text{ kWh}/\text{Nm}^3 = 3.6 \text{ MJ}/\text{Nm}^3$.

Source: adapted with permission from Rasi *et al.* (2007); and Petersson and Wellinger (2009).

Fuente: Obtenida de Wellinger, Murphy, & Baxter, (2013).

Para conocer la magnitud de una producción, se mide la cantidad de biogás y de metano por unidad de tiempo (*L/día*) o por unidad de materia prima (*L/Kg de sólidos volátiles*). La calidad del biogás se representa según la concentración volumétrica de metano, esto permite obtener un valor relacionado a la eficiencia del proceso. En la Tabla 1, se muestra la composición química del biogás que se obtiene a partir de cuatro sustratos distintos: provenientes de granja, centralizada, o de vertederos de basura, aguas residuales y gas natural.

El otro producto obtenido es el digestato, compuesto por una parte sólida y otra líquida. Su principal uso es como fertilizante para cultivos en el sector agrícola; sin embargo, depende del sustrato empleado en la biodigestión y el tipo de cultivos en el que se utilizará.

1.1.4. Tipos de digestores empleados

Los biodigestores pueden clasificarse según su estructura física como: de laguna cubierta, de tanque o reactor agitado, de flujo ascendente y de biodigestor tubular. Existen más clasificaciones; sin embargo, algunos corresponden a variantes o adaptaciones de los antes mencionados.

Los biodigestores de laguna cubierta son los más simples, pero requieren de mucho terreno para su construcción; su funcionamiento es lento; pero, debido a su poca complejidad, no presenta fallas constantes. Son empleados, en su mayoría, para el tratamiento de heces de ganado o destilarías de alcohol, para obtener biogás y, posteriormente, energía eléctrica. Al trabajar a la temperatura ambiente, su eficiencia está sujeta a condiciones climáticas, y es necesario utilizar sistemas de calentamiento para tiempos fríos.

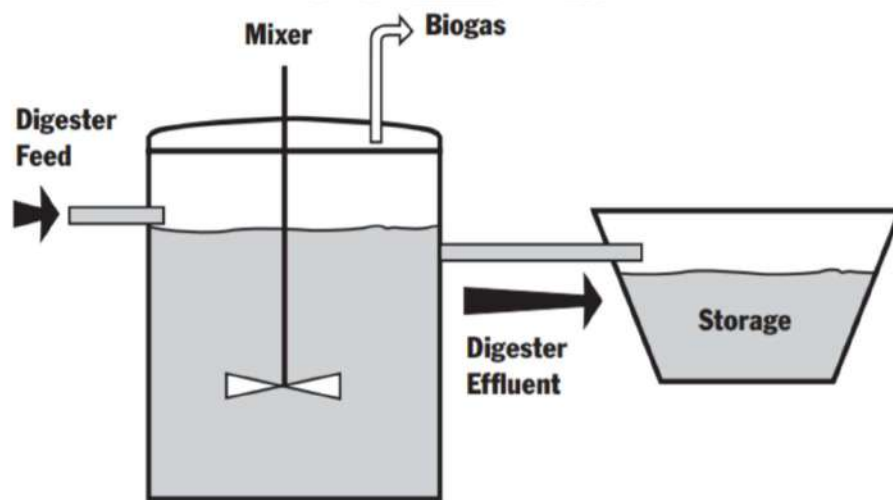


Figura 2. Diagrama general de reactor de tipo tanque agitado.

Fuente: Obtenida de Merino Chumacero, (2019).

En los biodigestores de tanque agitado el proceso bioquímico se realiza dentro de un tanque cerrado con un sistema de agitación. Este puede llevarse a cabo con alimentación continua, semicontinua o por lotes, y para los sustratos es necesario emplear sistemas de bombeo. Según su naturaleza, son mayormente utilizados con residuos agrícolas, porque con estos son más eficientes que con otros tipos de biodigestores. Además, pueden incluir sistemas de control que permitan incrementar su rendimiento ya sea de temperatura o de potencia de agitación. La Figura 2 muestra el diagrama general de un reactor de tipo tanque agitado.

El digestor de flujo ascendente, o llamado también *Upflow Anaerobic Sludge Blanket*, tiene un funcionamiento singular; opera solo con alimentación continua y, por lo general, en el tratamiento de aguas residuales. El sustrato ingresa por la zona baja del reactor, y fluye de forma ascendente y vertical hacia el punto de salida en la parte superior. En el medio del trayecto se encuentran los microorganismos organizados, necesariamente, en gránulos para realizar el proceso de digestión, y se agregan aditivos para que queden suspendidos en la ubicación deseada.

Finalmente, el biodigestor de tipo tubular posee una estructura en forma de banana horizontal, con la entrada y salida al mismo nivel. Este tipo es el más comercial y difundido por su poca complejidad, y porque no necesita de un monitoreo constante. Además, se presenta como una solución para problemas que demanden poca producción de biogás y reducida eficiencia. El reactor requiere, simplemente, de una correcta instalación y mantenimiento. También se emplean distintos métodos agregados para incrementar su eficiencia; por ejemplo, el uso de invernaderos para controlar su temperatura, entre otros.



Figura 3. Reactor de digestión anaerobia en avícola “La Calera” ubicada en Chíncha, Perú.
Fuente: Obtenida de Núñez Pintado, (2017).

Para efectos de esta tesis se ha trabajado con biodigestores de tipo tanque agitado, debido a que facilitan la implementación de sistemas de control. La estructura general se respeta y puede emplearse tanto para uso en laboratorio como a escala industrial.

1.2. Nuevas tendencias en digestores anaerobios

Actualmente, en todos los tipos de reactores de digestión anaerobia, se están realizando investigaciones para incrementar su rendimiento, optimizar recursos y evitar inestabilidades. En consecuencia, nuevas tendencias y tecnologías aparecen en la literatura contemporánea.

La co-digestión se presenta como una propuesta de pretratamiento para solucionar los problemas relacionados a las propiedades de los sustratos convencionales (Kainthola, Kalamdhad, & Goud, 2019). Estas dificultades se relacionan con el poco desempeño para la obtención de biogás de algunos sustratos de tipo agrícola. Sin embargo, la principal desventaja en la co-digestión es que el modelamiento matemático se vuelve más complejo al agregar otro sustrato al proceso (Siddique & Wahid, 2018). Otra desventaja es que para una aplicación real se hace necesaria la cercanía de las fuentes de obtención de los recursos, y eso no siempre es posible.

Otra tecnología propuesta, en los últimos años, es el uso de métodos de microaereación en digestión anaerobia aplicada al tratamiento de aguas residuales (Ruan, y otros, 2019). Si bien es cierto, el proceso de digestión anaerobia se lleva a cabo sin presencia de oxígeno, se han producido trabajos en donde se inyecta pequeñas cantidades de aire para mejorar el rendimiento de la primera etapa del proceso (hidrólisis). El objetivo es acelerar la disolución de compuestos orgánicos, evitar la generación de ácidos grasos volátiles y motivar la actividad enzimática.

Según Ruan, y otros, (2019), empleando microaereación se incrementa la producción de biogás en un 16.4% y aumenta la recuperación del agua. La desventaja es que las bacterias metanogénicas se ven afectadas, y los microorganismos acetogénicos son los que producen la mayor cantidad de biogás en el proceso, sobrepasando su capacidad.

El sistema de digestión anaerobia, utilizando sistemas de bioelectrodos, es otra nueva tendencia tecnológica en sistemas de digestión anaerobia. En el trabajo de Lin y otros, (2019), se presentan los resultados comparativos al emplear distintos electrodos para aumentar la producción de biogás. El objetivo es enriquecer, en los ánodos de los electrodos, a las distintas bacterias beneficiosas para la producción de metano (metanogénicas y acetogénicas).

Finalmente, se ha producido un incremento en publicaciones con referencia a los métodos de monitoreo del proceso de digestión anaerobia (Wu, y otros, 2019). La inestabilidad del funcionamiento genera que los digestores funcionen muy por debajo de su punto de operación, la solución que se emplea es aumentar sus dimensiones en el diseño para compensar las fallas ocurridas. Los trabajos utilizan altos niveles de monitoreo para realizar la detección temprana de problemas y evitar la inestabilidad e inhibición de los reactores, evitando pérdidas.

El principal enfoque de monitoreo del proceso se da en la parte metabólica dentro del reactor, de igual manera ocurre en el monitoreo de la alimentación del sistema. Se concluyó que los métodos de monitoreo en línea se ven severamente limitados por los costos elevados de la instrumentación e instalación (Wu, y otros, 2019).

1.2.1. Digestores anaerobios y su utilización

En la siguiente sección se explicará el estado actual de los digestores anaerobios en el Perú. Además de la problemática que presenta en su funcionamiento.

1.2.2. Digestores anaerobios en el Perú

En el año 2007, en Cajamarca, se desarrolló el primer proyecto con biodigestores en el país. Este proyecto constó de la instalación de doce biodigestores de tipo tubular, realizada por ONGs de Perú, España y Estados Unidos (Ferrer, y otros, 2011). Posterior a esto, y debido a la gran difusión del uso de biodigestores, en el año 2013 se contaba con una cantidad de 360 biodigestores de digestión anaerobia, en todo el Perú (Acosta, Marti, & Gonzales, 2013); sin embargo, muchos de estos se encuentran actualmente sin uso (Valladares C., 2017) .

Existen digestores a escala industrial; los ejemplos más notables son el digestor anaerobio en la central térmica de Huaycoloro (Callao), que genera 4.8MW de electricidad, a partir de residuos urbanos, y vende al SEIN (Sistema Eléctrico Interconectado Nacional); el biodigestor de la empresa avícola “La Calera” que produce 6600 m³/día de biogás, con sustrato de estiércol de aves para su demanda interna; finalmente, el digestor de la empresa “Industrias Palmas del Espino”, que genera 2 MW, utilizando aguas residuales en Tocache, San Martín (Nuñez Pintado, 2017).

Actualmente, se han instalado más digestores a pequeña y mediana escala en las provincias de Ancash (Taramona Ruiz, Barrena Gurbillón, Gamarra Torres, Choy Wong, & Rodríguez Ponce, 2017), en Amazonas (Barrena Gurbillón, y otros, 2019) y en Trujillo (Nieves Rodriguez, 2018). Además, se han realizado estudios relacionados a la capacidad de producción de biol y biosol en Huarochirí (Cóndor L, 2019) y Chosica en Lima (Quispe A, 2015).

1.2.3. Retos y problemática

La principal problemática en el país es la poca tecnología utilizada en los procesos de digestión anaerobia. Tampoco se emplean sistemas de medición y, consecuentemente, los sistemas de control automáticos no pueden ser implementados.

Respecto a los digestores anaerobios básicos, se implementó gran cantidad de estos, como proyectos piloto, en zonas rurales como el caso de Cajamarca en el año 2007. Sin embargo, dejaron de funcionar, luego de unos años de haber sido instalados, producto del poco mantenimiento, desconocimiento del proceso biológico presente y ausencia de sistemas de control.

Por otra parte, los biodigestores para tratamiento de residuos de la agroindustria son utilizados muy por debajo de su capacidad real, y de manera ineficiente, producto de la complejidad biológica. Además, no se lleva a cabo un control de inestabilidades del sistema, simplemente se opta por evitarlas reduciendo la producción.

La gestión de los recursos orgánicos útiles para digestión anaerobia (residuos de agricultura y ganadería) se muestra necesaria, con miras a una producción energética importante para el país. Asimismo, se podría implementar sistemas de digestión anaerobia a nivel industrial para focalizar esfuerzos y aprovechar los recursos antes ubicados. En estos puntos de producción de biogás, para que no se repita la historia, es muy importante un sistema de control automático para el proceso. Este sistema podría garantizar su permanencia en el tiempo. Además, se indicaría el momento exacto para el mantenimiento correspondiente, producto del monitoreo.

Como se explicó previamente, para obtener una producción eficiente de biogás es importante la parte del control automático; a su vez, para un correcto control es necesario el conocimiento propio del tema y de la producción tecnológica. Una alternativa puede ser el control predictivo o contar con los controladores clásicos presentes ampliamente en el mercado (Fernandez Cornejo, Ipanaqué Alama, Cajo Diaz, & De Keyser, 2019).

1.3. Estudios relacionados con el modelamiento matemático

La digestión anaerobia empezó a tomar importancia con el pasar del tiempo; es así como la comunidad científica mundial destinó esfuerzos para entender con la mayor exactitud posible el proceso bioquímico que se desarrolla dentro del reactor. El objetivo de los trabajos era obtener un modelo matemático que represente, bajo ciertas hipótesis, al proceso real.

Este modelo matemático permitiría simular el proceso en entornos computacionales y trabajarlo a nivel laboratorio. De igual manera, con un modelo de este tipo, se podría crear algoritmos o metodologías de control aplicables a sistemas industriales reales para optimizar su funcionamiento.

1.3.1. Modelo ADM1

El primer esfuerzo notable fue el realizado en el año 2002, cuando la Asociación Internacional del Agua (*IWA* por sus siglas en inglés) publicó un artículo en el que presentó un modelo matemático complejo, que incluyó procesos bioquímicos y fisicoquímicos presentes en la degradación por digestión anaerobia. Este modelo se denominó IWA-ADM1 (*Internacional Water Association-Anaerobic Digestion Model No. 1*). Se estructuró para sustratos complejos y se empleó principalmente en trabajos relacionados con el tratamiento de aguas residuales. Las principales ventajas son que representa correctamente a los sistemas reales, es generalizado y es implementable en sistemas computacionales.

IWA-ADM1 permitía la inclusión de procesos inhibidores de la digestión, y tomó en cuenta la población microbiana (Batstone, Keller, Angelidaki, Kalyuzhnyi, & Pavlostathis, 2002). A pesar del notable trabajo, este modelo seguía siendo muy complejo para aplicaciones de tipo distinto a aguas residuales, y no lograba representar con el mismo desempeño los procesos con sustratos agrícolas. Por esta razón, una opción para modelar procesos de digestión anaerobia es realizar adaptaciones a este modelo u otros para que se ajuste a una aplicación específica (Aranda Barradas, Rivera Salvador, Espinoza Solares, Robles Martínez, & Toledo, 2010).

1.3.2. Modelamiento contemporáneo

Posterior al gran hito que significó el modelo IWA-ADM1, se han realizado diversas publicaciones donde se utilizan modelos adaptados u obtenidos mediante métodos novedosos. En los últimos años, algunos trabajos notables son los presentados a continuación.

En el trabajo de Baeten, Batstone, Schraa, Loosdrecht, & Volcke (2019) se presentó un modelo matemático, específicamente, para un reactor de digestión anaerobia de aguas residuales granulares. La importancia de este trabajo radica en que contempla no solo el transporte de líquido y gas, sino también el tratamiento de gránulos comúnmente presentes en sustratos de tipología sólida.

También, en la publicación de Pastor-Poquet, y otros, (2018), se llevó a cabo un modelo para un proceso de digestión anaerobia con grandes sólidos para reactores homogenizados.

La digestión anaerobia con grandes sólidos (*High-solids anaerobic digestion: HS-AD*) es aquella donde el contenido de sólidos totales es superior al 10% de volumen, a diferencia de un proceso 'Húmedo' de digestión anaerobia donde ese contenido es menor al 10%. Este modelo estaba orientado al tratamiento de aguas residuales municipales, y se muestra una adaptación del modelo matemático de acuerdo a los requerimientos. Modelo que podría ser extendido a procesos con sustratos de origen agrícola de mayores dimensiones.

Finalmente, se presenta el trabajo de Hu, Yan, Wang, & Xiao (2018), en el que se desarrolló un modelo de sistema de digestión anaerobia (ADSM) con pocos parámetros ajustables. Emplea la metodología de "*System Thinking*". Los resultados se comparan con los obtenidos por el modelo ADM1 y se concluye un mejor desempeño de la nueva metodología.

Es así como se muestra que actualmente los esfuerzos por entender a cabalidad la complejidad del sistema siguen vigentes y, cada vez, con mejores resultados.

1.4. Estudios relacionados al control automático

Obtenido el modelo matemático que represente, fidedignamente, al proceso de digestión anaerobia (aunque no siempre se puede obtener), el control automático del sistema pasa a ser el objetivo de las investigaciones a nivel mundial. El hecho de que se tenga un modelo matemático permite su implementación en entornos computacionales (MATLAB) donde se pueden diseñar los algoritmos de control. Posteriormente, estos algoritmos podrían ser empleados en el proceso real dentro de una planta industrial.

Sin embargo, al ser un proceso que involucra variables de tipo biológico, el control automático se torna difícil de realizar. Para realizar el sistema de control se debe manejar la instrumentación necesaria para obtener mediciones de salida del proceso y conocer la capacidad de los actuadores en la variable manipulable. Es necesario tenerlo en cuenta, puesto que sin adecuados sensores las mediciones no son correctas, y si no se conocen las restricciones de los actuadores se puede caer en saturación. Ambos problemas podrían traer consigo consecuencias considerables en una producción real.

Algunos sistemas automáticos de control se presentan en las siguientes secciones. Estos están orientados principalmente a digestión anaerobia de aguas residuales, y dichos trabajos se han realizado en los últimos años.

1.4.1. Control empleando controladores adaptativos

En el trabajo de L.Mailleret, Bernard, & Steyer, (2004), se presenta un problema de control para un reactor agitado de alimentación continua de digestión anaerobia. Se asume que la cinética de la digestión anaerobia no está representada totalmente por el modelo empleado. En el trabajo se desarrolla un controlador no lineal adaptativo.

Este controlador modifica su ley de control en base a la nueva información obtenida en cada tiempo de muestreo en la planta. Asimismo, este trabajo muestra que, en presencia de un modelo inexacto, el control automático puede llevarse a cabo con metodologías especializadas.

1.4.2. Control empleando Lógica Difusa

García, Molina, Roca, & Lema, (2007) publicaron un artículo titulado “*Fuzzy-Based Control of an Anaerobic Reactor Treating Wastewaters Containing Ethanol and Carbohydrates*”, en el cual se desarrolla un sistema de control basado en la respuesta obtenida de acuerdo con la metodología de inferencia difusa de Mamdani.

En conclusión, el sistema de control funcionó correctamente durante todas las etapas de la digestión anaerobia. Sin embargo, se muestra muy sensible ante los ruidos, lo que podría generar inestabilidad en el proceso.

1.4.3. Control utilizando controladores predictivos

En el trabajo de Kil *et al.*, (2017), titulado “*Model predictive control with on-line model identification for anaerobic digestion processes*” se diseñó un controlador predictivo basado en modelo no lineal (NMPC en sus siglas en inglés), y se propuso una estrategia de reducción de modelos por estimación de los parámetros para el proceso de digestión anaerobia.

Una vez estimado el modelo, se utilizó para predecir los estados futuros de la planta en el control predictivo no lineal. Todo esto se desarrolla en el entorno de MATLAB, empleando como base el modelo ADM1. Finalmente, como conclusión de la investigación, se planteó que el control predictivo no lineal es aplicable a procesos de digestión anaerobia, siendo un precedente importante para futuros sistemas automáticos de control.

1.4.4. Otras metodologías de control empleadas

En la publicación “*Control of Anaerobic Digestion Reactor with Recirculation Using an Input-Output Linearizing Control Strategy*”, de Tawai *et. al.* (2018), se plantea el uso de un reactor de tipo *upflow* e implementa técnicas de linealización para diseñar un sistema de control.

En la Universidad de Piura, se han realizado investigaciones relacionadas con metodologías de control para el sector agrícola (Rosero, Ipanaqué A., Silupú, & Oviden, 2016; Oviden, Manrique, & Ipanaqué, 2017; Ipanaqué A. & Alvarado T., 2017). Estas también fueron estudiadas y aplicadas en una planta piloto de digestión anaerobia instalada en la Universidad de Piura (Merino Chumacero, 2019).



Capítulo II

Descripción del modelo empleado y del proceso de linealización

2.1. Descripción de la planta y del reactor empleado

Foss Biolab, es una planta piloto ubicada en la granja Foss dedicada a la crianza de vacas lecheras en la localidad de Skien, Noruega. El objetivo de esta planta es recuperar energía y nutrientes de los desechos animales utilizando el proceso de digestión anaerobia.

En la Figura 4 se muestra un diagrama de tuberías e instrumentación (*P&ID*) de la planta biológica. La variable de entrada al reactor era constituida por heces diluidas con el 25% de agua, y la salida obtenida era biogás con 70-75% de metano y fertilizantes. El sistema es monitoreado y controlado por el programa LabVIEW, y las principales partes constituyentes son:

- Un reservorio, donde se realiza la mezcla de heces de vaca con aproximadamente 25% de agua.
- Un tamiz, donde se separan las heces según la cantidad de masa sólida total. La parte más seca (<30% de la masa sólida total) se retira y se utiliza para compostaje.
- Un reactor de digestión anaerobia, donde se realiza el proceso de digestión anaerobia propiamente dicho y tiene una capacidad de 250L.
- Un nitrificador, que se alimenta de los productos líquidos del proceso de digestión y produce fertilizante para los cultivos.

En el reactor de digestión anaerobia, según el diagrama de la Figura 4, se observa una computadora (PC) donde se encuentra el programa de monitoreo y control, una bomba (P2) operada por PWM, dos sensores de flujo (FT-1 y FT-2), sensores infrarrojos de concentración de CH₄ (CT-1) y de CO₂ (CT-2), sensores de temperatura (TT-1, TT-2 y TC-1) y un calentador eléctrico del reactor (H-1).

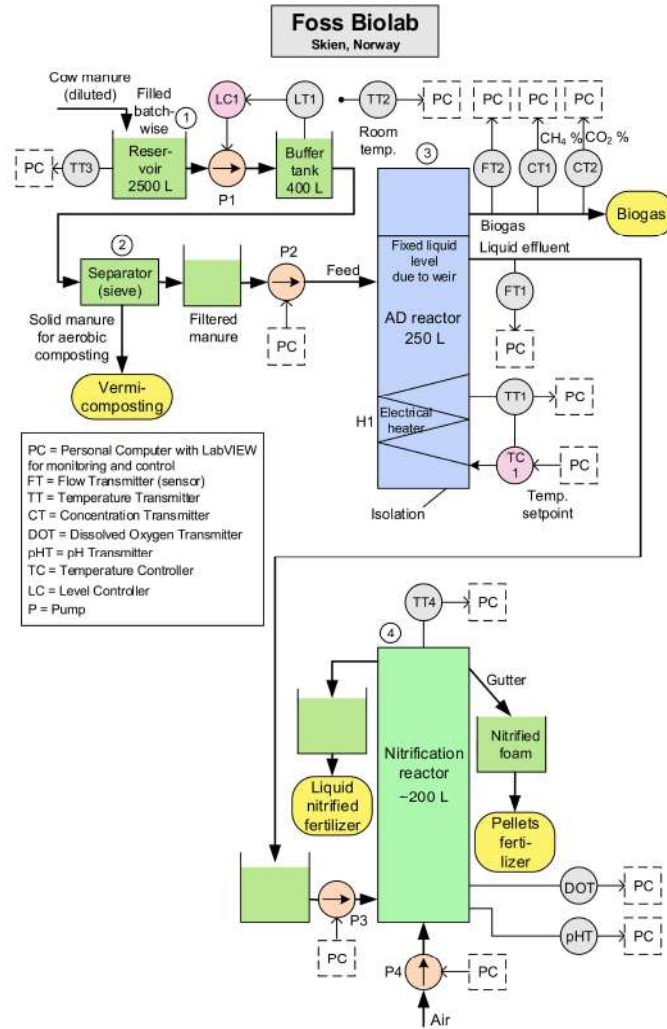


Figura 4. Diagrama de tuberías e instrumentación de la planta Foss Biolab.

Fuente: Obtenida de Finn, Rune, & Bernt, (2013).

En el artículo de Finn, Rune, & Bernt, (2013) se llevó a cabo un trabajo de investigación en el cual se realizó una adaptación de un modelo matemático complejo para el uso específico del reactor perteneciente a la planta Foss Biolab. Las motivaciones de este trabajo fueron:

- El análisis de la dinámica y estado estacionario del proceso de digestión anaerobia para mayor comprensión de su comportamiento.
- El óptimo diseño y operación de reactores de digestión anaerobia a escala real.
- Diseño de estimadores de estado o llamados *soft sensors* en los procesos de digestión anaerobia.

- Sintonización de controladores PID y el diseño e implementación de controladores predictivos basados en modelos (MPCs).

2.2. Adaptación de modelo matemático

Para realizar la adaptación del modelo del reactor se llevó a cabo una comparación según los modelos disponibles en la bibliografía (modelo de Andrews y Graef de 1971, Hill y Barth de 1977, Hill de 1983, Husain de 1908, Batstone *et. al.* de 2002 conocido como IWA-ADM1, entre otros).

También se realizó un análisis según la información que se podía obtener del proceso y las variables que se necesitaban predecir. Como conclusión, se seleccionó al modelo de Hills de 1983, como base para la adaptación, ya que satisfacía los criterios y era lo suficientemente complejo para representar el proceso deseado.

En la Figura 5 se muestran las etapas de la digestión anaerobia contemplada en el modelo base. Finalmente, la adaptación del modelo se llevó a cabo al emplear parámetros (k_1, k_2, k_3 y k_5) estimados específicamente del reactor. También se reemplazó la función de Haldane por la función de Monod para el crecimiento de microorganismos, el objetivo fue reducir la carga de cálculo. Por último, los valores de velocidad de muerte de microorganismos también se consideraron parámetros constantes.

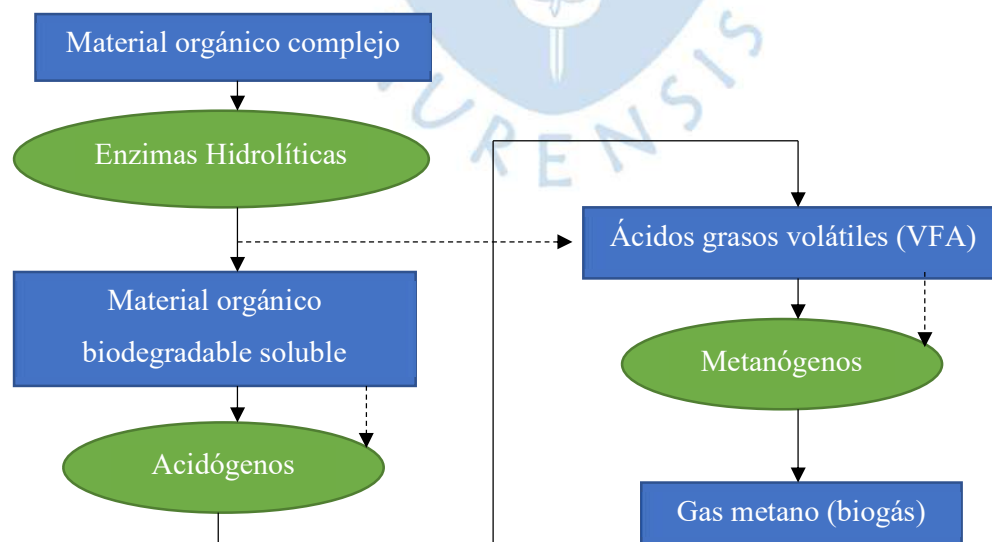


Figura 5. Etapas del modelo de Hill de 1983 de digestión anaerobia.

Fuente: Adaptada de Finn, Rune, & Bernt, (2013).

Las ecuaciones matemáticas que constituyen el modelo del reactor de digestión anaerobia son las siguientes:

$$\begin{aligned}
 S_{bvs_{in}} &= B_0 S_{vs_{in}} \\
 S_{vfa_{in}} &= A_f S_{bvs_{in}} \\
 \dot{S}_{bvs_{in}} &= (S_{bvs_{in}} - S_{bvs}) \frac{F_{feed}}{V} - \mu k_1 A_f X_{acid} \\
 \dot{S}_{vfa} &= (S_{vfa_{in}} - S_{vfa}) \frac{F_{feed}}{V} + \mu k_2 X_{acid} - \mu k_3 X_{meth} \\
 \dot{X}_{acid} &= (\mu - k_d - \frac{F_{feed}}{V}) X_{acid} \\
 \dot{X}_{meth} &= (\mu_c - k_{dc} - \frac{F_{feed}}{V}) X_{meth} \\
 F_{meth} &= V \mu_c k_5 X_{meth} \\
 \mu &= \mu_m \frac{S_{bvs}}{K_s + S_{bvs}} \\
 \mu_c &= \mu_{mc} \frac{S_{vfa}}{K_{sc} + S_{vfa}} \\
 \mu_m(T_{reac}) &= \mu_{mc}(T_{reac}) = 0.013 T_{reac} - 0.129
 \end{aligned} \tag{1}$$

Donde:

- $S_{bvs_{in}}$ [g BVS/L] es la concentración de sólidos volátiles biodegradables (BVS) en la entrada.
- $S_{vs_{in}}$ [g VS/L] es la concentración de sólidos volátiles en la entrada.
- $S_{vfa_{in}}$ [g VFA/L] es la concentración de ácidos grasos volátiles (VFA) en la parte biodegradable de la entrada.
- S_{bvs} [g BVS/L] es la concentración de BVS en el reactor y $\dot{S}_{bvs}$ su razón de cambio.
- S_{vfa} [g VFA/L] es la concentración de VFA en el reactor y $\dot{S}_{vfa}$ su razón de cambio.
- F_{feed} [L/d] es el flujo de alimentación o velocidad de carga, asumido igual al flujo de salida.
- F_{meth} [L/d] es el flujo de biogás, considerado de metano al ser el componente principal.
- V [L] es el volumen efectivo del reactor.
- μ, μ_c son la razón de crecimiento de acidógenos y metanógenos, respectivamente.
- μ_m, μ_{mc} razón de cambio máxima de acidógenos y metanógenos, respectivamente.
- X_{acid} es [g Acidógenos/L] es la concentración de acidógenos y $\dot{X}_{acid}$ es su razón de cambio.

- X_{meth} es [g Metanógenos/L] es la concentración de metanógenos y $\dot{X}_{meth}$ es su razón de cambio.
- T_{reac} es la temperatura del reactor en °C.

A continuación, en la Tabla 2 se muestran los parámetros del modelo matemático.

Tabla 2.

Parámetros del modelo adaptado para el reactor de digestión anaerobia.

Parámetro	Valor
A_f - Constante de acidez	0.69 (g VFA/L)/(g BVS/L)
b - razón de tiempo de retención.	2.90 d/d
B_0 -Constante de biodegradabilidad.	0.25 (g BVS/L)/(g VS/L)
k_1 - Constante de rendimiento.	3.89 g BVS/(g acidógenos/L)
k_2 - Constante de rendimiento.	1.76 g VFA/(g acidógenos/L)
k_3 - Constante de rendimiento.	31.7 g VFA/(g metanógenos/L)
k_5 - Constante de rendimiento.	26.3 L/g metanógenos
K_d - Razón específica de muerte de acidógenos.	0.02 d ⁻¹
K_{dc} - Razón específica de muerte de metanógenos.	0.02 d ⁻¹
K_s - Constante de velocidad media de Monod para acidógenos.	15.5 g BVS/L
K_{sc} - Constante de velocidad media de Monod para metanógenos.	3 g VFA/L
V -Volumen efectivo de reactor.	250 L

Fuente: Obtenida de Finn, Rune, & Bernt, (2013).

2.3. Ajuste de modelo con características locales

Luego del proceso anterior, se obtiene el modelo matemático correspondiente al reactor de digestión anaerobia de la planta Foss Biolab. Según los resultados del trabajo publicado, el modelo reflejó correctamente el comportamiento del sistema real y se validó su correspondencia (Finn, Rune, & Bernt, 2013).

Sin embargo, el objetivo de este trabajo es implementar metodologías de control para reactores que funcionen con sustratos propios del país, es decir, se pretende obtener una aproximación más cercana al contexto peruano. Por lo tanto, se realizó un ajuste en las características del modelo obtenido.

Para realizar estos ajustes se tomó en cuenta la planta de biodigestión presente en la Universidad de Piura, producto del trabajo presentado por Merino Chumacero, (2019). Las consideraciones son las siguientes:

- El volumen efectivo del reactor será de 60 L.
- El valor promedio de flujo de alimentación del reactor será de 2 L/d (punto de operación) asumiendo un funcionamiento continuo.
- El sustrato será cáscara de cacao con una concentración de sólidos volátiles en la entrada de 104.87 g/L.

Se asume que los ajustes efectuados no reflejan cambios severos producto de la similitud y correspondencia respecto al proceso biológico de digestión anaerobia.

2.3.1. Implementación en Simulink

Una vez realizado el proceso de modelación matemática se continuó con la implementación de dicho modelo en el entorno de Simulink en MATLAB. Esto permitió realizar operaciones en un ambiente de simulaciones, para simular y probar los sistemas automáticos diseñados posteriormente.

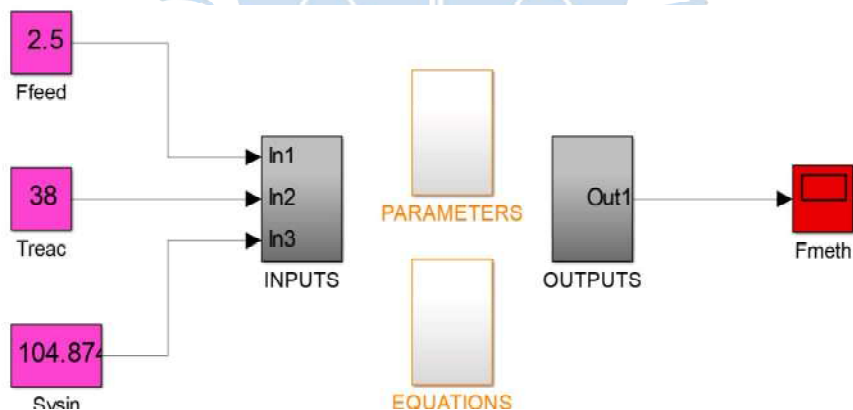


Figura 6. Diagrama de bloques general en Simulink.

Fuente: Elaboración propia.

La implementación se llevó a cabo utilizando la estructura general del modelo (entradas, parámetros, ecuaciones diferenciales y salidas) como se observa en la Figura 6. Todas las ecuaciones diferenciales se representaron utilizando bloques matemáticos, esto se muestra a detalle en la Figura 7.

Otra ventaja de implementar el modelo en Simulink es la facilidad con la que se puede realizar experimentos y simulaciones con el objetivo de sacar conclusiones importantes. Además, que con dicho modelo implementado se diseñarán algunos controladores para el reactor.

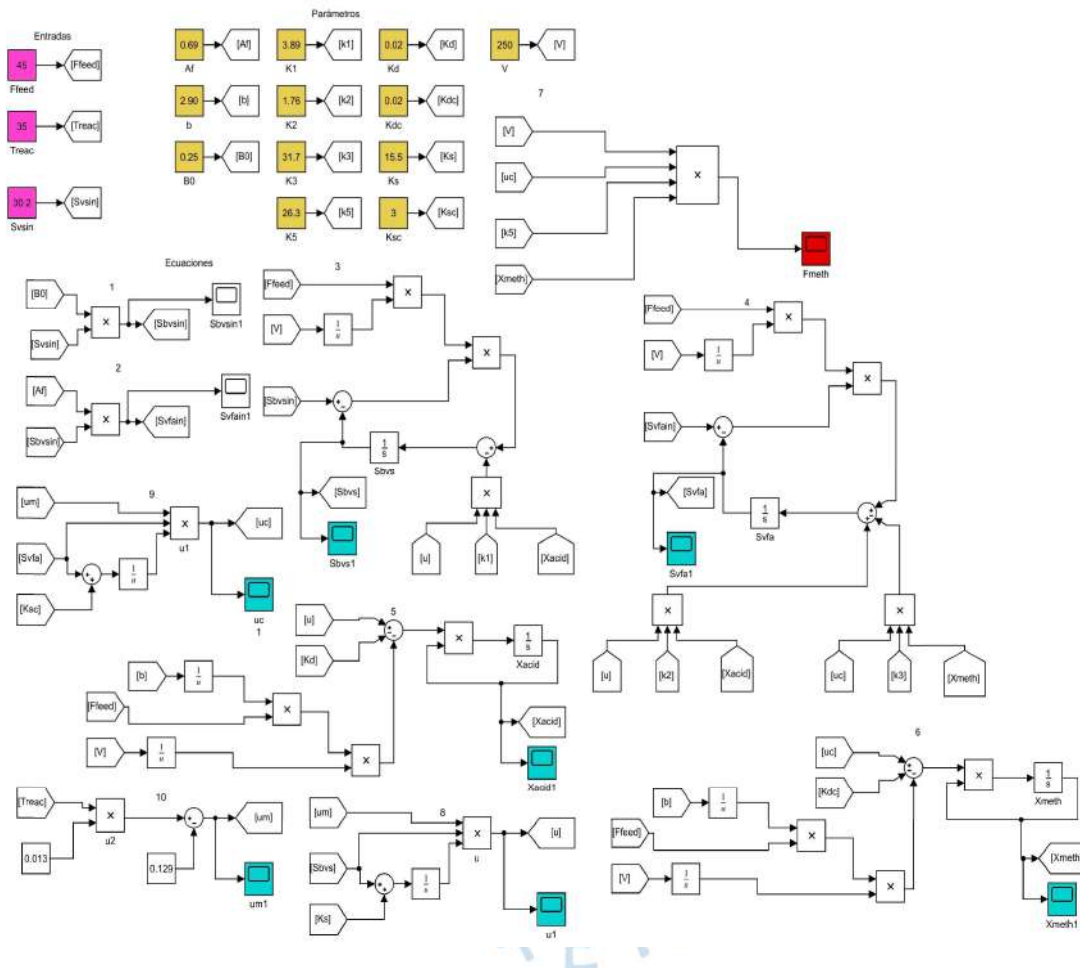


Figura 7. Diagrama de bloques expandido del modelo implementado en Simulink.

Fuente: Elaboración propia.

2.4. Experimento de entradas en el reactor

El modelo matemático del reactor de digestión anaerobia se encuentra implementado en el entorno de Simulink en MATLAB. Por lo tanto, es posible llevar a cabo experimentaciones para diferenciar su comportamiento y definir las futuras acciones.

En principio, el modelo consta de tres entradas y una salida, es un sistema MISO (*Multiple Inputs and Single Output*). Las entradas son el flujo de alimentación (L/día), la temperatura del reactor (°C) y la concentración de sólidos volátiles en la entrada del reactor (g/L). La salida es el flujo de biogás o metano (L/día), obtenido como producto a la salida del reactor.

Se decidió realizar un experimento que permita conocer el efecto de cada entrada del sistema y su influencia en la salida. Por lo tanto, se procedió a introducir entradas de tipo escalón en cada entrada del sistema en un rango que incluya al punto de operación definido (2 L/d). Finalmente, los valores de salida en cada escalón se superpusieron y se observan en las figuras presentadas.

Para el flujo de alimentación el punto de funcionamiento se encuentra en 2 L/día. Se introdujo entradas escalón de 0.5 L/día desde 1 hasta 2.5 L/día. En la Figura 8, se observa la ganancia en la salida al superponer el efecto independiente de los 3 escalones.

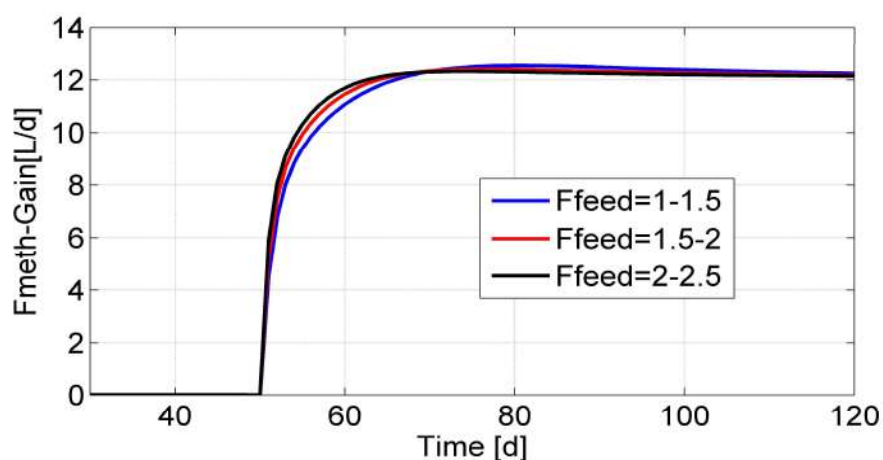


Figura 8. Gráfica de ganancia en flujo de metano al variar el flujo de alimentación.

Fuente: Elaboración propia.

Para la entrada correspondiente a la temperatura el punto de funcionamiento se encuentra en 40°C aproximadamente, por lo tanto, se introdujo escalones de 10 °C entre el rango de 30°C a 60°C. Los resultados de cada escalón son superpuestos y se observan en la Figura 9.

Finalmente, para la concentración de sólidos volátiles a la entrada, el punto de funcionamiento se encuentra en 104.87 g/L. Los escalones se introdujeron de 80 g/L a 140 g/L con un intervalo de 10 g/L. Se observan los resultados en la Figura 10.

Luego de que se observaron las gráficas obtenidas, se confirma la no linealidad del sistema, aunque algunas variaciones generen una aparente linealidad. Adicionalmente, se observa la gran sensibilidad del reactor ante variaciones de temperatura. Esto se comprueba en un entorno real, donde los factores biológicos se ven muy afectados ante variaciones de temperatura importantes.

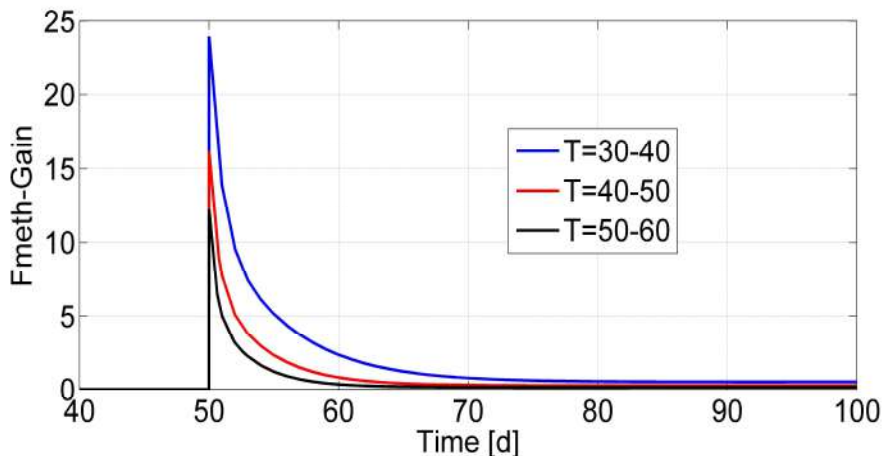


Figura 9. Gráfica de ganancia en flujo de metano al variar la temperatura.

Fuente: Elaboración propia.

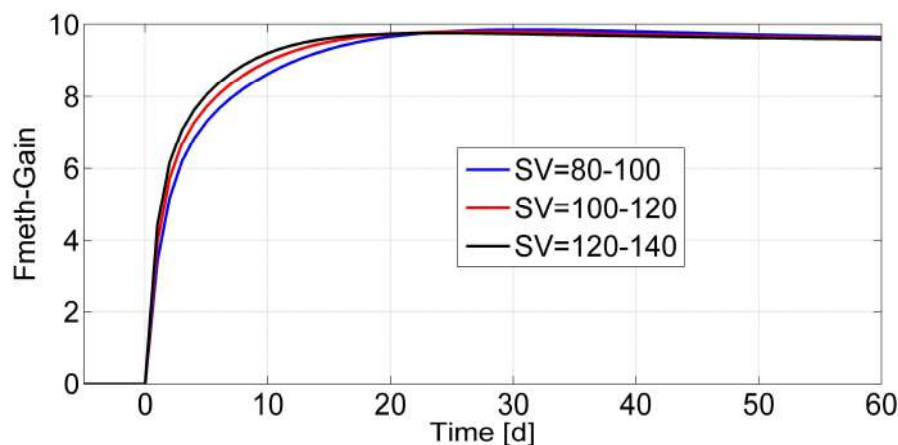


Figura 10. Gráfica de ganancia en flujo de metano al variar la concentración de sólidos volátiles en la entrada.

Fuente: Elaboración propia.

Después de entender el comportamiento del sistema y la influencia de cada una de las entradas, se planteó el lazo de control. Con la entrada del flujo de alimentación se puede controlar de mejor manera el proceso, debido a la alta sensibilidad al variar la temperatura y a la difícil actuación y medición en la concentración de sólidos volátiles a la entrada. Finalmente, se decidió implementar el lazo de control como sistema SISO mostrado en la Figura 11. La entrada del sistema será el flujo de alimentación (L/día) y la salida el flujo de biogás o metano (L/día).



Figura 11. Lazo de control SISO.

Fuente: Elaboración propia.

2.5. Proceso de linealización del modelo no lineal

En esta circunstancia se ha obtenido un modelo matemático propio del reactor de digestión anaerobia. Sin embargo, muchas veces no es posible obtener un modelo matemático que represente fidedignamente el comportamiento de un proceso real, mucho menos si se trata de un proceso biológico complejo como es la digestión anaerobia.

La solución que se plantea ante estas circunstancias es que se linealice el proceso en torno a un punto de funcionamiento. Una vez linealizado se pueden emplear controladores lineales convencionales para automatizar el proceso. Se realizó este procedimiento para poner a prueba su efectividad en este sistema de digestión anaerobia.

El proceso se llevó a cabo utilizando los datos de la respuesta escalón del modelo no lineal del reactor de digestión anaerobia implementado en Simulink. Se realizó usando dos distintas herramientas que se exponen a continuación.

2.5.1. Linealización empleando herramientas de MATLAB

MATLAB es un entorno muy potente para usos de control industrial y automatización de procesos. Una de las aplicaciones incluidas se denomina *MATLAB Identification Tool*. Esta es una herramienta utilizada para identificar un proceso a partir de muestras experimentales y obtener una función de transferencia que lo represente. Este proceso se basa en la minimización del error entre el valor real y el valor obtenido por el modelo generado empleando una función de pérdida. En la Figura 12 se muestra la interfaz de la herramienta empleada.

Producto de este proceso de linealización se obtuvo la siguiente función de transferencia con un 97.39% de similitud:

$$P_1 = \frac{29.93s + 23.90}{0.9484s^2 + 2.788s + 1} \quad (2)$$

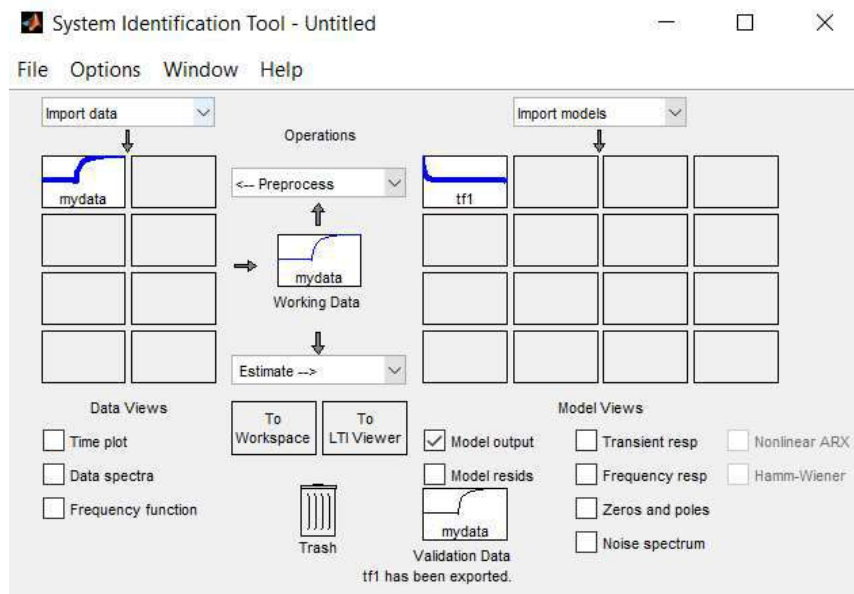


Figura 12. Interfaz de la herramienta de identificación de Matlab.

Fuente: Elaboración propia.

2.5.2. Linealización empleando método de aproximación a SOPDT

En el trabajo realizado por De Keyser & Muresan, (2019), se publicó una nueva metodología de identificación. En este trabajo se desarrolló un método de estimación de procesos a una función de segundo orden más retardo (SOPDT en sus siglas en inglés) a partir de muestras experimentales.

Esta estimación se basa en un cálculo geométrico de áreas bajo la curva obtenida de la respuesta escalón real del sistema (se muestran en la Figura 13). Se realiza la equivalencia geométrica con una función de segundo orden y se ajustan los parámetros al resolver ecuaciones no lineales usando métodos iterativos.

Producto de este proceso de linealización se obtuvo la siguiente función de transferencia:

$$P_2 = \frac{34.89s + 23.90}{0.981s^2 + 3.172s + 1} \quad (3)$$

Finalmente, para comparar los dos modelos obtenidos (ecuación 2 y 3) se realizó la suma del cuadrado del error encontrado en comparación con los valores reales para ambas funciones. El modelo obtenido por la herramienta de MATLAB tuvo un total de 34.5 de error mientras que el modelo lineal obtenido por la herramienta de aproximación SOPDT tuvo un error igual a 30.2.

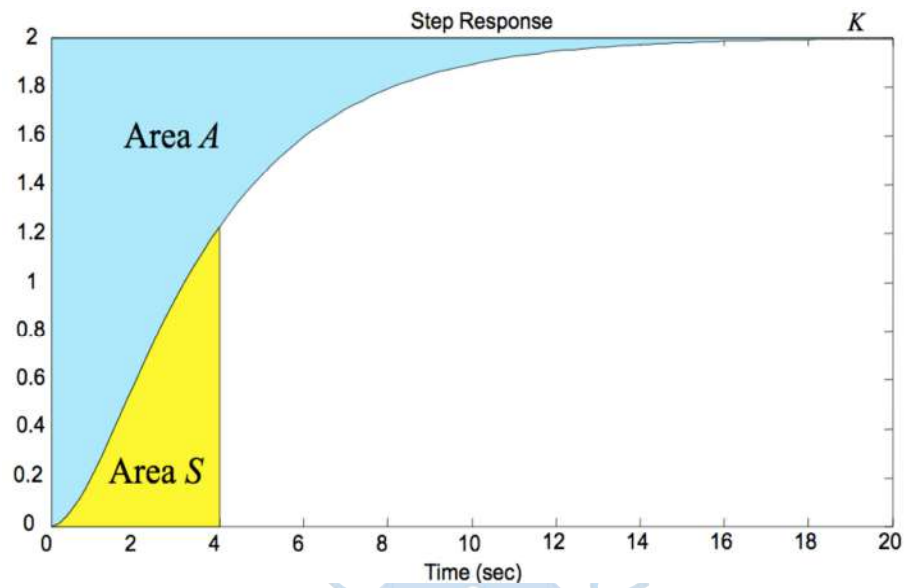


Figura 13. Áreas particionadas empleadas en el método de aproximación a SOPDT.

Fuente: Elaboración propia.

Por lo tanto, el modelo lineal que mejor representó al sistema de acuerdo con la comprobación realizada es el P_2 . Este será el modelo empleado para sintonizar controladores lineales.

Capítulo III

Sintonización y diseño de controladores

3.1. Sintonización de controladores PID clásicos

Los controladores proporcionales, integradores y derivativos (PID) corresponden a los más empleados en toda la gama de reguladores existente. Estos se encuentran aun vigentes en la industria, a pesar de su antigüedad, debido a su fácil adquisición, eficiencia, vasto conocimiento y por la confianza que genera en los usuarios. Sin embargo, todavía se siguen realizando trabajos relacionados al desarrollo de nuevas metodologías de sintonización de PIDs.

Es muy probable que los controladores disponibles en el mercado para una planta de digestión anaerobia en el país sean PID; por lo tanto, se justifica el desarrollo de lazos de control con controladores de este tipo. A continuación, se presenta el proceso de sintonización de controladores PID utilizando metodologías clásicas y contemporáneas. Esto es posible debido a que ya se tiene el modelo lineal (ecuación 3) obtenido en la sección anterior.

3.1.1. Sintonización por el método FRTool

Es un método gráfico computacional desarrollado para encontrar los parámetros del controlador PID, según condiciones definidas por el usuario: robustez, tiempo de establecimiento, sobreoscilación, margen de fase y de ganancia. Está basado, principalmente, en el diagrama de Nichols y en el análisis de frecuencia de los sistemas (Keyser & Ionescu, 2006).

Las principales características de la herramienta FRTool son:

- Puede manejar procesos que involucren retardos.
- Los diagramas son actualizados automáticamente frente a variaciones en el controlador.
- Posee una interfaz amigable con el usuario que simplifica la complejidad de uso.

- Permite la importación y exportación de datos tanto del proceso como del controlador.

En la Figura 14 se observa la interfaz gráfica de la herramienta a detalle. Se puede observar la presencia de los gráficos de Nichols, diagrama de polos y ceros y la respuesta escalón del proceso.

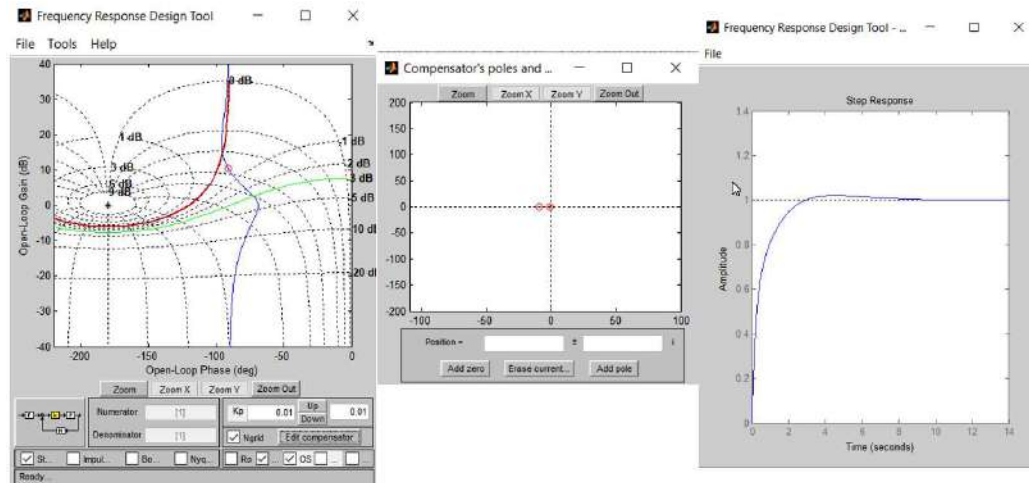


Figura 14. Interfaz gráfica de la herramienta FRTool.

Fuente: Elaboración propia.

Los parámetros utilizados para sintonizar el proceso son: un margen de fase superior a 100° grados sexagesimales, un sobreoscilamiento menor al 5% y un margen de ganancia elevado para mayor robustez. Debido a la facilidad de uso y su versatilidad se sintonizaron dos controladores utilizando esta herramienta, ambos cumplen con las condiciones de sintonización planteadas. Los controladores son los siguientes:

$$PID_1 = \frac{0.01s^2 + 0.1016s + 0.09161}{s} \quad (4)$$

$$PID_2 = \frac{0.02s^2 + 0.2s + 0.5}{s} \quad (5)$$

3.1.2. Sintonización por el método KC TUNER

Es un método iterativo basado en el análisis de frecuencia del proceso. El objetivo es obtener los parámetros del controlador PID a partir de su respuesta a lazo abierto, teniendo en cuenta un valor de estabilidad o robustez deseado.

En este método se trata de ubicar una “zona prohibida” que encierre al punto de inestabilidad en el diagrama de Nyquist. Esta zona se define a partir de los valores de margen

de ganancia y de fase impuestos por el usuario. A partir de esta zona se encuentra el controlador que permite ubicar un punto del proceso (a una frecuencia determinada, que suele ser la frecuencia crítica) tangente a esta región. Si el punto, por efecto del controlador, se vuelve tangente a la zona prohibida, se asegura que cumple con las condiciones de estabilidad planteadas. Esto se grafica en la Figura 15.

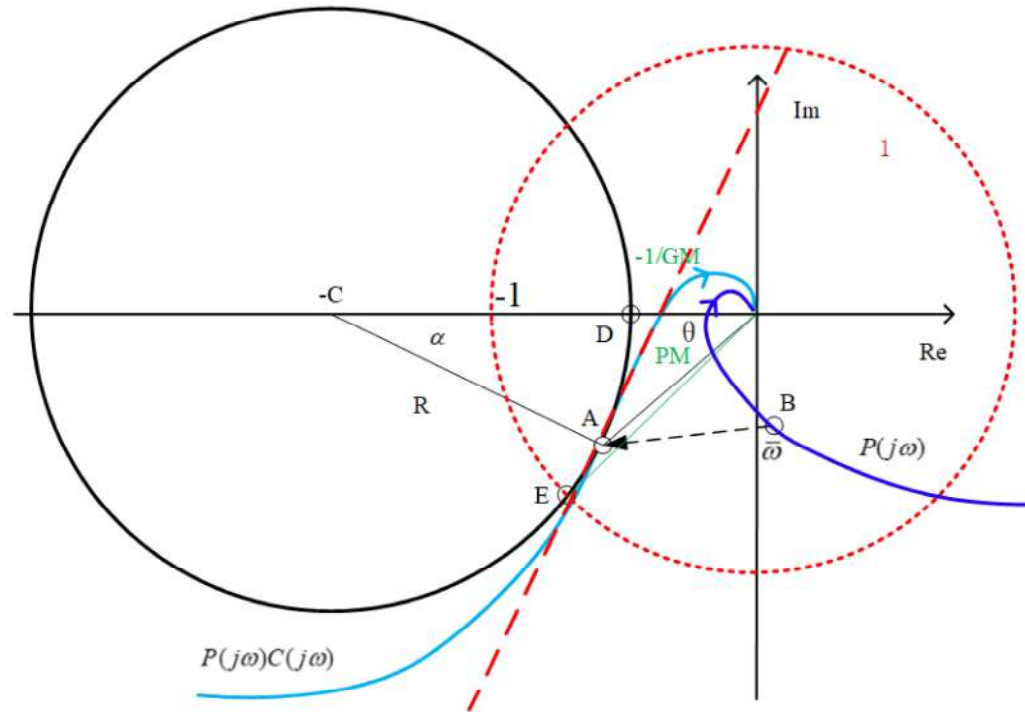


Figura 15. Método de sintonización KCTuner.

Fuente: Tomado de Zhao, et al, (2018).

Para conocer el punto tangente, es necesario calcular la pendiente tanto de la zona prohibida como del proceso involucrado. La pendiente de la zona se obtiene usando principios geométricos y la pendiente del proceso se obtiene mediante una prueba de senos. Esta prueba de senos se realiza según lo mostrado en la Figura 16. Finalmente, el punto tangente es el que tiene la menor diferencia entre la pendiente de la zona y del proceso; por lo tanto, se realiza el cálculo iterativo hasta que se halla dicho punto (De Keyser, Ionescu, & Muresan, 2017).

Para este nuevo sintonizador no es necesario un modelo lineal del sistema, y esa es una ventaja considerable. Por lo tanto, se puede usar directamente en una planta física para sintonizar el controlador. Esta metodología fue presentada en el año 2018 en la 3ra conferencia IFAC de avances en control Proporcional, Integral-Derivativo y ha sido aplicada exitosamente en distintos trabajos (Zhao, y otros, 2018).

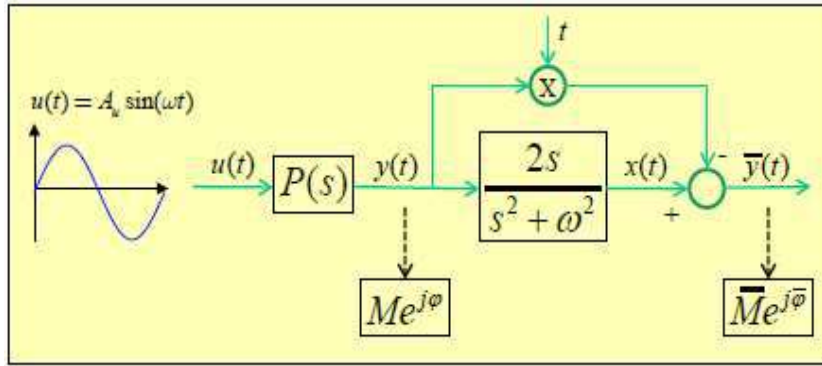


Figura 16. Experimento de senos para hallar la pendiente del proceso en diagrama de Nyquist.

Fuente: Tomada de De Keyser, Ionescu, & Muresan, (2017).

Las condiciones de estabilidad para el proceso de sintonización son los mismos que los empleados en la sintonización con la herramienta de FRTool. El controlador sintonizado con KCTuner es el siguiente:

$$PID_{KC} = \frac{0.003338s^2 + 0.055s + 0.2359}{0.2339s} \quad (6)$$

3.1.3. Comparación de desempeño de controladores PID

Luego de obtener los controladores PID, empleando distintas técnicas de sintonización, se procede a comparar el desempeño de cada uno en el modelo no lineal de reactor de digestión anaerobia en Simulink. Estas condiciones de implementación son las mismas con las que se probaron los demás controladores diseñados. Cabe resaltar que la estructura que se siguió corresponde a un PID con la parte derivativa a la salida para evitar sobreoscilaciones excesivas. En la Figura 17 se muestran los resultados obtenidos con un *setpoint* de 50 L/día de biogas o metano requerido.

Se puede observar que todos los controladores llegan al valor de referencia (50 L/día) deseado; sin embargo, el PID_{KC} presenta una sobreoscilación superior a los demás. Asimismo, el controlador PID₁ llega a la referencia en un tiempo de establecimiento muy superior a los otros dos. También existen diferencias en el esfuerzo de control utilizado por cada controlador, el PID₁ es el que menos esfuerzo de control emplea para llegar al valor de referencia.

Debido a la naturaleza del proceso, se priorizará el esfuerzo de control ante el tiempo de establecimiento. Esto ocurre, principalmente, por la no linealidad del proceso; un cambio

severo, producto de la ganancia proporcional, podría producir una variación violenta de VFA y, eventualmente, una inhibición de la digestión anaerobia del reactor.

En consecuencia, el controlador PID_1 es seleccionado como el controlador PID más adecuado para el proceso. Cabe resaltar que todos tienen un buen desempeño y los métodos de sintonización son efectivos.

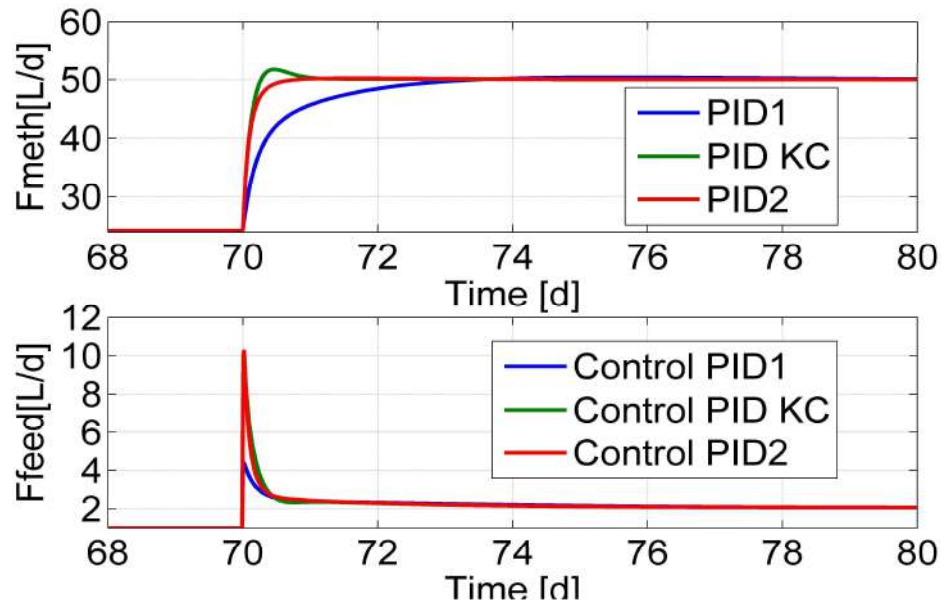


Figura 17. Desempeño de controladores PID en modelo no lineal de reactor implementado en Simulink.

Fuente: Elaboración propia.

3.2. Diseño de controladores predictivos avanzados (EPSAC y NEPSAC)

Los controladores predictivos pertenecen a una metodología de control moderna, que ha generado un revuelo en el sector industrial. *Extended Prediction Self-Adaptive Control* (EPSAC) y *Non-linear Extended Prediction Self-Adaptive Control* (NEPSAC) son enfoques de control predictivo desarrollados en la Universidad de Gante empleados con éxito en distintos trabajos (Hernandez, Murcia, Copot, & Keyser, 2014; Zhao, Cajo, Keyser, Liu, & Ionescu, 2019).

Esta metodología de control avanzado corresponde a una opción prometedora y con muchos beneficios que podría aprovecharse en una planta de digestión anaerobia. A continuación, se presenta la base teórica del controlador y los diseños realizados.

3.2.1. Marco teórico

El control auto adaptativo de predicción extendida (EPSAC) es un enfoque del control predictivo basado en modelo (MBPC) utilizado en sistemas automáticos de control lineales. Está basado en el modelamiento del proceso y de los disturbios, los conceptos de optimización de función de costo y el principio de superposición de efectos (De Keyser R. , 2003).

El modelo del proceso empleado en EPSAC es el siguiente:

$$y(t) = x(t) + n(t) \quad (7)$$

Donde $y(t)$ es la salida medida; $x(t)$ es la salida del modelo y $n(t)$ es el disturbio (en el modelo o proceso), todo en un tiempo discreto designado como t .

La salida del modelo $x(t)$ se puede expresar dependiendo de las entradas $u(t-k)$ y salidas pasadas $x(t-k)$ como:

$$x(t) = f[x(t-1), x(t-2), \dots, u(t-1), u(t-2), \dots] \quad (8)$$

Asimismo, los disturbios $n(t)$ pueden ser modelados como ruido blanco sometido a un filtro determinado.

$$n(t) = \frac{C(q^{-1})}{D(q^{-1})} e(t) \quad (9)$$

Donde, $e(t)$ corresponde al ruido blanco sin relación y con valor medio igual a cero. Además, $C(q^{-1})$ y $D(q^{-1})$ son polinomios en función del operador q^{-1} similar al tiempo discreto z^{-1} que componen al filtro. El modelo comúnmente empleado es el siguiente:

$$n(t) = \frac{1}{1-q^{-1}} e(t) \quad (10)$$

La entrada de control obtenida en EPSAC consiste en dos partes:

$$u(t+k|t) = u_{base}(t+k|t) + \partial u(t+k|t) \quad (11)$$

Donde, $u_{base}(t+k|t)$ indica el valor de control futuro básico y $\partial u(t+k|t)$ indica las acciones de control futuras optimizadas. Es aquí donde se observa el principio propio de los sistemas lineales de superposición de efectos.

Por lo tanto, los valores de salida futuros serán de la siguiente forma:

$$y(t+k|t) = y_{base}(t+k|t) + y_{opt}(t+k|t) \quad (12)$$

Con $y_{base}(t+k|t)$ como el efecto de la entrada base y $y_{opt}(t+k|t)$ como el efecto de las entradas optimizadas con la siguiente expresión a través del horizonte N_u $\partial u(t|t), \dots, \partial u(t+N_u-1|t)$ sabiendo también que $\partial u(t+k|t) = u(t+k|t) - u_{base}(t+k|t)$.

La salida optimizada $y_{opt}(k) \forall k = [1, 2, \dots, N_2]$ en un tiempo discreto, puede ser expresado como la convolución de la respuesta impulso y la respuesta escalón como se muestra a continuación.

$$y_{opt}(t+k|t) = h_k \partial u(t|t) + h_{k-1} \partial u(t+1|t) + \dots + g_{k-N_u+1} \partial u(t+N_u-1|t) \quad (13)$$

Entonces, la formula final de salidas predichas bajo el enfoque EPSAC tiene la siguiente forma:

$$Y = \bar{Y} + GU \quad (14)$$

Donde:

- $Y = [y(t+N_1|t) \dots y(t+N_2|t)]^T$
- $U = [\partial u(t|t) \dots \partial u(t+N_u-1|t)]^T$
- $\bar{Y} = [y_{base}(t+N_1|t) \dots y_{base}(t+N_2|t)]^T$
- $G = \begin{pmatrix} h_{N_1} & h_{N_1-1} & \dots & g_{N_1-N_u+1} \\ h_{N_1+1} & h_{N_1} & \dots & \dots \\ \dots & \dots & \dots & \dots \\ h_{N_2} & h_{N_2-1} & \dots & g_{N_2-N_u+1} \end{pmatrix}$

Posteriormente, se define la función de costo a optimizar se la siguiente manera:

$$J = \sum_{k=N_1}^{N_2} [r(t+k|t) - y(t+k|t)]^2 \quad (15)$$

El valor de $r(t+k|t)$ corresponde al valor de trayectoria de referencia. En forma matricial se representa como se indica en la ecuación 16.

$$\begin{aligned} (R-Y)^T (R-Y) &= [(R-\bar{Y})-GU]^T [(R-\bar{Y})-GU]; \\ R &= [r(t+N_1|t) \dots r(t+N_2|t)]^T \end{aligned} \quad (16)$$

Se optimiza la función matricial y se obtiene el valor de entrada optimizado mostrado a continuación.

$$U^* = [G^T G]^{-1} [G^T (R-\bar{Y})] \quad (17)$$

Finalmente, la ley de control en el enfoque EPSAC consiste en el primer valor de la entrada optimizada sumada al valor de la entrada base, este es el valor de entrada para el siguiente tiempo de muestreo $(t+1)$ en el proceso.

$$u^*(t) = u_{base}(t|t) \dots \partial u(t|t) = u_{base}(t|t) + U^*(1) \quad (18)$$

En la Figura 18 se muestra un diagrama de flujo simplificado del funcionamiento del controlador predictivo EPSAC.

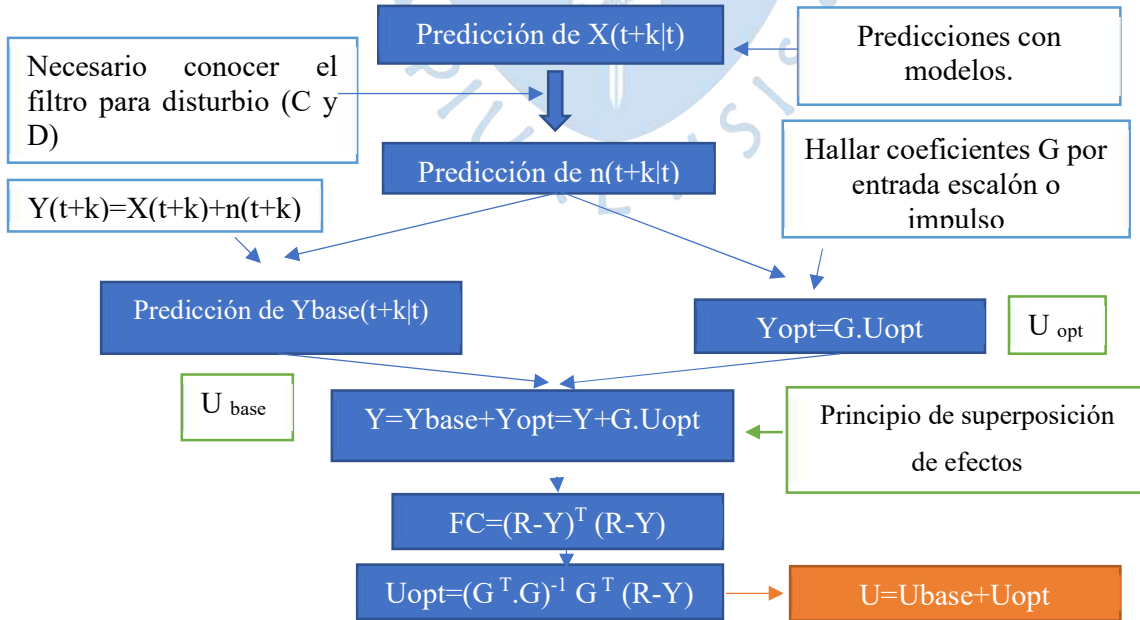


Figura 18. Diagrama de flujo del controlador predictivo EPSAC.

Fuente: Elaboración propia.

El enfoque de control predictivo NEPSAC está orientado a sistemas no lineales, los pasos son básicamente los mismos que los ejecutados en EPSAC. Sin embargo, la diferencia radica en que en cada tiempo de muestreo el algoritmo realiza el mismo proceso de optimización hasta que el valor de entrada optimizada $U^*(l)$ en (18) sea muy cercano a cero. Esto significa que el término $y_{opt}(t+k|t)$ en (12) puede hacerse gradualmente igual a cero.

En consecuencia, el principio de superposición, que solo es válido para sistemas lineales, ya no está involucrado y la solución es válida también para sistemas no lineales. En otras palabras, se realiza un proceso iterativo para garantizar su funcionamiento generalizado.

Este enfoque (NEPSAC) se emplea cuando el modelo no lineal del proceso puede ser obtenido matemáticamente y, al tener más precisión en las predicciones, se esperan mejores resultados que los obtenidos utilizando una linealización. En la Figura 19 se muestra un diagrama de flujo simplificado del funcionamiento del controlador NEPSAC, es bastante similar al controlador EPSAC, mas no son iguales.

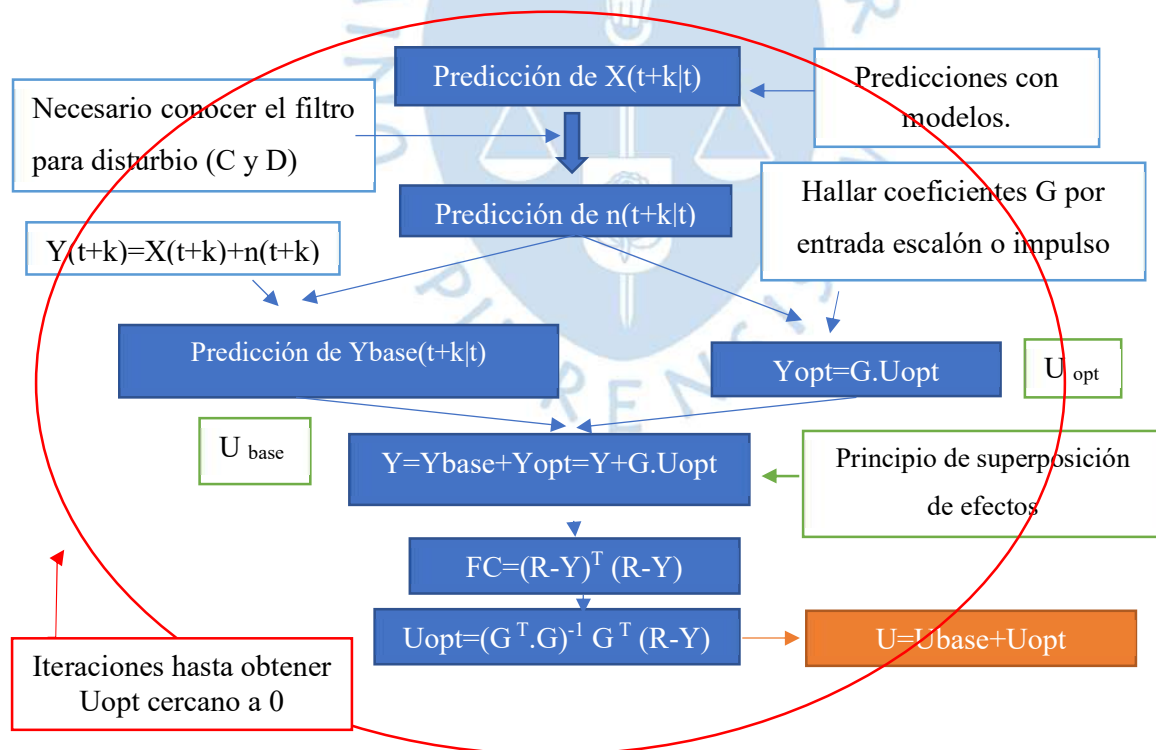


Figura 19. Diagrama de flujo del controlador predictivo NEPSAC.

Fuente: Elaboración propia.

3.2.2. Parámetros de control

Los parámetros en el control predictivo bajo el enfoque EPSAC y NEPSAC son listados a continuación:

- Tiempo de muestreo (T_s): Está definido según la naturaleza del proceso, como se trata de un proceso biológico lento podría tomar valores como fracciones de días.
- Horizonte de control (N_u): Corresponde al número de muestras contempladas al momento de realizar el control predictivo. Por defecto toma el valor de $N_u=1$.
- Horizonte de predicción (N_2): Corresponde al número de predicciones contempladas al realizar el control del proceso. Su selección también depende de la naturaleza del proceso y tiene influencia directa en el desempeño del controlador.
- Restricciones: En EPSAC como NEPSAC se puede incluir restricciones tanto para la salida como para la entrada del proceso. Estas restricciones se incluyen al momento de resolver el problema de optimización de la función de costo.
- Modelos empleados: En el caso de EPSAC se emplea una función de transferencia que represente al proceso linealizado. En NEPSAC se emplea el modelo no lineal del proceso directamente.
- Modelo de disturbio: Corresponde a un elemento importante en el control predictivo. Si se obtiene un modelo preciso de los disturbios presentes, el controlador funcionará de la mejor manera. Una forma de mejorar el control es incrementar la precisión al predecir los disturbios.
- Error admitido en NEPSAC: Corresponde a la diferencia entre los valores optimizados $y_{opt}(t+k | t)$ y cero.

3.2.3. Diseño de controladores EPSAC y NEPSAC

La implementación del controlador EPSAC para el proceso de digestión anaerobia en cuestión se lleva a cabo en el entorno MATLAB. El controlador EPSAC utiliza el modelo lineal del proceso obtenido en la sección 2.5.2 en la ecuación (3). Este enfoque es útil en vista de la baja posibilidad de obtener un modelo no lineal de exactitud en un proceso de alta complejidad como el de la digestión anaerobia.

El sistema tendrá como única variable manipulada el flujo de alimentación (F_{feed}) y el valor de la concentración de sólidos volátiles será constante (104.874 g / L) propio del sustrato, es decir, no habrá presencia de disturbios o variaciones en su valor. Antes de comenzar el control, el sistema se encuentra en estabilidad con un valor en el flujo de alimentación de 1L/día y una producción de 24.3 L/día de metano.

Los parámetros del controlador EPSAC se dan de la siguiente manera:

- Horizonte de predicción= 15
- Horizonte de control= 1
- Tiempo de muestreo= 0.1 días
- Número de muestras= 100
- Valor de referencia (*Setpoint*)= 50 L/día de metano.
- Restricciones: Flujo de metano [0,100] L/día, Flujo de alimentación [0,6] L/día.

El controlador NEPSAC usa el sistema no lineal con las ecuaciones presentadas en el Capítulo II. En vista de que se tiene el modelo matemático del reactor, esta debería ser la metodología de control ideal según su comportamiento no lineal. Sin embargo, es necesario realizar la comparación con las otras opciones de control para llegar a conclusiones sólidas.

El controlador NEPSAC está diseñado en las mismas condiciones que la implementación de EPSAC y los mismos parámetros (horizonte de predicción = 15, horizonte de control = 1, tiempo de muestreo = 0.1 días, número de muestras = 100, referencia = 50 L/día). El error admitido de entrada optimizada tendrá un valor de 0.001. Este último parámetro corresponde solo para el controlador NEPSAC y necesariamente debe ser un valor cercano a 0.



Capítulo IV

Comparaciones y análisis de resultados

4.1. Resultados de controladores EPSAC y NEPSAC

Una vez diseñados los controladores, se procede a implementarlos en el sistema de control para la evaluación de desempeño. A pesar de que, el controlador EPSAC emplea el modelo lineal del proceso, este se implementa y se prueba con el modelo no lineal del reactor de digestión anaerobia. Los resultados del sistema de control con el controlador EPSAC se muestran en la Figura 20.

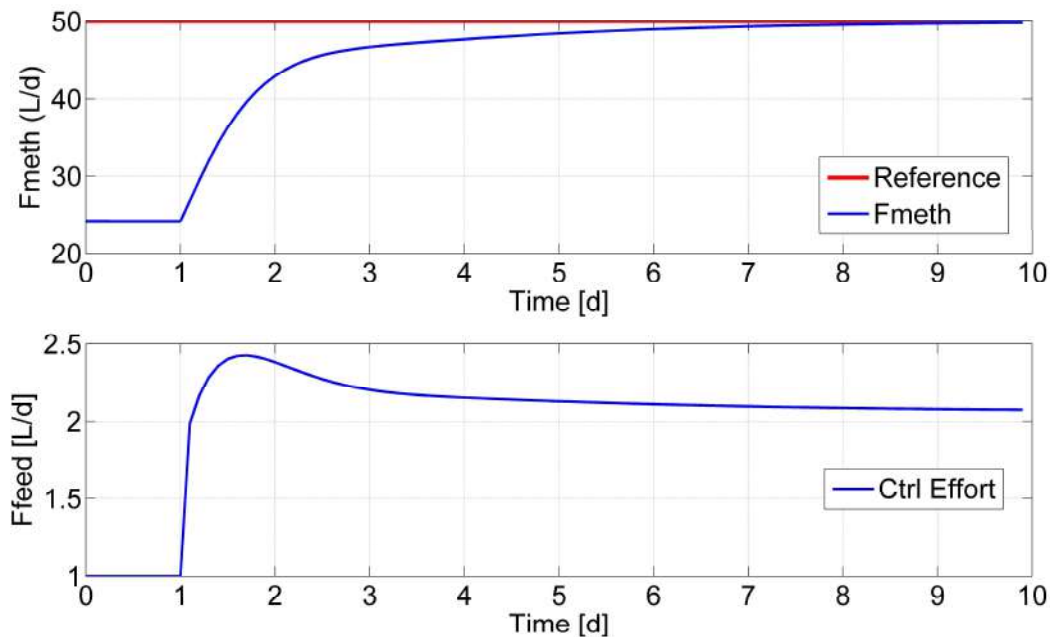


Figura 20. Sistema de control empleando controlador predictivo EPSAC.

Fuente: Elaboración propia.

Se puede observar que el sistema de control lleva al proceso al valor de referencia indicado (50 L/día) en 9 días aproximadamente. Asimismo, el esfuerzo de control tiene como

valor máximo 2.424 L/día, por lo tanto, no existe saturación y se observa además un comportamiento sin fase no mínima y sin sobreoscilaciones.

Para el lazo cerrado con el controlador NEPSAC, se comprobó su desempeño en las mismas condiciones de trabajo. Ambos se implementaron con el modelo no lineal del reactor de digestión anaerobia. Los resultados del lazo de control se muestran en la Figura 21.

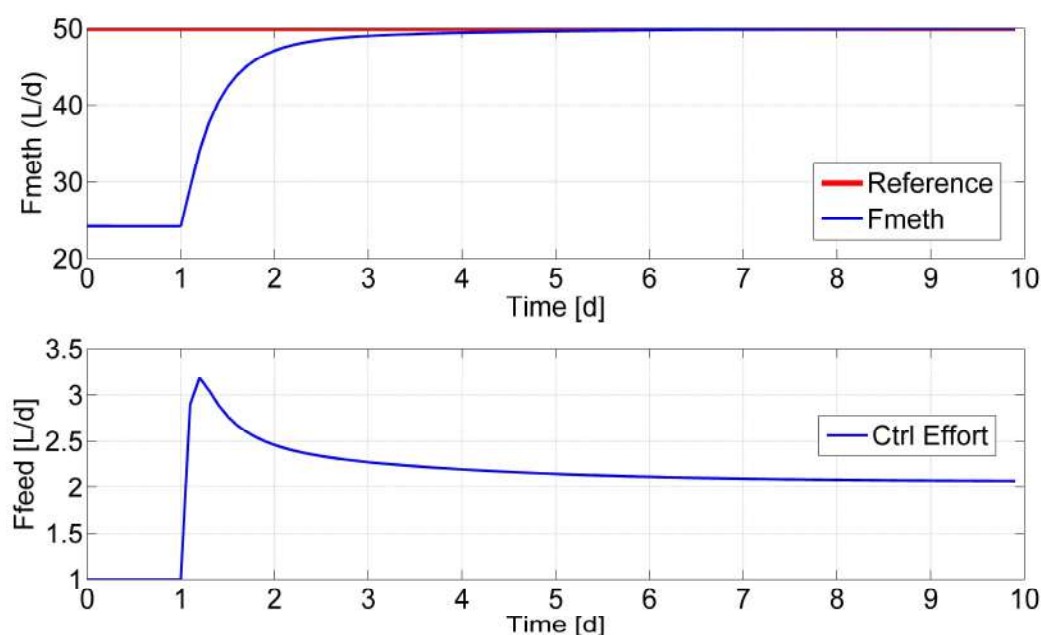


Figura 21. Sistema de control empleando controlador predictivo NEPSAC.

Fuente: Elaboración propia.

Se puede observar que el sistema de control también lleva al proceso al valor de referencia indicado (50 L/día) pero en menos tiempo (5 días, aproximadamente). Además, el esfuerzo de control tiene como valor máximo 3.186 L/día, tampoco existe saturación, pero es superior al máximo valor de entrada en EPSAC. Por otra parte, no existe fase no mínima ni sobreoscilaciones.

4.2. Comparación entre PID, NEPSAC y EPSAC

Después de implementar los sistemas de control, inicialmente, con un controlador PID, luego con un controlador predictivo EPSAC y, finalmente, con un controlador predictivo NEPSAC, se procedió a comparar el desempeño de los tres mencionados. Todos los controladores se implementaron en igualdad de condiciones y con el modelo no lineal de reactor de digestión anaerobia.

En la Figura 22 se muestra una gráfica donde se representa la salida y la entrada de los tres lazos de control. Se puede observar su comportamiento claramente para realizar una comparación objetiva.

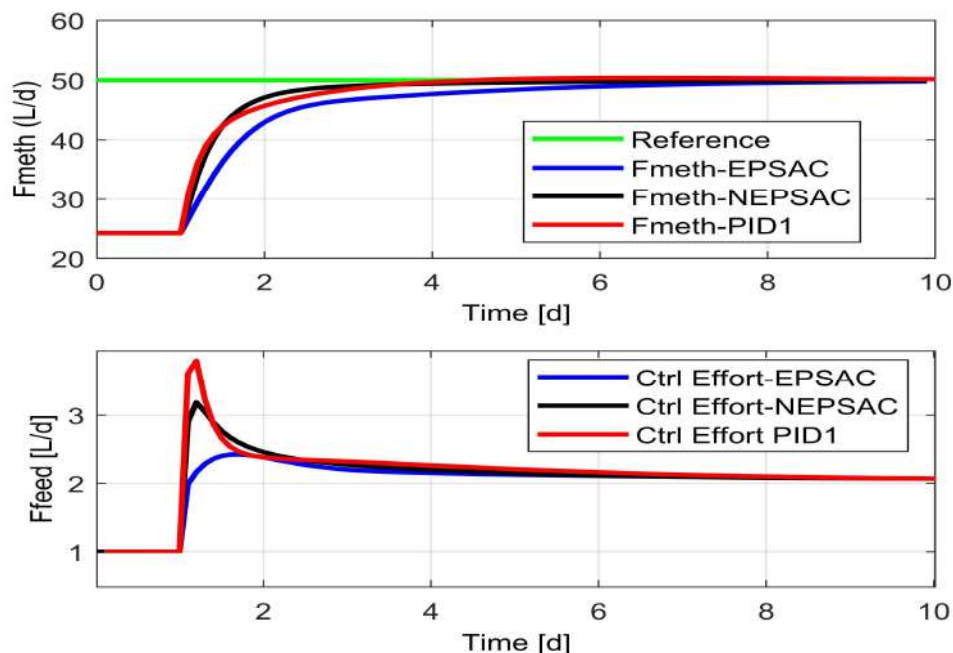


Figura 22. Gráfico de salida y entrada del proceso de los tres controladores implementados.

Fuente: Elaboración propia.

El controlador NEPSAC no presenta picos por encima de la referencia, el controlador PID presenta un sobreoscilamiento insignificante, ambos llegan a la referencia en el mismo tiempo (5 días, aproximadamente). Del mismo modo, EPSAC tiene el menor valor máximo de esfuerzo de control empleado; los controladores PID y NEPSAC son superiores en un 57.01% y 31.46%, respectivamente. Sin embargo, el controlador EPSAC llega a la referencia en un tiempo superior a los otros controladores (9 días).

Luego se realizó una evaluación de los controladores ante perturbaciones. En esta evaluación se llevó a cabo una simulación de 20 días de duración en la cual se agregó un disturbio a la entrada del proceso en el día 10. Este disturbio es de tipo escalón, con una amplitud de 0.2 L/d en la variable de entrada. Se interpreta como una falla en la bomba de alimentación del reactor. En la Figura 23 se muestran los resultados del análisis.

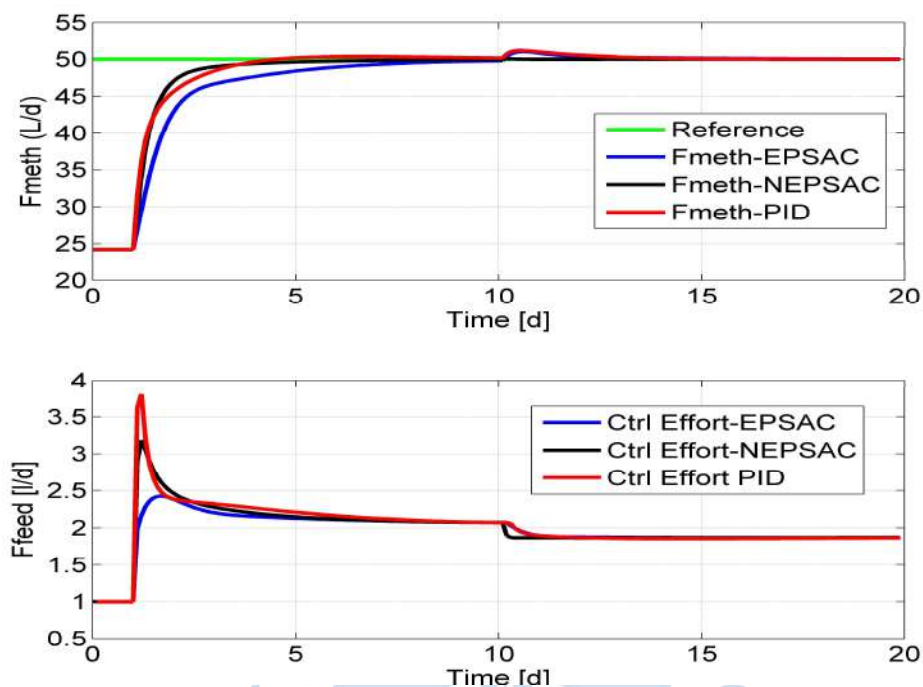


Figura 23. Resultados de evaluación de controladores ante perturbaciones.

Fuente: Elaboración propia.

Se puede observar que todos los controladores diseñados compensaron los efectos del disturbio a la entrada del proceso y se mantuvo la salida en el valor de referencia indicado. Asimismo, los controladores EPSAC y PID tuvieron un comportamiento similar, ambos actuaron en un tiempo de 2 días. Sin embargo, el controlador no lineal NEPSAC pudo mantener el valor de salida en el valor deseado casi de manera instantánea. El esfuerzo de control refleja su rápida actuación frente a la perturbación presentada.

Capítulo V
Publicación científica en SCOPUS



Classical and Advanced Control Methods Applied to an Anaerobic Digestion Reactor Model

E. Fernandez, W. Ipanaque, R. Cajo, R. De Keyser

Abstract— In this work, advanced method of process control as Extended Prediction Self-Adaptive Control (EPSAC) and Non-linear Extended Prediction Self-Adaptive Control (NEPSAC) are implemented and compared with the traditional PID controller tuned by a novel KC autotuning method and a classical FRtool method. The controllers are designed based on a linear and non-linear reactor model of the Anaerobic digestion pilot plant located in Peru. The performance evaluation of the controllers is realized through MATLAB environment with model parameters obtained experimentally. Also, a linear model has been developed using a novel estimation method of a Second Order Plus Dead-Time models (SOPDT). The results show that NEPSAC outperforms the other controllers.

Keywords— PID Controller, KC autotuner, FRtool, NEPSAC, EPSAC, SOPDT, Anaerobic Digestion.

I. INTRODUCTION

THE process of anaerobic digestion consist in that organic components of complex structure are reduced to simpler ones without the presence of oxygen [1], [2]. The main objective is to obtain as final product Methane (CH_4), other additional components (CO_2 , H_2 , etc.) and solid and liquid residuaries (which could serve as natural fertilizers) [1]. Also, anaerobic digestion is widely used for wastewater treatment [3].

The anaerobic digestion process means a great opportunity for development in different raw material producing countries because it tries to obtain clean energy [4] from easy access sources. In short words, this biodigesters transform the agricultural waste (organic wastes and animal feces) to useable biogas. In recent years, the range of crops whose residues can be used to produce biogas by anaerobic digestion has expanded to crops waste such as wheat straw, corn stover, sugar beet residue, potato waste, soybean residue, and cotton gin waste [5].

This work was supported by the National Fund for Scientific and Technological development (FONDECYT) and the National Council for Science, Technology and Technological Innovation (CONCYTEC) from Peru under mobilization 167-2018.

Fernandez E. and Ipanaque W. authors are with Piura University, Automatic and Control Systems laboratory, Av. Ramón Mugica 131, Piura, Perú (e-mail: edson.fernandez@pregrado.upeu.edu.pe; William.ipanaque@upeu.edu.pe).

Cajo R. and De Keyser, R authors are with Ghent University, Faculty of Engineering and Architecture, Research group on Dynamical Systems and Control Technologiepark 125, B9052 Gent, Belgium (e-mails: {RicardoAlfredo.CajoDiaz, Robain.DeKeyser}@UGent.be).

Also Cajo R is with Escuela Superior Politécnica del Litoral, ESPOL, Grupo de Investigación en Automatización y Control Industrial Campus Gustavo Galindo Km 30.5 Vía Perimetral, P.O. Box 09-01-5863, Ecuador, Guayaquil.

De Keyser, R. author is with EEDT Core Lab on Decision and Control, Flanders Make consortium, Tech Lane Science Park 131, 9052 Ghent.

In Perú, there were 360 biodigester just until 2012 [4]. The main problem with this is that after the biodigester plants are implemented, correct control and management is not carried out [4] and the biodigesters stop working and become a big lost to the country. Faced with this problem, the study of biodigesters and anaerobic digestion is shown as a new development opportunity for many countries.

For this reason, it has been the research focus for industry and researchers for long time. One important point is that, many models have been developed for a better study. The ADM1 (Anaerobic Digestion Model One) created in [6] has been the most complex and complete. However, in the recent years some models for specific digesters have been developed and adapted with a good performance. A model for granular anaerobic digester is presented in [7], a High-Solid Anaerobic digestion model is carried out in [8] and an anaerobic digestion system model (ADSM) by the System Thinking methodology (based on that the behavior of the systems are the result of the existing relations between their elements) is exposed in [9].

In that way of development, there are some improvements in anaerobic digesters in the last years. Currently, it is presented the pretreatment and co-digestion process as the solutions to the problems of poor performance in obtaining biogas [10], [11]. Another example of these new trends is the microaeration process utilized to increase biogas production [12]. Also, the use of anaerobic digestion combined with bioelectrodes in [13] is motivated. Finally, the new theories in process monitoring are encouraged to give early warnings to instabilities in [14].

Additionally, some works have been done in relation to the control of anaerobic digesters. In [15] they focus on controlling the system nonlinearities, but they need the complete knowledge of the system that many times is not found. In addition, other control methods such as fuzzy logic [16] and nonlinear model predictive control [17] were developed. Another technique is exposed in [18] where an Input/Output linearizing control strategy is used. Moreover, some works have been carried out at the Piura University related to control in agricultural methods and biodigestion such as [19],[20],[21],[22]. Because control is a fundamental part of the operation of anaerobic digesters, it is necessary to continue generating knowledge in this field.

In that sense, this work compares the performance of advanced predictive controllers and classical PID controllers with the non-linear model of the Anaerobic digestion pilot plant located in Peru. Predictive controllers are implemented under the EPSAC and NEPSAC approach.

While, PID controllers are tuned through a novel KC autotuner method and the FRtool method.

The linear model for the controllers that require it in their design (EPSAC and PID tuned by FRtool method) is obtained by two methods: The MATLAB Identification Tool and a novel robust estimation method of a SOPDT. The objective is to increase and encourage the use of these control methodologies in Anaerobic Digestion Reactors.

This paper is structured as follows. In section II, a description of the plant is presented. The design detail of the PID and MPC controllers is shown in section III and IV respectively. Finally, the conclusions are given in section V.

II. DESCRIPTION OF THE PILOT PLANT REACTOR.

The mathematical model used belongs to the continuous reactor of anaerobic digestion of the FOSS BIOLAB plant in Norway that produces methane from cow manure [1].

The input of the plant constitutes cow manure diluted with 25% water and then it is filtered and processed in an anaerobic digestion reactor. Finally, biogas is obtained from the plant and it consists of 70-75% methane and the rest of solid fertilizers.

A. Nonlinear Model Mathematical Equations.

This model is an adaptation of Hill's model for anaerobic digestion. It is selected basically by its practical and easy implementation into a computer environment [1]. In this work, this model is used because it is an example of a general biodigestion pilot plant. The mathematical equations that represents the reactor process are presented in (1):

$$\begin{aligned}
 S_{bvs_{in}} &= B_0 S_{vs_{in}} \\
 S_{vfa_{in}} &= A_f S_{bvs_{in}} \\
 \dot{S}_{bvs_{in}} &= (S_{bvs_{in}} - S_{bvs}) \frac{F_{feed}}{V} - \mu k_1 A_f X_{acid} \\
 \dot{S}_{vfa} &= (S_{vfa_{in}} - S_{vfa}) \frac{F_{feed}}{V} + \mu k_2 X_{acid} - \mu k_3 X_{meth} \\
 \dot{X}_{acid} &= (\mu - k_d - \frac{F_{feed}}{V} \frac{b}{b+X_{acid}}) X_{acid} \\
 \dot{X}_{meth} &= (\mu_c - k_{dc} - \frac{F_{feed}}{V} \frac{b}{b+X_{meth}}) X_{meth} \\
 F_{meth} &= V \mu_c k_5 X_{meth} \\
 \mu &= \mu_m \frac{S_{bvs}}{K_s + S_{bvs}} \\
 \mu_c &= \mu_{mc} \frac{S_{vfa}}{K_{sc} + S_{vfa}} \\
 \mu_m(T_{reac}) &= \mu_{mc}(T_{reac}) = 0.013 T_{reac} - 0.129
 \end{aligned} \tag{1}$$

TABLE 1. FOSS BIOLAB model parameters [1].

Parameter	Value
A_f - Acidity constant	0.69 (g VFA/L)/(g BVS/L)
b - Retention time ratio	2.90 d/d
B_0 -Biodegradability constant.	0.25 (g BVS/L)/(g VS/L)
k_1 - Yield constant.	3.89 g BVS/(g acidogens/L)
k_2 - Yield constant.	1.76 g VFA/(g acidogens/L)
k_3 - Yield constant.	31.7 g VFA/(g methanogens/L)
k_5 - Yield constant.	26.3 L/g methanogens
K_d - Specific death rate of acidogens.	0.02 d ⁻¹
K_{dc} - Specific death rate of methanogens	0.02 d ⁻¹
K_s -Monod half-velocity constant for acidogens.	15.5 g BVS/L
K_{sc} -Monod half-velocity constant for methanogens.	3 g VFA/L
V -Effective reactor volume	250 L

Where:

$S_{bvs_{in}}$ [g BVS/L] is concentration of BVS in influent.

$S_{vs_{in}}$ [g VS/L] is concentration of volatile solids in influent.

$S_{vfa_{in}}$ [g VFA/L] is concentration of VFA in biodegradable part of influent.

S_{bvs} [g BVS/L] is concentration of BVS in reactor and $\dot{S}_{bvs}$ the rate of change.

S_{vfa} [g VFA/L] is concentration of VFA acids in reactor and $\dot{S}_{vfa}$ the rate of change.

F_{feed} [L/d] is influent or feed flow or load rate, assumed equal to effluent flow.

F_{meth} [L/d] is the methane flux.

V [L] is effective reactor volume.

μ, μ_c are growth rate of acidogens and methanogens respectively.

μ_m, μ_{mc} maximum reaction rate for acidogens and methanogens respectively.

X_{acid} is [g Acidogens/L] is concentration of acidogens and $\dot{X}_{acid}$ is the rate of change.

X_{meth} is [g Methanogens/L] is concentration of methanogens and $\dot{X}_{meth}$ is the rate of change.

T_{reac} is the reactor temperature in °C.

Finally, the Table 1 represents the parameters of the model.

Besides, it is intended to obtain an approximation that is closest to a Peruvian context. Therefore, some variations are made in the parameters and operation point of the model considering aspects of the biodigesters previously developed at the Piura University. These variations did not change the normal response of the reactor. The considerations are:

- Effective reactor volume of $V=60L$.
- Average reactor feed flow value of $2L/d$ (Operation point).
- Cocoa husk as substrate with volatile solid's concentration in the input of the process of $104g/L$.

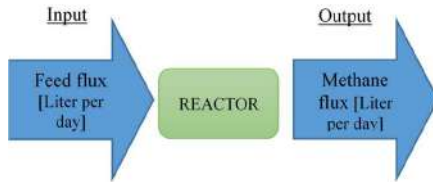


Fig. 1. General scheme of the SISO system.

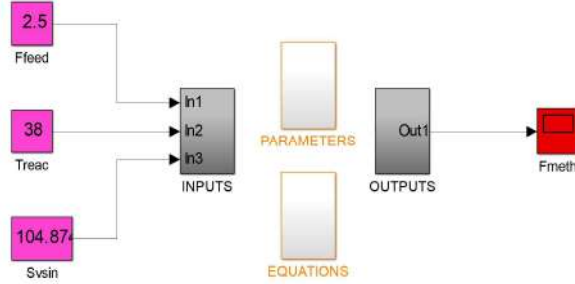


Fig. 2. Anaerobic digestion Reactor model in Simulink block diagram.

Finally, the manipulated input and output variables of the SISO system are presented in the following scheme in Fig. 1.

Other non-manipulated variables considered as inputs are the Reactor temperature [°C] and the Volatile solids concentration [g/L]. In order to implement the control systems, it is necessary to have the pilot plant model in a computational environment. MATLAB software is selected because of its high calculation potential and academic application. The mathematical model is represented into Simulink environment in the Fig.2. It has been organized into subsystems.

It is important to clarify that the proposed system is designed in order to allow the learning and application of control methodologies (EPSAC, NEPSAC and PID). They do not represent a real environment. However, it means help and academic support.

B. Linear Model.

It is necessary to carry out an experiment to the system to analyze its behavior. This means knowing the operating point and the response of the plant to the variation of the different inputs present. To do this, an experiment consisting of adding step-type inputs for each input variable with the other variables as constants and observing the output before each variation is done. The experiments in MATLAB are:

- Consecutive steps of 1 unit in feed flow variable (Ffeed) in the range [1L; 2.5L].
- Consecutive steps of 10 units in the variable of reactor temperature (T) in the range [30 °C, 60 °C].
- Consecutive steps of 10 units in the variable of volatile solids concentration (SV) in the range [80 g/L, 140g / L].

All the ranges used include the operating point values: Feed flow of 2 L/d, reactor temperature of 38 °C, volatile solids concentration of 104.874 g / L. The results are presented in the Fig. 3.

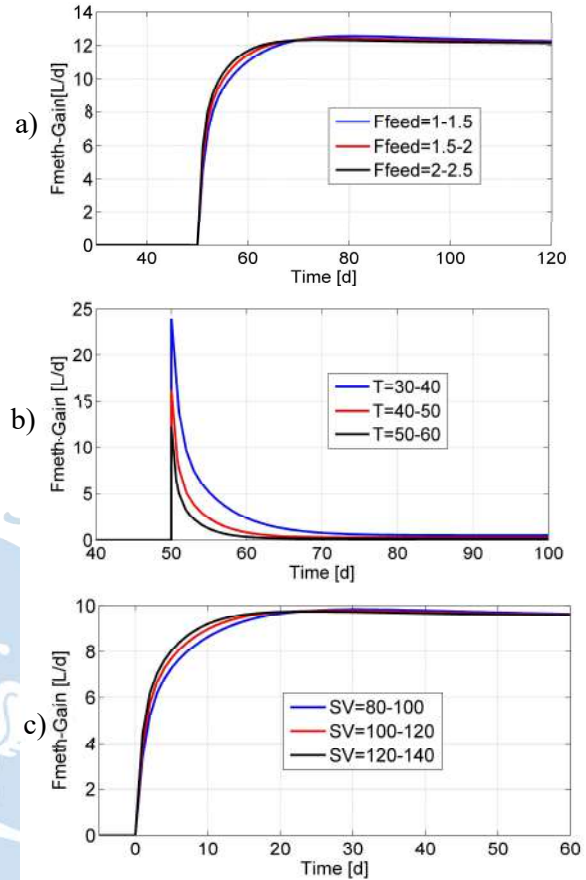


Fig. 3. Gain in methane flux vs a) Feed flux b) Temperature in reactor c) Volatile solid concentration.

From the experimentation results, the nonlinearity of the system can be confirmed. Although some variations generate an apparent linear response in the static gain. Additionally, the system is very sensitive to the temperature variable of the reactor.

After this first experimentation, the process to obtain a linear model is carried out. It is done by two methods:

- MATLAB identification tool.
- Robust estimation method of a SOPDT (second order plus dead-time models) [23].

The first one is a common method used in the academic field and the second one is a novel method with a good performance.

It was necessary to obtain the step response of the nonlinear system from the Simulink model for both methods. The inputs, outputs and time data were saved to be used in the identification process.

The models obtained are the following:

$$P_1 = \frac{29.93s + 23.90}{0.9484s^2 + 2.788s + 1} \quad (2)$$

$$P_2 = \frac{34.89s + 23.90}{0.981s^2 + 3.172s + 1} \quad (3)$$

The model that best represented to the system according to the sum of squared errors of each model (MATLAB identification tool 34.5 and SOPDT 30.2) is the estimation in SOPDT [23]. Thus, (3) is selected as a lineal model of the process.

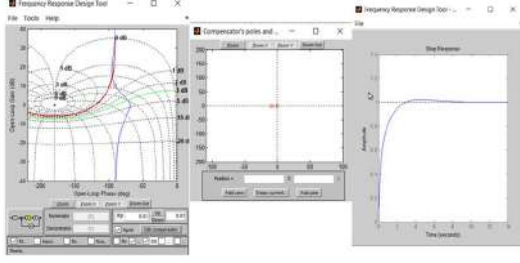


Fig. 4. Tuning process with FRtool Graphic method.

III. PID CONTROLLER

In this section two tuning methods for the PID controllers are presented. The first is a classic method and requires the previously linear model obtained. In contrast, the second is a new method and does not necessarily require a model for its design, this time the non-linear model of the anaerobic digestion model was directly used. These controllers are implemented into the simulation with the derivative part only in the output to avoid excessive control actions in case of stepwise setpoint changes.

A. FRtool tuner method.

It is a computational graphic method (see Fig.4) developed to find the parameters of a PID controller under conditions defined by the user (Robustness, Settling time, Overshoot, phase and gain margin). It is based mainly on the Nichols diagram and the frequency analysis of the system. For more details see [24].

The main features of FRtool are:

- Can deal with system delay.
- It can be obtained graphically in an easy way.
- Uses a user-friendly graphic interface.
- The diagrams are automatically updated against variations in the controller.
- It allows to easily import and export systems and controllers.

The PID controllers tuned with FRtool are:

$$PID_1 = \frac{0.01s^2 + 0.1016s + 0.09161}{s} \quad (4)$$

$$PID_2 = \frac{0.02s^2 + 0.2s + 0.5}{s} \quad (5)$$

PID_1 and PID_2 are two different controllers obtained to demonstrate the versatility of the tuner. Both are tuned to reach an indicated reference with high gain and phase margins.

B. KC Autotuner method.

It is an iterative method based on the frequency response of the process. The aim is to obtain the parameters of the controller based on its open-loop response, taking care of the stability and obtaining a desired robustness value.

It is about locating a "forbidden region" and from this find the controller that allows locate a point of the system (At a certain frequency, which is usually the critical frequency) tangent to this region.

To know the tangent point, it is necessary to calculate the slope of both the forbidden region and the plant involved.

The slope of the region is obtained by simple geometry and the slope of the plant is obtained by a sine test. The tangent

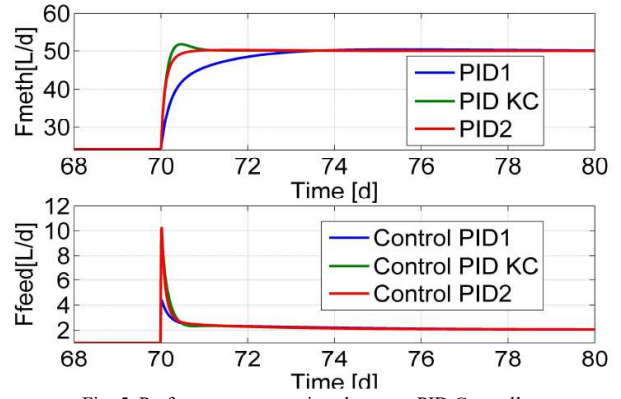


Fig. 5. Performance comparison between PID Controllers

point is the one that has the smallest difference between the slope of the region and the plant. For this novel tuner it is not necessary a system linear model and that is one of the best advantages. In that way, it can be used directly in a physic plant to tune the controller. In this case, the controller was tuned with the nonlinear model. For more details see [25],[26].

The PID controller obtained through the KC autotuner is:

$$PID_{KC} = \frac{0.003338s^2 + 0.055s + 0.2359}{0.2339s} \quad (6)$$

C. Comparison between PID controllers.

After tuning the PID controller its operation is tested in the Simulink environment, whose result is show in Fig. 5. The PID_1 is selected as the suitable PID Controller for the process considering the lowest control effort and the slow enough response of the process. However, all controllers have a very good performance.

IV. PREDICTIVE CONTROLLERS EPSAC AND NEPSAC.

The predictive controllers are a current control methodology and have a great industrial boom. EPSAC and NEPSAC are MBPC (Model based predictive control) approaches developed at Ghent University in Belgium with very good results [27],[28]. Next, the methodology and the implementation in the work process are presented.

A. EPSAC and NEPSAC theoretical framework.

Extended Prediction Self-Adaptive Control (EPSAC) is an approach to MBPC used in linear systems and it is based on the concepts of cost function, optimization, disturbance model and the principle of superposition of effects. It was developed in [29].

The model of the EPSAC approach is:

$$y(t) = x(t) + n(t) \quad (7)$$

Where $y(t)$ is the measured output; $x(t)$ is the output of model and $n(t)$ is the disturbance (In the model or process), all at discrete time nominated as t . The output of the model $x(t)$ can be expressed depending of past inputs and outputs as:

$$x(t) = f[x(t-1), x(t-2), \dots, u(t-1), u(t-2), \dots]$$

Also, the disturbance $n(t)$ can be modeled as noise (colored) through a filter:

$$n(t) = \frac{C(q^{-1})}{D(q^{-1})} e(t) \quad (8)$$

Where, $e(t)$ is an uncorrelated noise with zero-mean and C ; D polynomials in the backward shift operator q^{-1} . A “default” model commonly used is $n(t) = \frac{1}{1-q^{-1}} e(t)$.

The control input obtained with EPSAC consists of two parts:

$$u(t+k|t) = u_{base}(t+k|t) + \partial u(t+k|t) \quad (9)$$

where $u_{base}(t+k|t)$ indicates basic future control and $\partial u(t+k|t)$ indicates the optimizing future actions in control. The following results are obtained considering these control efforts.

$$y(t+k|t) = y_{base}(t+k|t) + y_{opt}(t+k|t) \quad (10)$$

With $y_{base}(t+k|t)$ as the effect of base future control and $y_{opt}(t+k|t)$ as the effect of optimized actions $\partial u(t|t), \dots, \partial u(t+N_u-1|t)$ with the following sentence through horizon N_u $\partial u(t+k|t) = u(t+k|t) - u_{base}(t+k|t)$.

The optimized output $y_{opt}(k) \forall k = [1, 2, \dots, N_2]$ in a discrete time convolution could be expressed as convolution of the unit impulse response coefficients $h_1, \dots, h_{N_2}$ and unit step response coefficients $g_1, \dots, g_{N_2}$ as:

$$y_{opt}(t+k|t) = h_k \partial u(t|t) + h_{k-1} \partial u(t+1|t) + \dots + g_{k-N_u+1} \partial u(t+N_u-1|t) \quad (11)$$

So, the final EPSAC formulation has the form

$$Y = \bar{Y} + GU \quad (12)$$

With $Y = [y(t+N_1|t) \dots y(t+N_2|t)]^T$;

$U = [\partial u(t|t) \dots \partial u(t+N_u-1|t)]^T$;

$\bar{Y} = [y_{base}(t+N_1|t) \dots y_{base}(t+N_2|t)]^T$, and

$$G = \begin{pmatrix} h_{N_1} & h_{N_1-1} & \dots & g_{N_1-N_u+1} \\ h_{N_1+1} & h_{N_1} & \dots & \dots \\ \dots & \dots & \dots & \dots \\ h_{N_2} & h_{N_2-1} & \dots & g_{N_2-N_u+1} \end{pmatrix}$$

Subsequently, after minimizing the followed cost function the control signal U is optimized:

$$J = \sum_{k=N_1}^{N_2} [r(t+k|t) - y(t+k|t)]^2 \quad (13)$$

With $r(t+k|t)$ is the desired reference trajectory. It can be represented in its compact matrix notation as:

$$(R-Y)^T(R-Y) = [(R-\bar{Y}) - GU]^T[(R-\bar{Y}) - GU]; \quad (14)$$

$$R = [r(t+N_1|t) \dots r(t+N_2|t)]^T$$

After transforming it to the standard quadratic cost index and minimizing the solution is:

$$U^* = [G^T G]^{-1} [G^T (R - \bar{Y})]$$

Finally, the EPSAC feedback variable is the first optimal control input:

$$u^*(t) = u_{base}(t|t) \dots \partial u(t|t) = u_{base}(t|t) + U^*(1)$$

This is applied to the model and then the procedure is repeated at the next sampling time $(t+1)$. Thus, the control parameters for the EPSAC controller are:

- Sampling time (T_s)
- Control horizon (default $N_u=1$)
- Prediction horizon (N_2)
- Transfer function
- Constraints
- Noise disturbance model ($n(t)$)

A Nonlinear EPSAC (NEPSAC) approach is oriented to non-linear systems, the steps are basically the same, but the difference is that in each sample time the algorithm does the same optimization until the optimizing input value is close to zero. It means that by selecting the base control strategy $u_{base}(t+k|t)$ appropriately, the term $y_{opt}(t+k|t)$ in (10) can gradually be made equal to zero.

The superposition principle - which is only valid for linear systems - is then no longer involved and the solution is valid also for nonlinear systems. For more details see [29].

B. EPSAC Implementation.

The EPSAC controller implementation to the process is carried out in the MATLAB environment. The EPSAC controller uses the linear model of the system in equations (3). This approach is useful in view of the low possibility of obtaining a non-linear model. This difficulty is common in real process when obtain the mathematical equations is too complex.

The system will have as the only manipulated variable the feed flow (Ffeed) and the value of the concentration of volatile solids will be constant (104.874 g/L) that is, without the presence of disturbances or variations in their value. Before starting the control, the system is in stability with a value in the manipulated variable feed flux of 1L/d and a production of 24.3 L/d of methane. The control parameters are given as follows:

- Prediction horizon = 15
- Control horizon = 1
- Sampling time = 0.1 days
- Number of samples = 100
- Reference = 50 L / d
- Constrains: Methane flux [0;100] L/d; Feed flux [0;6] L/d.

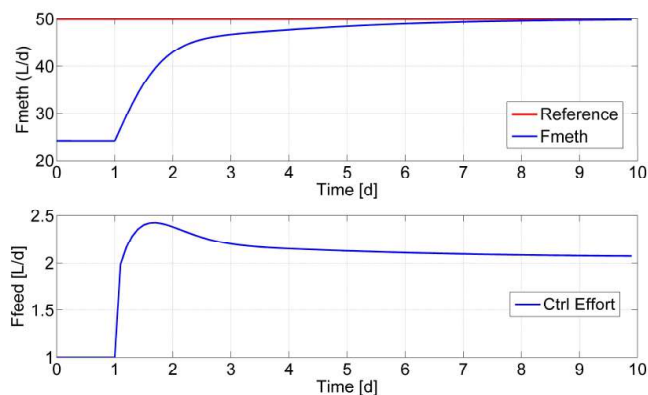


Fig. 6. EPSAC controller performance in the system.

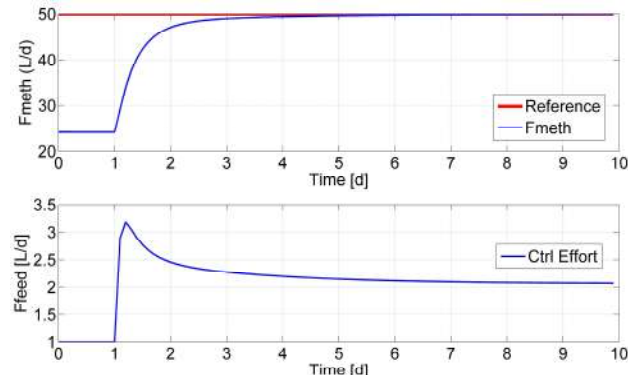


Fig. 7. NEPSAC controller performance in the system.

The results and performance are depicting in the Fig. 6.

To establish these control parameters some tests were done. First, with a prediction horizon of 5 and 10 samples. The results show that with more horizon, the predictions become more accurate. The control horizon does not need to be bigger because with 1 sample good results are obtained. Also, more computational effort is needed with a bigger control horizon. The sample time is obtained depending the settle time, thus the first one is 0.1 of the second one. The reference is proposed for the double demand of methane production.

C. NEPSAC implementation.

Now, NEPSAC controller uses the nonlinear system with the equations presented in section II. The hypothesis is that the best option is to use a NEPSAC controller to perform a proper predictive control. The comparison is done because it is necessary to know how big is the different between EPSAC and NEPSAC performance in a real system.

The control is designed under the same conditions of the EPSAC implementation and the same parameters (Prediction horizon = 15, Control horizon = 1, Sampling time = 0.1 days, Number of samples = 100, Reference = 50 L / d). The optimized input admitted error is added with the value of 0.001. This new parameter belongs only to the NEPSAC controller and necessarily needs to be near to 0. The results are shown in Fig. 7. Finally, a general comparison between the different controllers implemented in the anaerobic digestion reactor process (EPSAC, NEPSAC, PID₁) is presented in Fig. 8.

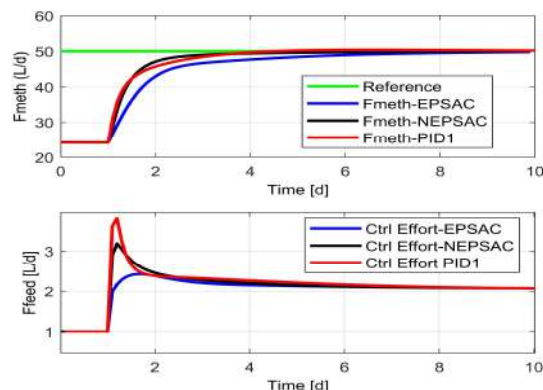


Fig. 8. General comparison between controllers (EPSAC, NEPSAC, PID₁).

The results obtained with EPSAC using the linear system are closely related to the results obtained using the nonlinear model of the system under the NEPSAC approach. This means that linearization is an effective solution to the difficulty of obtaining a complex nonlinear model also in real complex systems as the anaerobic digestion reactor. This simple SISO control could be used to minimize the effort and with that real resources.

V. CONCLUSIONS

According to the results showed, we conclude that the NEPSAC controller has better performance in reaching the tracking reference and the problems such as input or output constraints are solved, too. In effectiveness is followed by the PID and finally the EPSAC controller. However, compared to the control effort required, the PID presents a greater effort unlike the NEPSAC controller. In addition, the three controllers have a very similar set-up time and have an acceptable performance. This allow to conclude that the following control systems can be used in other simple systems related to anaerobic digestion.

ACKNOWLEDGMENT

Thanks to the National Fund for Scientific Development and Technological (FONDECYT) and the National Council for Science, Technology and Technological Innovation (CONCYTEC) for financing the author's mobilization at the Ghent University in Belgium. To the laboratory of Automatic Control Systems of the Piura University and the DySC group of the Ghent University, Belgium.

REFERENCES

- [1] Finn H, Rune B, Bernt L. "Adapting dynamic Mathematical Models to a pilot Anaerobic Digestion Reactor. Modeling, Identification and control", Vol. 34, No. 2, pp. 35-54, 2013.
- [2] M. T. Varnero, Manual del Biogas, 1st ed., Vol 1, pp12, FAO:Santiago de Chile, 2011.
- [3] P. T. Duarte, E. A. Duarte and J. Murta-Pina, "Increasing self-sufficiency of a wastewater treatment plant with integrated implementation of anaerobic co-digestion and photovoltaics," 2018 International Young Engineers Forum (YEF-ECE), Costa da Caparica, 2018, pp. 103-108. doi: 10.1109/YEF-ECE.2018.8368947
- [4] F. Acosta, H. Martí, and L. Gonzales, "Plan del Programa Nacional de Biodigestores en Perú", 2013.
- [5] Forough Momayez, Keikhosro Karimi, Mohammad J. Taherzadeh, "Energy recovery from industrial crop wastes by dry anaerobic digestion: A review" Industrial Crops and Products vol. 129, 2019, pp 673-687, ISSN 0926-6690, doi: 10.1016/j.indcrop.2018.12.051.

- [6] D.J Batstone, J. Keller, I. Angelidaki, S. V. Kalyuzhnyi, S. F. Pavlostathis, A. Rozzi, W. T. Sanders, H. Siegrist, V. Vavilin, "The IWA Anaerobic Digestion Model No1 (ADM1)", IWA Task group for mathematical modelling of anaerobic digestion processes, London: IWA Publishing, 2002.
- [7] Janis E. Baeten, Damien J. Batstone, Oliver J. Schraa, Mark C.M. van Loosdrecht, Eveline I.P. Volcke, "Modelling anaerobic, aerobic and partial nitrification-anammox granular sludge reactors - A review", *Water Research* vol. 149, 2019, pp 322-341, ISSN 0043-1354, doi: 10.1016/j.watres.2018.11.026.
- [8] Vicente Pastor-Poquet, Stefano Papirio, Jean-Philippe Steyer, Eric Trably, Renaud Escudé, Giovanni Esposito, "High-solids anaerobic digestion model for homogenized reactors", *Water Research* vol. 142, 2018, pp 501-511, ISSN 0043-1354, doi: 10.1016/j.watres.2018.06.016.
- [9] Chao Hu, Bo Yan, Kai-jun Wang, Xian-min Xiao, "Modeling the performance of anaerobic digestion reactor by the anaerobic digestion system model (ADSM)", *Journal of Environmental Chemical Engineering* vol. 6, Issue 2, 2018, pp 2095-2104, ISSN 2213-3437, doi: 10.1016/j.jece.2018.03.018.
- [10] Md. Nurul Islam Siddique, Zularisam Ab. Wahid, "Achievements and perspectives of anaerobic co-digestion: A review", *Journal of Cleaner Production* vol. 194, 2018, pp 359-371, ISSN 0959-6526, doi: 10.1016/j.jclepro.2018.05.155.
- [11] Jyoti Kainthola, Ajay S. Kalamdhad, Vaibhav V. Goud, "A review on enhanced biogas production from anaerobic digestion of lignocellulosic biomass by different enhancement techniques", *Process Biochemistry* vol. 84, 2019, pp 81-90, ISSN 1359-5113, doi: 10.1016/j.procbio.2019.05.023.
- [12] Ruan, Danian & Zhou, Zhen & Pang, Hongjian & Yao, Jie & Chen, Guang & Qiu, Zhan. "Enhancing methane production of anaerobic sludge digestion by microaeration: Enzyme activity stimulation, semi-continuous reactor validation and microbial community analysis", *Bioresource Technology* vol. 289, 2019, doi: 10.1016/j.biortech.2019.121643.
- [13] Chaoba Lin, Ping Wu, Yongdi Liu, Jonathan W.C. Wong, Xiaoyu Yong, Xiayuan Wu, Xinxin Xie, Honghua Jia, Jun Zhou, "Enhanced biogas production and biodegradation of phenanthrene in wastewater sludge treated anaerobic digestion reactors fitted with a bioelectrode system", *Chemical Engineering Journal* vol. 365, 2019, pp 1-9, ISSN 1385-8947, doi: 10.1016/j.ccej.2019.02.027.
- [14] Di Wu, Lei Li, Xiaofei Zhao, Yun Peng, Pingjin Yang, Xuya Peng, "Anaerobic digestion: A review on process monitoring", *Renewable and Sustainable Energy Reviews*, vol. 103, 2019, pp 1-12, ISSN 1364-0321, doi: 10.1016/j.rser.2018.12.039.
- [15] L.Mailleret, O. Bernard, J. Steyer, "Nonlinear adaptive control for bioreactors with unknown kinetics", *Automatica*, Vol. 40, pp 1379-1385, 2004.
- [16] C. Garcia, F. Molina, E. Roca, J. M. Lema, "Fuzzy-based control of an anaerobic reactor treating wastewaters containing ethanol and carbohydrates", *Industrial and Engineering Chemistry Research*, Vol. 46 pp. 6707-6715, 2007.
- [17] H. Kil, D. Li, Y. Xi, J. Li, "Model predictive control with on-line model identification for anaerobic digestion processes", *Biochemical Engineering Journal*, Vol. 128, pp. 63-75, 2017.
- [18] Athasit Tawai, Chanin Panjapornpon, Malinee Sriariyanun, Kraipat Cheenkachorn, "Control of Anaerobic Digestion Reactor with Recirculation Using an Input-Output Linearizing Control Strategy", *IFAC-PapersOnLine* vol. 51, Issue 28, 2018, pp. 109-114, ISSN 2405-8963, doi: 10.1016/j.ifacol.2018.11.686.
- [19] P. P.Rosero, W. I. Alama, J. M. Silupu and J. Oliden, "Temperature Nonlinear Model Predictive Controller (NMPC) for a Dryer Plant of Cocoa Beans," 2016 IEEE International Conference on Automatica (ICA-ACCA), Curico, 2016, pp. 1-6. doi: 10.1109/ICA-ACCA.2016.7778388
- [20] J. Oiden, J. Manrique and W. Ipanaque, "Modelling, simulation and nonlinear control of an evaporator for bioethanol production," 2017 CHILEAN Conference on Electrical, Electronics Engineering, Information and Communication Technologies (CHILECON), Pucon, 2017, pp. 1-6. doi: 10.1109/CHILECON.2017.8229613
- [21] J. liden, J. Manrique and W. Ipanaque, "Model and control of a refrigeration system for fruit preservation," 2017 CHILEAN Conference on Electrical, Electronics Engineering, Information and Communication Technologies (CHILECON), Pucon, 2017, pp. 1-7. doi: 10.1109/CHILECON.2017.8229614
- [22] W. I. Alama and I. A. Tabacchi, "Wiener predictive control for a pH neutralization plant," 2017 CHILEAN Conference on Electrical, Electronics Engineering, Information and Communication Technologies (CHILECON), Pucon, 2017, pp. 1-7. doi: 10.1109/CHILECON.2017.8229635
- [23] R De Keyser, C.I. Muresan, "Robust Estimation of a SOPDT Model from Highly Corrupted Step Response Data" in *European Control Conference (ECC)*, Napoli, Italy, June 2019.
- [24] R De Keyser, C Ionescu, "FRtool: A frequency response tool for CACSD in Matlab®" in *IEEE International Conference on Control Applications*, Munchen Germany, pp. 2275-2280, 2006.
- [25] S. Zhao, R. Cajo, C. M. Ionescu, R. De Keyser, S. Liu, and D. Plaza, "A Robust PID Autotuning Method Applied to the Benchmark PID18", *IFAC-PapersOnLine*, vol. 51, no. 4, pp. 521-526, 2018.
- [26] R De Keyser, C Ionescu, C Muresan, "Comparative Evaluation of a Novel Principle for PID Autotuning", in *11th Asian Control Conference (ASCC)*, ADD: Gold Coast Australia, pp. 1164-1169, 2017.
- [27] A. Hernandez, H. Murcia, C. Copot, R. De Keyser, "Model Predictive Path-Following Control of an AR.Drone Quadrotor", *XVI Congreso Latinoamericano de Control Automático*, Mexico, 2014
- [28] S. Zhao, R. Cajo, R. De Keyser, S. Liu, C. Ionescu, "Nonlinear Predictive Control Applied to Steam/Water Loop in Large Scale Ships", *IFAC PapersOnline*, Vol 52, pp.868-873,2019.
- [29] R. De Keyser, "Model based predictive control for linear systems", in: *UNESCO Encyclopaedia of Life Support Systems, Control Systems, Robotics and Automation*, vol. XI, Article contribution 6.43.16.1, Eolss Publishers Co Ltd., Oxford, 31p. 2003.
- [30] W. Ipanaque, *Control Automático de procesos. Innovando los procesos productivos*. Ira Ed, Lima, Perú:CONCYTEC, 2012. ISBN 978-9972-50-142-5

Conclusiones

Se concluye que la nueva metodología de linealización empleada (aproximación a función de segundo orden más retardo-SOPDT) permitió obtener un modelo lineal del proceso de digestión anaerobia estudiado con un nivel superior al 93% de similitud alrededor del punto de funcionamiento.

Los resultados, respecto al control automático del proceso, se encuentran estrechamente relacionados, según su desempeño. El control, empleando el modelo no lineal del reactor estudiado, muestra resultados favorables; de la misma manera ocurre con el control empleando el modelo linealizado del proceso. Esto quiere decir que la linealización es, en este caso, una solución efectiva ante la dificultad de modelar sistemas no lineales complejos.

Los métodos de sintonización de controladores PID (*FRTool* y *KCTuner*) son efectivos y fáciles de emplear siendo una posible solución para problemas de control automático complejos. Se observa la vigencia del controlador PID y su continuo desarrollo, a pesar del tiempo transcurrido desde su creación.

Los resultados del controlador NEPSAC muestran buen rendimiento para controlar un sistema complejo, como un reactor de digestión anaerobia, y garantiza estabilidad ante perturbaciones. Este controlador maneja el seguimiento de referencias y también tiene en cuenta las restricciones de entradas y salidas. Según el seguimiento de la referencia, es sucedido en rendimiento por el controlador PID y, finalmente, por el controlador EPSAC. Sin embargo, en comparación con el esfuerzo de control requerido, el PID presenta un esfuerzo mayor en comparación con el controlador EPSAC.

En efecto, se observa que los tres controladores tienen un tiempo de establecimiento dentro de valores esperados, según la naturaleza del sistema. Se concluye que las tres metodologías expuestas en el trabajo podrían ser implementadas con el objetivo de controlar el reactor de digestión anaerobia estudiado en el trabajo.

Finalmente, la implementación de controladores predictivos dentro de la industria de la digestión anaerobia en el país, podría incrementar las ganancias y beneficios en los procesos. A su vez, podría ser una opción viable ante el problema de la obsolescencia de biodigestores y la poca tecnología existente.



Referencias bibliográficas

- Acosta, F., Marti, H., & Gonzales, L. (2013). *Plan del Programa Nacional de Biodigestores en Perú*. Lima: HIVOS.
- Aranda Barradas, J., Rivera Salvador, V., Espinoza Solares, T., Robles Martínez, F., & Toledo, J. (2010). El modelo de diegstión anaeróbica IWA-ADM1: Una revisión de su evolución. *Ingeniería Agrícola y Biosistemas*, 109-117.
- Baeten, J. E., Batstone, D. J., Schraa, O. J., Loosdrecht, M. C., & Volcke, E. I. (2019). Modelling anaerobic, aerobic and partial nitrification-anammox granular sludge reactors - A review. *Water Research*, 149, pp 322-341. doi:10.1016/j.watres.2018.11.026.
- Barrena Gurbillón, M. A., Cubas Alarcón, F., Gosgot Angeles, W., Ordinola Ramírez, C. M., Barrios, R., Jesús, & Huanes Mariños, M. (2019). Sistema de producción de biogás y bioabonos a partir del estiércol de bovino, Molinopampa, Chachapoyas, Amazonas, Perú. *Arnaldoa* [online], 26(2), 725-734. doi:https://dx.doi.org/10.22497/arnaldoa.262.26214
- Batstone, D., Keller, J., Angelidaki, I., Kalyuzhnyi, S. V., & Pavlostathis, S. F. (2002). *The IWA Anaerobic Digestion Model No1 (ADM1)*. London: IWA Publishing.
- Begum, L. (2014). *Advanced processes and technologies for enhanced anaerobic digestion*.
- Cóndor L, D. (2019). *Producción de biogás y biol en biodigestores batch a partir de residuos agropecuarios pre-tratados con la técnica de Bokashi*. Lima: Tesis para optar el título de Ingeniero Ambiental.
- Da Costa Gomez, C. (2013). Biogas as an energy option. *The Biogas Handbook: Science, Production and Applications*, pp. 1-16. doi:https://doi.org/10.1533/9780857097415.1
- De Keyser, R. (2003). Model based predictive control for linear systems. (E. P. Ltd, Ed.) *UNESCO Encyclopaedia of Life Support Systems, Control Systems*, 11.

- De Keyser, R., & Muresan, C. (2019). Robust Estimation of a SOPDT Model from Highly Corrupted Step Response Data. *European Control Conference (ECC)*. Napoly.
- De Keyser, R., Ionescu, C., & Muresan, C. (2017). Comparative Evaluation of a Novel Principle for PID Autotuning. *11th Asian Control Conference (ASCC)*, (págs. pp. 1164-1169). Gold Coast Australia.
- Duarte, P. T., Duarte, E. A., & Murta-Pina, J. (2018). Increasing self-sufficiency of a wastewater treatment plant with integrated implementation of anaerobic co-digestion and photovoltaics. *2018 International Young Engineers Forum (YEF-ECE)*, (págs. pp 103-108). Costa da Caparica. doi:10.1109/YEF-ECE.2018.8368947
- Fernandez Cornejo, E. R., Ipanaqué Alama, W., Cajo Diaz, R., & De Keyser, R. (2019). Classical and Advanced Control Methods Applied to an Anaerobic Digestion Reactor Model. *IEEE CHILEAN Conference on Electrical, Electronics Engineering, Information and Communication Technologies (CHILECON)*, (págs. 1-7). Valparaíso. doi:10.1109/CHILECON47746.2019.8988043
- Ferrer, I., Garfi, M., Uggetti, E., Ferrer-Mrtí, L., Calderón, A., & Velo, E. (2011). Biogas production in low-cost household digesters at the peruvian andes. *Biomass and Bioenergy*, 35, 1668-1674.
- Finn, H., Rune, B., & Bernt, L. (2013). Adapting dynamic Mathematical Models to a pilot Anaerobic Digestion Reactor. Modeling, Identification and control. *Modeling, Identintification and Control*, 35-54.
- Garcia, C., Molina, F., Roca, E., & Lema, J. M. (2007). Fuzzy-based control of an anaerobic reactor treating wastewaters containing ethanol and carbohydrates. *Industrial and Engineering Chemistry Research*, 46, pp. 6707–6715.
- Gerardi, M. (2003). *he Microbiology of Anaerobic Digesters. In The Microbiology of Anaerobic Digesters*. doi:https://doi.org/10.1002/0471468967
- Hernandez, A., Murcia, H., Copot, C., & Keyser, R. D. (2014). Model Predictive Path-Following Control of an AR.Drone Quadrotor. *XVI Congreso Latinoamericano de Control Automático*. Mexico.

- Hu, C., Yan, B., Wang, K.-j., & Xiao, X.-m. (2018). Modeling the performance of anaerobic digestion reactor by the anaerobic digestion system model (ADSM). *Journal of Environmental Chemical*, 6, pp. 2095-2104. doi:10.1016/j.jece.2018.03.018.
- Ipanaqué A., W., & Alvarado T., I. (2017). Wiener predictive control for a pH neutralization plant. *2017 CHILEAN Conference on Electrical, Electronics Engineering, Information and Communication Technologies (CHILECON)*, (págs. pp. 1-7). Pucon. doi:10.1109/CHILECON.2017.8229635
- Ipanaqué Alama, W. (2012). *Control Automático de procesos. Innovando los procesos productivos*. (Primera ed.). Lima, Perú: CONCYTEC.
- Kainthola, J., Kalamdhad, A. S., & Goud, V. V. (2019). A review on enhanced biogas production from anaerobic digestion of lignocellulosic biomass by different enhancement techniques. *Process Biochemistry*, 84, pp. 81-90. doi:10.1016/j.procbio.2019.05.023
- Keyser, R. D., & Ionescu, C. (2006). FRtool: A frequency response tool for CACSD in Matlab®. *IEEE International Conference on Control Applications*, (págs. pp. 2275-2280). Munchen.
- Kil, H., Li, D., Xi, Y., & Li, J. (2017). Model predictive control with on-line model identification for anaerobic digestion processes. *Biochemical Engineering Journal*, 128, pp. 63-75.
- L.Mailleret, Bernard, O., & Steyer, J. (2004). Nonlinear adaptive control for bioreactors with unknown kinetics. *Automatica*, pp 1379-1385.
- Lin, C., Wu, P., Liu, Y., Wong, J. W., Yong, X., Wu, X., . . . Zhou, J. (2019). Enhanced biogas production and biodegradation of phenanthrene in wastewater sludge treated anaerobic digestion reactors fitted with a bioelectrode system. *Chemical Engineering Journal*, 365, pp. 1-9. doi:10.1016/j.cej.2019.02.027
- Merino Chumacero, M. E. (2019). *Diseño e implementación de reactor anaerobio semicontinuo para aprovechamiento de cáscaras de cacao*. Piura: Tesis para obtener título de Ingeniero Mecánico – Eléctrico.

- Momayez, F., Karimi, K., & Taherzadeh, M. J. (2019). Energy recovery from industrial crop wastes by dry anaerobic digestion: A review. *Industrial Crops and Products*, pp. 673-687. doi:10.1016/j.indcrop.2018.12.051.
- Nieves Rodriguez, F. (2018). *Evaluación de las concentraciones de nitrógeno, fósforo y potasio del bio y siosol obtenidos a partir de "pollinaza" en un biodigestor de geomembrana de policloruro de vinilo*. Trujillo: Tesis para obtener el grado de maestro en ciencias con mención en biotecnología agroindustrial y ambiental.
- Núñez Pintado, L. (2017). *Diseño e implementación de prototipos de digestión anaerobia para residuos agrícolas*. Piura: Trabajo para optar el título de ingeniero Mecánico-Eléctrico.
- Oliden, J., Manrique, J., & Ipanaqué, W. (2017). Model and control of a refrigeration system for fruit preservation. *2017 CHILEAN Conference on Electrical, Electronics Engineering, Information and Communication Technologies (CHILECON)*, (págs. pp. 1-7). Pucon. doi:10.1109/CHILECON.2017.8229614
- Oliden, J., Manrique, J., & Ipanaqué, W. (2017). Modelling, simulation and nonlinear control of an evaporator for bioethanol production. *2017 CHILEAN Conference on Electrical, Electronics Engineering, Information and Communication Technologies (CHILECON)*, (págs. pp. 1-6). Pucon. doi:10.1109/CHILECON.2017.8229613
- Pastor-Poquet, V., Papirio, S., Steyer, J.-P., Trably, E., Escudé, R., & Esposito, G. (2018). High-solids anaerobic digestion model for homogenized reactors. *Water Research*, pp. 501-511. doi:10.1016/j.watres.2018.06.016.
- Quispe A, M. (2015). *Producción y evaluación de la calidad del biogas y biooil en un biodigestor usando estiércol de codorniz de la granja v.a. velebit s.a.c. Ubicada en el distrito de Lurigancho-chosica*. Lima: Tesis para optar el título de Ingeniero Ambiental.
- Rosero, P. P., Ipanaque A., W., Silupu, J. M., & Oliden, J. (2016). Temperature Nonlinear Model Predictive Controller (NMPC) for a Dryer Plant of Cocoa Beans. *2016 IEEE International Conference on Automatica (ICAACCA)*, (págs. pp. 1-6). Curico. doi:10.1109/ICA-ACCA.2016.7778388
- Ruan, Zhou, D. &, Pang, Z. &, Yao, H. &, Chen, J. &, & Guang. (2019). Enhancing methane production of anaerobic sludge digestion by microaeration: Enzyme activity stimulation, semicontinuous-continuous reactor validation and microbial community analysis. *Bioresource Technology*, 289. doi:10.1016/j.biortech.2019.121643

- Siddique, M. N., & Wahid, Z. A. (2018). Achievements and perspectives of anaerobic co-digestion: A review. *Journal of Cleaner*, 194, pp. 359-371. doi:10.1016/j.jclepro.2018.05.155
- Siddique, M. N., & Wahid, Z. A. (2018). Achievements and perspectives of anaerobic co-digestion: A review. *Journal of Cleaner Production*, 194, pp 359-371. doi:10.1016/j.jclepro.2018.05.155.
- Taramona Ruiz, L. A., Barrena Gurbillón, M. A., Gamarra Torres, O. A., Choy Wong, M., & Rodríguez Ponce, Y. (2017). Rendimiento de biogás y sus beneficios socio económico en el desarrollo rural sostenible de las comunidades altoandinas. *Revista De Investigaciones De La Universidad Le Cordon Bleu*, 4(2), 49-57.
- Tawai, A., Panjapornpon, C., Sriariyanun, M., & Cheenkachorn, K. (2018). Control of Anaerobic Digestion Reactor with Recirculation Using an Input-Output Linearizing Control Strategy. *IFAC-PapersOnLine*, 51, pp. 109-114. doi:10.1016/j.ifacol.2018.11.686
- Valladares C., F. (2017). *Modelamiento del proceso de digestión anaeróbica de estiércol vacuno y cascara de cacao*. Piura: Tesis para optar el Título de Ingeniero Mecánico – Eléctrico.
- Varnero, M. (2011). *Manual del Biogas*. (Vol. 1). Santiago de Chile.
- Ward, A. J., Hobbs, Holliman, P. J., & Jones, D. L. (2008). Optimisation of the anaerobic digestion of agricultural resources. *Bioresource Technology*, 99, 7928-7940. doi: https://doi.org/10.1016/j.biortech.2008.02.044
- Wellinger, A., Murphy, J., & Baxter, D. (2013). *The Biogas Handbook*.
- Wu, D., Li, L., Zhao, X., Peng, Y., Yang, P., & Peng, X. (2019). Anaerobic digestion: A review on process monitoring. *Renewable and Sustainable Energy Reviews*, 103, pp. 1-12. doi:10.1016/j.rser.2018.12.039
- Zhao, S., Cajo, R., Ionescu, C. M., Keyser, R. D., Liu, S., & Plaza, D. (2018). A Robust PID Autotuning Method Applied to the Benchmark PID18. *FAC-PapersOnLine*, 51, pp. 521-526,.

Zhao, S., Cajo, R., Keyser, R. D., Liu, S., & Ionescu, C. (2019). Nonlinear Predictive Control Applied to Steam/Water Loop in Large Scale Ships. *IFAC PapersOnline*, 52, pp.868-873.



Apéndices



Apéndice A: Código de programación del controlador EPSAC

- Código principal EPSAC:

```

clc
clear all

State=[0.2283 0.5948 1.1815 4.1509];
Fmeth=0; Yt=0;

Ut=1;
Ns=100; Ts=0.1; %Ts sampling period
data=zeros(Ns,3);
Setp=50*ones(Ns,1);
Ini_MPC; % file to initialize the MPC controller
for Tm=1:Ns,
    %t(Tm)=Tm*Ts-Ts;

    Wt=Setp(Tm);
    if Tm>(10+1)
        Con_Mpc; %NEPSAC File
    end
    Ffeed=[0 Ut];

    [T,State]=sim('modeloplantapilotoPIURAEpsac.mdl',Ts,simset('InitialS
tate',State(size(State,1),:))); %simulation in Simulink, its
necessary the model file .mdl
    Yt=Fmeth(size(Fmeth,1));
    data(Tm,:)=[Wt Yt Ut]; %Results
end;
t=0:Ts:Ts*(Ns-1);
figure;
subplot(2,1,1); plot(t,data(:,1),'g',t,data(:,2),'b'); grid on;
xlabel('Time [d]'); ylabel('Fmeth (L/d)');
legend('Reference','Fmeet','Estimation','G step','location','best');

subplot(2,1,2); plot(t,data(:,3),'b'); grid on;
xlabel('Time [d]'); ylabel('Ffeed [l/d]');
legend('Ctrl Effort','location','best');

```

- Código de inicialización del controlador EPSAC:

```

%RODRIGO FERNANDEZ CORNEJO
%UDEP MPC EXERCISE
%INITIALIZACION
%% Initialize MPC database
X=zeros(28,1);
n=zeros(28,1);
nf=zeros(28,1);
U=zeros(28,1);
%% Prediction Parameters
N1=1; N2=15;
%% Transfer function of the process
sys=tf([34.89 23.9],[0.981 3.172 1]);
sysd=c2d(sys,Ts);

```

```

[num,den]=tfdata(sysd,'v');
Tfq_disc = tf(num,den,Ts,'variable','z^-1'); %TF in discrete time
B_q = cell2mat(Tfq_disc.num); %B(q-1)
A_q = cell2mat(Tfq_disc.den); %A(q-1)
nb=length(B_q)-1; %Order of B_q
na=length(A_q)-1; %Order of A_q
StpRsp=filter(B_q,A_q,ones(N2+1,1)); %To have the impulse response
G=StpRsp(N1+1:N2+1);

%% Disturbance filter
C_q = 1; cq0 = 1;

D_q = [1 -1]; %D(q-1)=1-q^-1
nc=length(C_q)-1; %Order of C_q
nd=length(D_q)-1; %Order of D_q

y_max=100; y_min=0; %output
u_max=6; u_min=0; %input

```

- Código del controlador propiamente dicho EPSAC:

```

%RODRIGO FERNANDEZ CORNEJO
%UDEP MPC EXERCISE
%CONTROLLER
%% Shift database and store base input
X=[0; X(1:length(X)-1)];
U=[0; U(1:length(U)-1)];
n=[0; n(1:length(n)-1)];
nf=[0; nf(1:length(nf)-1)];
Ubase=Ut*ones(N2+1,1);
U(N2+1:-1:1)=Ubase;
%% To EPSAC base-response - Prediction
State_predictions=State(end,:); %Takes the current state of
the system
for k=N2+1:-1:1, %N2+1 current result.
    X(k)=-A_q(2:na+1)*X(k+1:k+na)+B_q(2:nb+1)*U(k+1:k+nb);
    % x(k)=-aq1*x(k-1)-aq2*x(k-2)+bq1*u(k-1)+bq2*u(k-2)
end;
%% To compute plant disturbance n(t)=y(t)-x(t) with x(t) the
parallel model output
% and Yt measurements of the process variable
n(N2+1)=Yt-X(N2+1);
%% Compute nf(t)=D/C*n(t) and setting nf(t+k/t)=0
nf(N2+1)=D_q(1:nd+1)*n(N2+1:N2+nd+1);
if nc>0,nf(N2+1)=nf(N2+1)-C_q(2:nc+1)*nf(N2+2:N2+nc+1); end;
%n(t+k/t)=nf(t+k/t)-dq1*n(t+k-1/t)-dq2*n(t+k-2/t)-dq3*n(t+k-2/t)
for k=N2:-1:1,
    nf(k)=0;
end;
%% Compute n(t+k/t)=C/D*nf(t+k/t)
for k=N2:-1:1,
    n(k)=C_q(1:nc+1)*nf(k:k+nc);
    %n(k)=cq0*nf(k)
    if nd>0, n(k)=n(k)-D_q(2:nd+1)*n(k+1:k+nd); end;

```

```

    %n(t+k/t)=nf(t+k/t)-dq1*n(t+k-1/t)-dq2*n(t+k-2/t)-dq3*n(t+k-2/t)
end;
%% Compute base response y(t+k/t)=x(t+k/t)+n(t+k/t)
Ybase=X(N2-N1+1:-1:1)+n(N2-N1+1:-1:1);
%% New control input
setpoint=ones(N2-N1+1,1)*Wt;
% Error=setpoint-Ybase; %Compute the error
% U(N2+1)=U(N2+1)+inv(G'*G)*G'*Error;
% Ut=U(N2+1); %To Simulink input control
H=2*(G'*G);
f=2*G'*(Ybase-setpoint);
A=[G;-G;1;-1];
b=[y_max-Ybase;Ybase-y_min;u_max-Ubase(N2+1);Ubase(N2+1)-u_min];
Uopt=quadprog(H,f,A,b);
U(N2+1)=U(N2+1)+Uopt;
Ut=U(N2+1);

```



Apéndice B: Código de programación del controlador NEPSAC

- Código principal NEPSAC:

```

clc
clear all
% Variable initialization
Ns=100; Ts=0.1;
State=[0.2283 0.5948 1.1815 4.1509];%START STATUS IN 1 L/D OF FEED
FLOW
Fmeth=0; Yt=0;
data=zeros(Ns,3); % to save the results
% start-up status
warning('off')
%Setpoint
Setp=50*ones(Ns,1);
Ini_NMPCreac; % NEPSAC initialization
for Tm=1:Ns,
    Yt=Fmeth(size(Fmeth,1));
    Wt=Setp(Tm);
    if Tm>(10+1)
        NMPCreac; %NEPSAC File
    end
    Ffeed=[0 Ut];

[T,State]=sim('modeloplantapilotoPIURAnepsac.mdl',Ts,simset('Initial
State',State(size(State,1),:))); %simulation in Simulink
    Yt=Fmeth(size(Fmeth,1));
    data(Tm,:)=[Wt Yt Ut]; %Results
end;

t=0:Ts:Ts*(Ns-1); %Time vector

figure;
subplot(2,1,1); plot(t,data(:,1),'g',t,data(:,2),'b'); grid on;
xlabel('Time [d]'); ylabel('Fmeth (L/d)');
legend('Reference','Fmeet','Estimation','G step','location','best');

subplot(2,1,2); plot(t,data(:,3),'b'); grid on;
xlabel('Time [d]'); ylabel('Ffeed [l/d]');
legend('Ctrl Effort','location','best');

```

- Código de inicialización del controlador NEPSAC:

```

% SISO MBPC NEPSAC

% initialize MPC database
X=zeros(20,1); %States vector
U=zeros(20,1); %control output vector
N=zeros(20,1); %noise vector
Nf=zeros(20,1);%Filtered noise vector
Xg=zeros(20,1);%states vector for the step response
%for NEPSAC

```

```

N1=1; N2=15;           % for big changes in setpoint
Ut=1;                 %U base initial
Tolerance=1e-2;       %Margin of error in the optimal U Search
ITER=[]; %VECTOR OF NUMBER OF INTERACTIONS
iter=0; %CURRENT ITERATION
Cpol=1; Dpol=[1 -1]; %disturbance filter
Nc=length(Cpol)-1; Nd=length(Dpol)-1;
%Constraints
y_max=100; y_min=0; %output
u_max=6; u_min=0; %input

```

• Código del controlador propiamente dicho NEPSAC:

```

% SISO MBPC - NEPSAC
% shift NEPSAC database and store base input
X=[0; X(1:length(X)-1)];
U=[0; U(1:length(U)-1)];
N=[0; N(1:length(N)-1)];
Nf=[0; Nf(1:length(Nf)-1)];
iter=0; %Reset Number of iterations
Uiter=Ut; %Initial U base
Uopt=1; %Initial Uopt, to keep the while
while (abs(Uopt) >= Tolerance) % choose between fixed or vble
Ni
%for ii=1:Ni, %by selecting the for or the
while loop
    %Compute U base
    Ubase=Uiter*ones(N2+1,1);
    U(N2+1:-1:1)=Ubase;
    %// compute EPSAC base-response x(t+k/t), k=0..N2//
    State_predictions=State(end,:); %Takes the current state
of the system
    for k=N2+1:-1:1,
        Ffeed=[0 U(k+1)];

[T,State_predictions]=sim('modeloplantapilotoPIURAnepsac.mdl',Ts,sim
set('InitialState',State_predictions(size(State_predictions,1),:)));
%simulation in Simulink
    X(k)=Fmeth(size(Fmeth,1));
    end;
    % compute n(t)=y(t)-x(t) with x(t) the model output
    N(N2+1)=Yt-X(N2+1);
    % compute nf(t)=D/C*n(t) and put nf(t+k/t)=0, k=1..N2
    Nf(N2+1)=Dpol(1:Nd+1)*N(N2+1:N2+Nd+1);
    if Nc>0, Nf(N2+1)=Nf(N2+1)-Cpol(2:Nc+1)*Nf(N2+2:N2+Nc+1); end;
    for k=N2:-1:1, Nf(k)=0; end; %Future samples equal to zero
    % compute n(t+k/t)=C/D*nf(t+k/t), k=1..N2
    for k=N2:-1:1,
        N(k)=Cpol(1:Nc+1)*Nf(k:k+Nc);
        if Nd>0, N(k)=N(k)-Dpol(2:Nd+1)*N(k+1:k+Nd); end;
    end
    % compute base response y(t+k/t)=x(t+k/t)+n(t+k/t),
k=N1..N2
    Ybase=X(N2-N1+1:-1:1)+N(N2-N1+1:-1:1);
    % compute G matrix - step response x(t+k/t), k=0..N2

```

```

    Ug=U-0.01*U(1); %small step 0.001 1/s
    Xg=X;
    %uncomment to use simulink
    State_predictions=State(end,:); %Takes the current state
of the system
    for k=N2+1:-1:1,
        Ffeed=[0 Ug(k+1)];

[T,State_predictions]=sim('modeloplantapilotoPIURAnepsac.mdl',Ts,sim
set('InitialState',State_predictions(size(State_predictions,1),:)));
%simulation in Simulink
    Xg(k)=Fmeth(size(Fmeth,1));
    end;

    % compute G= X(t+k/t)-Xg(t+k/t), k=N1...N2
    G=((X(N2-N1+2:-1:N1+1))-(Xg(N2-N1+2:-1:N1+1)))/(0.01*U(1));
%small step 0.001 1/s

    % new control input
    Setpt=ones(N2-N1+1,1)*Wt;
    Err=Setpt-Ybase;

    % input and output constraints --Abhi modified Aug'2012
    H=2*(G'*G);
    f=2*G'*(Ybase-Setpt);
    A=[G;-G;1;-1];
    b=[y_max-Ybase;Ybase-y_min;u_max-Ubase(N2+1);Ubase(N2+1)-u_min];
    Uopt=quadprog(H,f,A,b);

    Uiter=Ubase(N2+1)+Uopt; %Ut for the current iteration

    iter=iter+1; %Increase number of iterations
end

ITER=[ITER;iter]; %%Saves the number of iterations

Ut=Uiter; %applied input

%%

%FIN%%

```