

UNIVERSIDAD MIGUEL HERNÁNDEZ DE ELCHE

ESCUELA POLITÉCNICA SUPERIOR DE ELCHE

GRADO EN INGENIERÍA ELECTRÓNICA Y  
AUTOMÁTICA INDUSTRIAL



"AUTOMATIZACIÓN Y CONTROL  
DIGITAL DE LA DIGESTIÓN ANAEROBIA  
DE UNA PLANTA DE BIOGÁS"

TRABAJO FIN DE GRADO

Febrero-2024

AUTOR: Sergio Ruiz Couto

DIRECTOR/ES: Oscar Reinoso García



## ÍNDICE

<b>1. INTRODUCCIÓN:</b> .....	5
1.1. CONTEXTO DE LA INVESTIGACIÓN .....	5
1.2. JUSTIFICACIÓN .....	6
1.3. OBJETIVO.....	6
1.4. ALCANCE Y LIMITACIONES.....	6
<b>2. METODOLOGIA</b> .....	8
2.1. TIPO DE LA INVESTIGACIÓN.....	8
2.2. POBLACIÓN Y MUESTRA.....	8
2.3. INSTRUMENTOS DE RECOPIACIÓN DE DATOS.....	9
<b>3. MARCO TEÓRICO</b> .....	10
3.1. DIGESTIÓN ANAEROBIA.....	10
3.1.1. FASES DE LA DIGESTIÓN ANAEROBIA.....	13
3.1.2. ORIGEN DE LA MATERIA ORGÁNICA.....	14
3.2. TIPOS DE DIGESTORES .....	16
3.3. PARAMETROS CLAVES.....	20
3.3.1. TEMPERATURA.....	20
3.3.2. TIEMPO DE RETENCIÓN.....	21
3.3.3. PH.....	23
3.3.4. AGITACIÓN .....	24
3.3.5. INHIBIDORES DE LA DIGESTIÓN ANAEROBIA .....	24
<b>4. SISTEMAS DE CONTROL Y AUTOMATIZACIÓN MÁS UTILIZADOS</b> .....	26
4.1. INSTRUMENTACIÓN.....	28
4.1.1. SENSORES .....	28
4.2. ESQUEMA DE CONTROL.....	37
4.2.1. CONTROL DISCRETO .....	38
4.2.2. LAZOS DE CONTROL .....	41
4.2.3. CONTROLADORES PID.....	44
4.3. SOFTWARE DE CONTROL Y SUPERVISIÓN.....	48
<b>5. DISEÑO DE LOS CONTROLADORES</b> .....	49
5.1. MODELO MATEMÁTICO DEL DIGESTOR ANAEROBIO .....	49
5.2. IMPLANTACIÓN DEL MODELO EN SIMULINK .....	57
5.2.1. ELECCIÓN DE LA VARIABLE A CONTROLAR.....	60
5.2.2. LINEALIZACIÓN DEL SISTEMA.....	62
5.3. SINTONIZACIÓN DE LOS CONTROLADORES.....	64
5.3.1. MÉTODO DE ZIEGLER-NICHOLS .....	65

5.3.2.	SINTONIZACIÓN MEDIANTE CÓDIGO Y PID TUNNING.....	70
5.3.3.	SINTONIZACIÓN MEDIANTE RLTOOL .....	75
5.4.	COMPARACIÓN DE LOS CONTROLADORES.....	77
5.5.	CONTROL PREDICTIVO.....	80
<b>6.</b>	<b>CONCLUSIÓN .....</b>	<b>84</b>
<b>7.</b>	<b>BIBLIOGRAFÍA.....</b>	<b>85</b>



## 1. INTRODUCCIÓN:

### 1.1. CONTEXTO DE LA INVESTIGACIÓN

La creciente demanda en el sector de las fuentes de energías renovables ha impulsado el interés en la producción de biogás a través de la digestión anaeróbica de residuos orgánicos. El biogás es un sector de actividad que resuelve de manera directa los objetivos de descarbonización exigidos por la Unión Europea, prueba de ello es el altísimo número de plantas en funcionamiento en los países europeos de nuestro entorno. El proceso de producción de biogás no solo cuenta con las ventajas medioambientales del gas frente a otros combustibles, sino que valoriza la emisión de CH<sub>4</sub>, que de una forma normal se hubiera liberado, atrapándolo y convirtiéndolo en energía. Adicionalmente, la eficiencia energética de las plantas de biogás es incluso mayor que la fotovoltaica, pudiéndose obtener a la vez energía térmica. De los denominados residuos orgánicos, una vez considerados y tratados como lo que son, recursos, se obtiene energía y mejoras ambientales, a la vez que genera puestos de trabajo de calidad en la propia planta de biogás, mejorando la economía local.

A pesar de los avances en la tecnología de la digestión anaeróbica, la eficiencia del proceso y la calidad del biogás producido pueden mejorarse mediante la implementación de sistemas avanzados de control y automatización. Este estudio se sitúa en este contexto, buscando explorar y evaluar cuantitativamente las mejoras potenciales de la digestión anaeróbica a través de la aplicación de estrategias de automatización y control.

## 1.2. JUSTIFICACIÓN

La importancia del proyecto viene dada por la necesidad de optimizar la producción y garantizar la calidad de las plantas de biogás.

En España actualmente hay 146 plantas de biogás activas, mientras que en Alemania hay más de 10.000 y en Francia más de 15.000, esto nos indica que es un sector que está en crecimiento por eso es necesario realizar un estudio para diseñar los controladores óptimos para las plantas de biogás.

Las posibles contribuciones de esta investigación son:

- Optimización de la producción de biogás
- Mejora de la estabilidad del proceso de digestión anaeróbica
- Eficiencia energética y gestión de residuos
- Impacto ambiental positivo
- Desarrollo tecnológico y avances en ingeniería

## 1.3. OBJETIVO

La optimización de la operación de producción de biogás mediante la automatización y control digital, para mejorar la eficiencia del proceso de la digestión anaeróbica, reducir costes operativos y controlar varios factores claves que pueden hacer que el biogás no sea utilizable.

Para lograr dicho objetivo se hará un estudio, de los procesos más eficientes para la producción de biogás, con las mejores tecnologías disponibles. Para poder así supervisarlos mediante controladores y sensores.

## 1.4. ALCANCE Y LIMITACIONES

Las limitaciones más importantes de la investigación son las de recursos debido a la complejidad al acceso de datos sobre controladores ya que la mayoría de las instalaciones productoras de biogás son entidades privadas, lo cual no facilita los datos. La interpretación subjetiva también es un sesgo importante porque depende de la perspectiva del autor y su familiaridad con diversas empresas la recopilación y análisis de datos.

El alcance principal de la investigación es conseguir la obtención de los controladores óptimos para el caso de la digestión anaerobia que se vaya a estudiar. Asimismo, se busca identificar los factores claves para dar información a estos controladores. Finalmente, para garantizar el éxito integral de la investigación se planea realizar el análisis o implementación de los controladores seleccionados en la plataforma MATLAB.



## **2. METODOLOGIA**

### **2.1. TIPO DE LA INVESTIGACIÓN**

El enfoque de la investigación a estudiar es cuantitativa, ya que se emplean métodos vinculados con la medición de variables. En este contexto, se utilizan datos expresados en números e información que puede ser cuantificada. Desde una perspectiva de objetivo, la investigación es aplicada, dado que desarrolla estrategias destinadas a ofrecer soluciones a problemas específicos, las cuales pueden ser aplicadas en la realidad.

En cuanto a la profundidad de la investigación, esta se clasifica como descriptiva. La elección de esta metodología se fundamenta en la necesidad de describir un propósito mediante el análisis de la realidad del funcionamiento de las plantas de biogás

El diseño de la investigación se define como mixto, ya que involucra tanto un enfoque no experimental como experimental en relación con la manipulación de las variables. La parte no experimental se centra en la obtención de información de diversos controladores previamente utilizados en la digestión anaeróbica. Mientras que en la parte experimental implica la simulación de variables, manipulándolas para adoptar el caso más apropiado. Este enfoque mixto es una perspectiva integral al combinar la observación y la recopilación de datos existentes con la manipulación controlada de variables para obtener un entendimiento más completo del tema de estudio.

### **2.2. POBLACIÓN Y MUESTRA**

La población de estudio de la investigación sería la totalidad de las plantas de biogás que utilizan controladores digitales y sensores para los procesos de producción de biogás. La muestra, por otro lado, para que asegure los criterios de representatividad, está compuesta por plantas de biogás que utilicen reactores de mezcla completa con recirculación y agitación para la producción de biogás.



### 2.3. INSTRUMENTOS DE RECOPIACIÓN DE DATOS

Para llevar a cabo la recopilación de datos estadísticos relacionados con variables clave en la digestión anaerobia, se implementarán diversas estrategias. En primer lugar, se emplearán sensores especializados para medir estas variables de interés de manera precisa y eficiente.

El análisis de documentos provenientes de diversas plantas actuales será una herramienta clave en este estudio. Se evaluarán los rendimientos asociados a las variables seleccionadas, eligiendo aquellos que demuestren beneficios significativos o cuya tecnología sea más avanzada y efectiva.

Además, se incorporarán dispositivos de monitoreo digital para llevar a cabo simulaciones y experimentos en condiciones controladas y extremas. Esto permitirá poner a prueba los controladores de planta seleccionados y validar sus resultados.

Para interpretar los datos recopilados, se emplearán estudios correlacionados que facilitarán la comprensión de los resultados y ayudarán a derivar conclusiones generalizadas a partir de los diferentes estudios realizados. Este enfoque integral garantizará una recopilación de datos robusta y una interpretación significativa de los resultados obtenidos.

### 3. MARCO TEÓRICO

#### 3.1. DIGESTIÓN ANAEROBIA

El proceso de la **digestión anaerobia** se compone de una serie de procesos químicos, físicos y bioquímicos mediante los cuales la materia prima que entra en la planta se degrada a compuestos más elementales, produciendo un conjunto de gases que conforman el biogás. El proceso de producción de biogás cierra el ciclo del carbono, devolviendo a la atmósfera el CO<sub>2</sub> previamente captado en la fotosíntesis por una planta. Parte de la energía química almacenada se recupera al derivar las rutas metabólicas a la producción de metano. La producción de biogás se lleva a cabo mediante un complejo proceso bioquímico anaerobio catalizado por bacterias y arqueas que, en las condiciones adecuadas, utilizan la sucesiva oxidación de la materia prima para su metabolismo, produciendo gas en varias de sus etapas. Hay diversos tipos de biogás, pero el que interesa en una instalación para la producción de gas renovable es aquel donde el metano (CH<sub>4</sub>) sea el gas mayoritario. La concentración de metano estará en el entorno del 60/65% de la composición del biogás, siendo el resto en su mayoría CO<sub>2</sub>.

La materia prima, una vez procesada y en ocasiones después de un pretratamiento, se traslada a los reactores para la producción de biogás mediante la acción de microorganismos. Estos microorganismos se ubican dentro de los distintos reactores de procesos en condiciones ambientales adecuadas para su desarrollo. Una vez agotada la materia prima se produce en la planta el líquido digerido que debe ser retirado.

En estas instalaciones se puede hablar de **biogás de ciclo de carbono**. En este caso se trata de un producto del proceso catabólico de extracción de energía química acumulada durante los procesos anabólicos, convirtiendo compuestos orgánicos complejos en compuestos elementales para cerrar el ciclo del carbono principalmente. Este proceso, realizado en condiciones de anaerobiosis por ciertos microorganismos, es capaz de generar un gas combustible, metano, que almacena energía química como paso previo a la producción de CO<sub>2</sub> y H<sub>2</sub>O.

Una vez combustiona, se cierra el ciclo del carbono, liberando los compuestos previamente fijados en la fotosíntesis y la energía desprendida por la formación de molécula estables y elementales, principalmente agua.

El proceso debe llevarse a cabo con un elevado grado de humedad, en el seno de un líquido donde se puedan desarrollar las reacciones y las difusiones de los distintos compuestos intermedios generados.

La producción de gas es, en esencia, un proceso trifásico. Un material orgánico biodegradable, compuesto por una fracción sólida y una húmeda, es alimentado dentro de un líquido con actividad microbiológica que es capaz de descomponerlo en su actividad metabólica, generando un gas y liberando el agua contenida en el material inicial.

El proceso de producción de biogás conlleva una eliminación física de la materia orgánica, que es convertida a compuestos elementales gaseosos y desaparece del medio líquido. En un balance simplificado, la materia orgánica biodegradable es convertida en gas generando una reducción de masa.

Como resultado queda la humedad de entrada, los compuestos inertes, la biomasa generada -muy poca- y la humedad liberada por las reacciones, por ello el líquido digerido en su mayoría es agua con muy bajo nivel de carbono orgánico residual.

El proceso bioquímico requiere la descomposición de la materia orgánica mediante un proceso de descomposición e hidrólisis. Estos son procesos enzimáticos extracelulares, de gran importancia y con un amplio rango de reacciones y termodinámica para ser llevados a cabo.

Una vez la materia ha sido hidrolizada, las macromoléculas van siendo progresivamente descompuestas en compuestos más sencillos hasta llegar a aquellos compuestos que pueden ser sustratos de los microorganismos metanogénicos -arqueas-, que acaban el ciclo de descomposición al generar gas. En todos estos procesos se va liberando la energía contenida en las

grandes moléculas, siendo este el principio básico de los procesos catabólicos. Existe abundante bibliografía sobre el proceso de producción de biogás, por lo que no se profundizará más en él.

Por lo tanto, de forma resumida, una planta de biogás libera la energía contenida en la materia orgánica y dispone de ella en forma de gas para su uso. Este proceso, dentro de una actividad económica, justifica la rentabilidad de las plantas.

Una planta de biogás que procese residuos tiene dos corrientes principales de salida: el biogás y el líquido o licor digerido. El líquido digerido es el resultado de la pérdida de carbono orgánico que se ha convertido en biogás, pero contiene toda la carga de nutrientes de los materiales de entrada y toda la humedad que contenían estos, lo que provoca que sea un volumen de gestión importante, ya que el residuo de entrada promedio suele tener más de un 70% de humedad medido en masa.

Por lo tanto, **una planta de biogás es una planta de recuperación de agua**, cuestión que debería ser relevante en climas como el de España, pero también concentra en ella muchos nutrientes, por lo que la gestión del digerido de salida en campo es complicada en aquellos lugares que ya estén saturados de estos nutrientes. En resumen, los beneficios de la digestión anaerobia más destacados son:

- Producción de biogás
- Aprovechamiento de los residuos orgánicos
- Reducción de gases de efecto invernadero
- Sostenibilidad ambiental
- Digestato como fertilizante
- Cumplimiento de objetivos ambientales

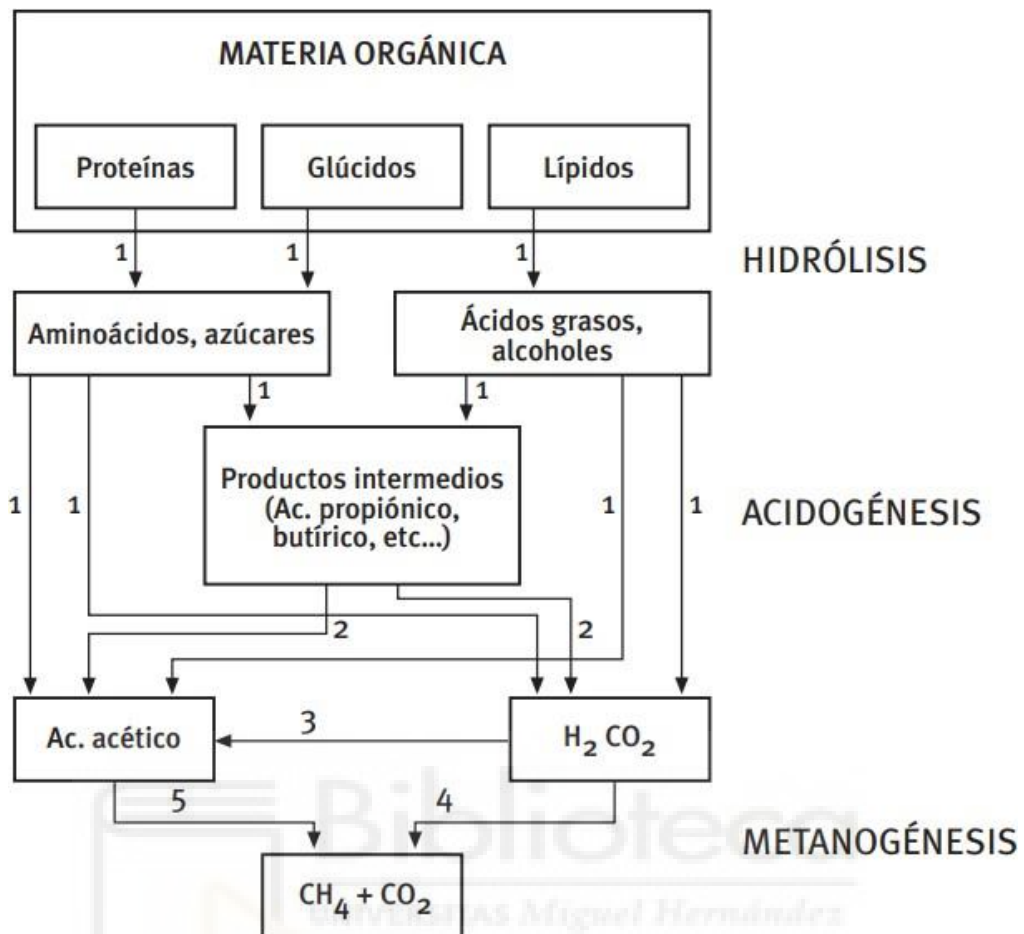
### 3.1.1. FASES DE LA DIGESTIÓN ANAEROBIA

La **digestión anaerobia** se destaca por presentar diversas fases que se distinguen según la descomposición de la materia orgánica de entrada. En este proceso participan cinco poblaciones de microorganismos, cada una con diferentes tasas de crecimiento y sensibilidad a los compuestos involucrados. Esto conlleva a que cada etapa exhiba distintas velocidades de reacción según la composición, y para asegurar el desarrollo estable del proceso global, es crucial mantener un equilibrio que evite la acumulación de compuestos intermedios inhibidores o ácidos volátiles, los cuales podrían reducir el pH de la reacción.

La viabilidad de algunas reacciones requiere de asociaciones sintróficas entre bacterias acetanogénicas y metanogénicas, dando lugar a la formación de conglomerados bacterianos con distintas poblaciones. Esto implica que el inicio de los reactores suele ser un proceso gradual. En términos generales, la velocidad del proceso se encuentra limitada por la etapa más lenta, la cual depende de la composición de cada residuo. En la mayoría de los casos, la fase limitante suele ser la metanogénica. Para aumentar la velocidad, se diseñan sistemas que permiten una carga elevada de microorganismos en las fases de fermentación y metanogénesis en el reactor.

En cambio, para residuos en un estado más líquido, la fase limitante suele ser la hidrólisis, un proceso enzimático donde la velocidad está relacionada con la superficie de las partículas. Esto resulta en tiempos de reacción más prolongados, alcanzando normalmente las 2 o 3 semanas.

**Figura 1.** Fases de la fermentación anaerobia.



Fuente: GIRO centro tecnológico

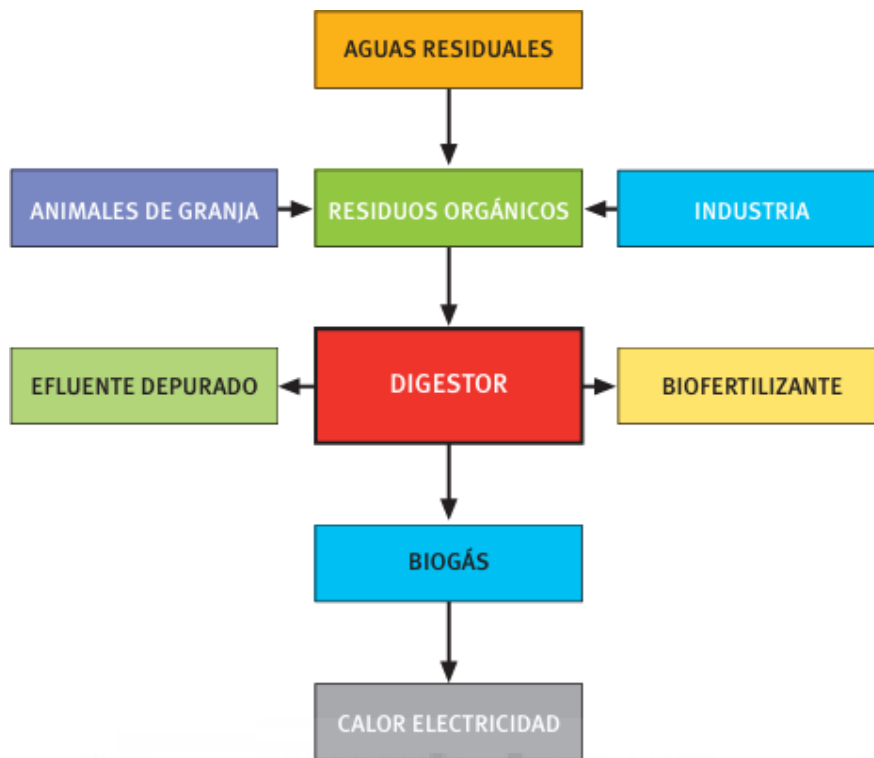
### 3.1.2. ORIGEN DE LA MATERIA ORGÁNICA

Los residuos de entrada a la planta de biogás constituyen la materia prima que se introduce en el digestor. Se dividen en:

- Restos de la **Industria de Transformación Agroalimentaria**. Restos de producción de la industria de panadería, pastelería y bollería, y fabricación de golosinas, y sus lodos de depuración.
- Restos de la **Logística Agroalimentaria**. Productos caducados no aptos para consumo procedentes de supermercados en cualquier tipo de envase.

- Restos de la **Industria de transformación vegetal**. Restos de la producción de frutas y verduras de cuarta gama, productos de la industria conservera, y sus lodos de depuración.
- Restos de la **Industria del Zumo de Cítricos y de la Conserva de Frutas**. Cualquier resto orgánico procedente de la elaboración de zumo a partir de fruta fresca y de cualquier proceso de conserva de verduras, frutas y hortalizas, y sus lodos de depuración.
- Residuos procedentes de **lodos de estación depuradoras de aguas residuales de industria agroalimentaria**, considerados como residuos biodegradables seleccionados en origen, por ser lodos de una industria agroalimentaria concreta, donde las materias primas son siempre materia orgánica para su transformación.
- En su caso, restos de la **Industria cárnica y de transformación de animales**. Subproductos de la industria cárnica tipo SANDACH tipo 2 y tipo 3, y sus lodos de depuración.
- En su caso Materia Orgánica de **Comedores Escolares y HORECA**. Biorresiduos procedentes de cocinas de grandes productores como hostelería, servicios de catering, colegios, e incluso domicilios particulares recogidos de forma selectiva.
- Lodos de estación de depuradora de aguas residuales domésticas, **lodos EDAR**.

**Figura 2.** Aplicaciones y productos de la digestión anaerobia



Fuente: CIEMAT

### 3.2. TIPOS DE DIGESTORES

Un digester es la zona donde se produce la digestión anaerobia, su función es parecida a un contenedor hermético (reactor) que tiene las condiciones adecuadas para producir la degradación de la materia orgánica.

Pueden clasificarse según su capacidad para obtener altas concentraciones de microorganismos, el origen de los residuos orgánicos y las condiciones necesarias. Se dividen en:

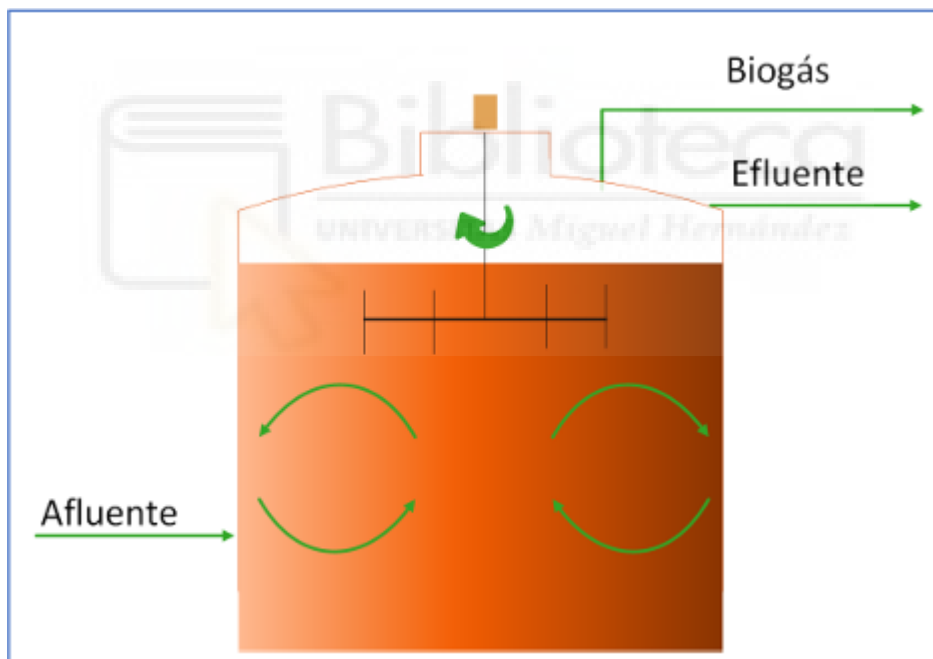
- Reactor de mezcla completa sin recirculación: En un reactor diseñado para mantener una distribución uniforme de concentraciones de substrato y microorganismos, la clave radica en el sistema de agitación. Este puede adoptar formas mecánicas, como un agitador de hélice o palas, con ejes



tanto verticales como horizontales, o puede ser neumático, utilizando la recirculación de biogás a presión. Es crucial destacar que la agitación nunca debe ser violenta.

Este tipo de reactor, ampliamente utilizado para el tratamiento de residuos, presenta ventajas en términos de diseño. Sin embargo, requiere un tiempo de retención significativo debido a que la concentración de cada especie en el reactor en régimen estacionario es igual a la concentración deseada en el efluente. En procesos biológicos, donde la velocidad de reacción está vinculada a la concentración, esta es más lenta. Para compensar esta limitación, se hace necesario aumentar el tiempo de reacción.

**Figura 3.** Reactor de mezcla completa sin recirculación

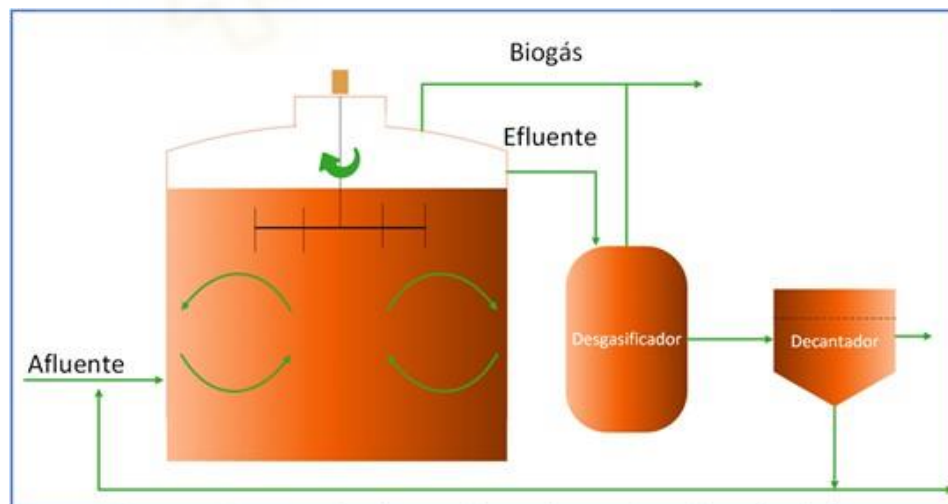


**Fuente:** Guía de Planificación de proyectos de biogás en Chile. Ministerio de Energía (2012)

- Reactor de mezcla completa con recirculación: El sistema en cuestión se conoce como reactor anaerobio de contacto, siendo su equivalente en el tratamiento de aguas residuales al sistema de fangos activos aerobios. Mediante la regulación de la recirculación, es factible alcanzar tiempos de retención hidráulica inferiores a los obtenidos en un reactor de mezcla completa convencional. No obstante, este ajuste conlleva un aumento en el tiempo de retención de los microorganismos, gracias a su confinamiento en el sistema mediante la separación en el decantador y la recirculación.

Es importante destacar que este sistema solo resulta aplicable a aguas residuales con una alta carga orgánica, como las provenientes de azucareras o cerveceras, donde sea viable una separación de fases líquido-sólido. En este proceso, la fracción sólida consiste principalmente en flóculos biológicos. Para asegurar una adecuada decantación, se requiere un sistema de desgasificación antes del decantador, ya que la falta de este puede obstaculizar el proceso de separación.

**Figura 4.** Reactor de mezcla completa con recirculación

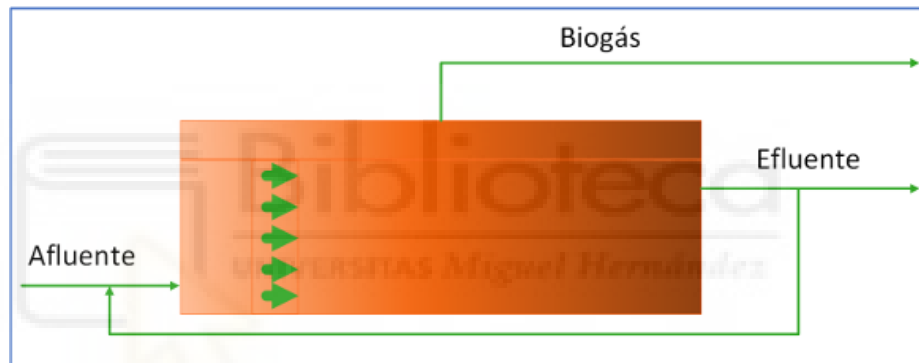


**Fuente:** Guía de Planificación de proyectos de biogás en Chile. Ministerio de Energía (2012)

- Reactor de flujo pistón: Este tipo de reactor se utiliza menos que los ya citados, cuenta con una cámara de digestión alargada, de manera horizontal, por lo que al entrar el material nuevo genera un flujo longitudinal. Este tipo de reactores se emplea para residuos con alto contenido en sólidos y necesita unos agitadores especiales.

Las etapas de digestión ocurren a lo largo del flujo, concentrándose las primeras etapas del proceso en la entrada del reactor, el resto en la salida, lo que provoca tiempos de retención más bajos.

**Figura 5.** Reactor de Flujo pistón



**Fuente:** Guía de Planificación de proyectos de biogás en Chile. Ministerio de Energía (2012)

### 3.3. PARAMETROS CLAVES

Las variables claves son todos aquellos factores controlables que tienen influencia sobre el rendimiento y el potencial de generación del biogás. Son las condiciones que han de mantenerse para asegurar el desarrollo del proceso, En este caso se va a estudiar los parámetros más significativos.

#### 3.3.1. TEMPERATURA

Es una magnitud física que expresa el grado de frío o de calor que sufre un cuerpo o del ambiente. Los procesos anaeróbicos, al igual que muchos otros sistemas biológicos, son fuertemente dependientes de la temperatura. La velocidad de reacción de los procesos biológicos depende de la velocidad de crecimiento de los microorganismos involucrados, los cuales a su vez dependen de la temperatura. A medida que aumenta la temperatura, se incrementa la velocidad de crecimiento de los microorganismos y se acelera el proceso de digestión, lo que conduce a mayores producciones de biogás.

La temperatura de operación del digestor es considerada uno de los principales parámetros de diseño debido a su gran influencia en la velocidad de digestión anaeróbica. Las variaciones bruscas de temperatura en el digestor pueden desestabilizar el proceso. Por lo tanto, es imprescindible contar con un sistema adecuado de agitación y un controlador de temperatura para garantizar una temperatura homogénea en el digestor. Los rangos de operación son:

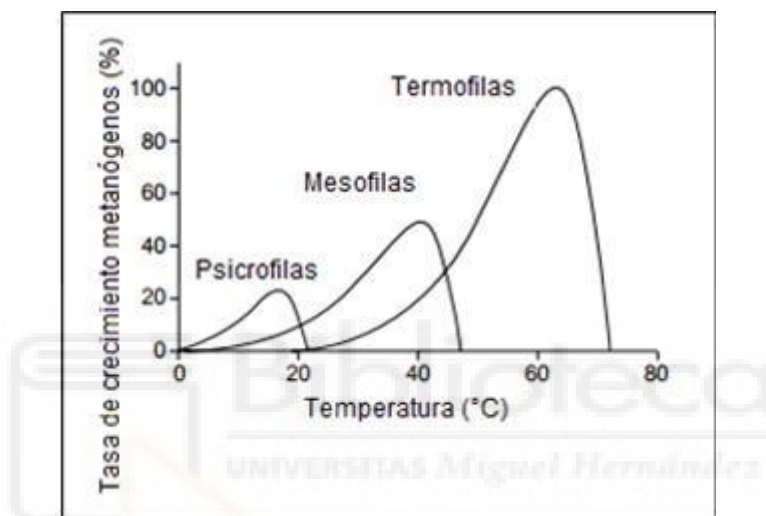
- Psicrófilo (Temperatura entre 15°C y 30°C)
- Mesófilo (Temperatura entre 35°C y 45°C)
- Termófilo (Temperatura mayor de 50°C)

**Tabla 1.** Rangos de temperatura y tiempo de fermentación

Fermentación	Mínimo	Óptimo	Máximo	Tiempo de fermentación
Psicrophilica	4-10 °C	15-18°C	20-25°C	Sobre 100 días
Mesophilica	15-20 °C	25-35°C	35-45°C	30-60 días
Thermophilica	25-45°C	50-60°C	75-80°C	10-15 días

Fuente: Lagrange 1979.

**Figura 6.** Rango de temperaturas para distintos tipos de microorganismos.



Fuente: Lettinga en 2001.

### 3.3.2. TIEMPO DE RETENCIÓN

Corresponde al cociente entre el volumen y el caudal de ingreso del sustrato. Es decir, el tiempo promedio que los sustratos permanecen dentro del digestor antes de ser evacuados. Este tiempo es crucial para permitir que los microorganismos presentes en el digestor descompongan los sustratos y produzcan biogás de manera eficiente. El tiempo de retención, junto con la velocidad de carga orgánica determinada por el tipo de sustrato, son los principales parámetros de diseño, definiendo el volumen del reactor.

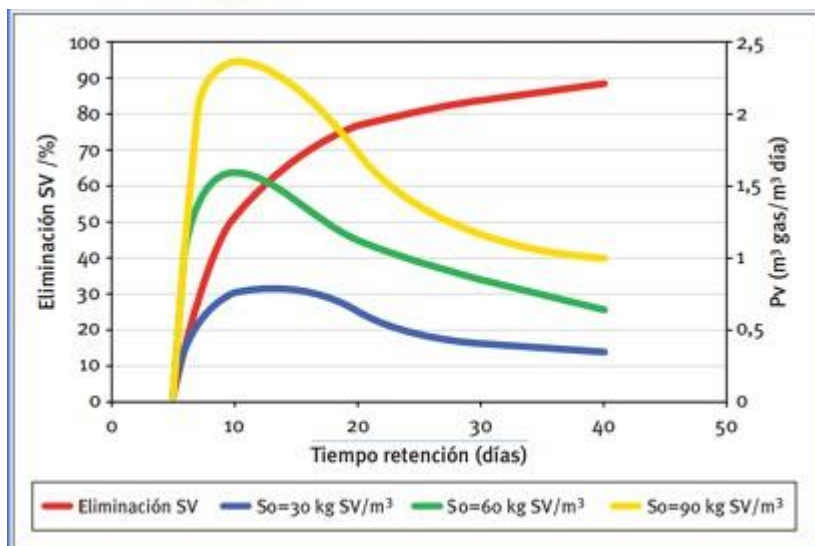
Para dimensionar el volumen del reactor se utiliza la siguiente formula:

$$\frac{\text{Volumen del digestor (m}^3\text{)}}{\text{Tiempo de retención (días)}} = \text{Volumen de carga diaria m}^3\text{/día}$$

**El volumen de carga diaria** o también llamado OLR. Es la cantidad de materia que entra en los digestores por unidad de volumen y tiempo. Una baja cantidad de OLR producirá grandes tiempos de retención, y un elevado OLR menor producción de biogás.

En la representación se indica la tendencia de los índices de eliminación de materia orgánica (expresada en SV, solidos volátiles) y de producción de biogás por unidad de volumen en función del tiempo de retención hidráulico. En la figura existe un tiempo inicial de 0 a 5 días en el cual el reactor no tiene ninguna actividad de producción de biogás. Se puede analizar y definir que la eliminación de la materia orgánica (Eliminación SV) sigue una tendencia en forma de asíntota.

**Figura 7.** Eliminación de solidos volátiles, SV y producción volumétrica de gas Pv para un reactor anaerobio de mezcla completa, en función del tiempo.



Fuente: IDAE

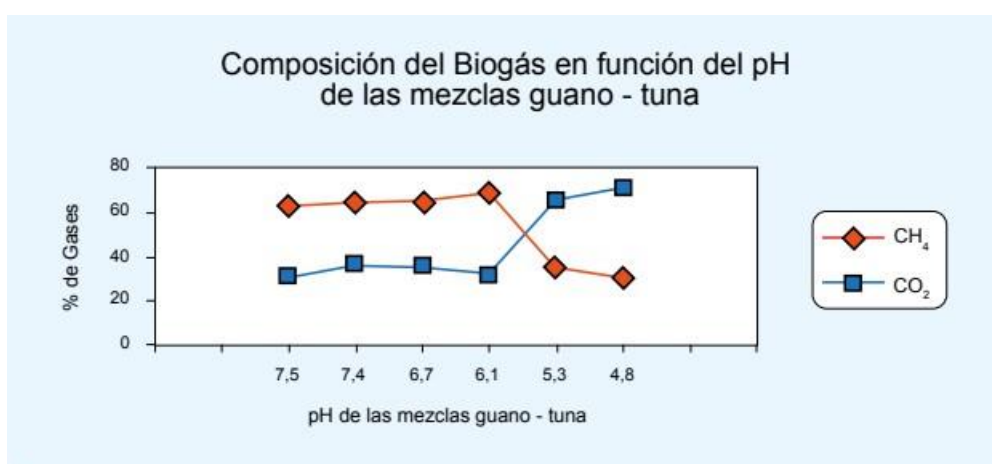
### 3.3.3. PH

El pH es una medida de la acidez o alcalinidad del medio dentro del digestor. El pH óptimo para la actividad microbiana en un reactor de digestión anaerobia se encuentra en un rango de 6,5 a 7,5, aunque puede variar dependiendo del tipo de los microorganismos presentes y la composición del substrato de entrada. Este rango del pH permite que los microorganismos funcionen de manera eficiente y produzcan biogás de manera efectiva.

Mantener un pH adecuado en el reactor es importante para evitar la inhibición de la actividad microbiana. Un pH demasiado bajo puede inhibir el crecimiento de microorganismos metanogénicos, mientras que un pH demasiado alto puede favorecer la proliferación de bacterias acidogénicas, lo que conduce a una producción excesiva de ácidos y a una disminución en la producción de biogás.

Controlar y ajustar el pH dentro del rango óptimo es una parte importante del manejo y la operación de un reactor de digestión anaerobia para garantizar un rendimiento óptimo del proceso. El pH no solo determina la producción de biogás sino la composición de este.

**Figura 8.** Composición del biogás en función del pH



**Fuente:** Varnero y Arellano, 1991.

### 3.3.4. AGITACIÓN

La agitación del digestor es crucial para asegurar una mezcla homogénea de los sustratos dentro del reactor anaeróbico. La agitación adecuada garantiza la obtención del nivel de energía necesario para favorecer la transferencia de sustrato a cada población de bacterias o microorganismos. El objetivo de la agitación es crear una recirculación vertical de abajo a arriba.

La agitación garantiza la producción de biogás y produce las siguientes ventajas: mezcla de la biomasa fresca con biomasa digerida del interior del reactor, mejora la mezcla de nutrientes, reduce la formación de costras o películas que pueden sedimentarse en el fondo del digestor y mejora la extracción de biogás.

Se distinguen 3 tipos de agitación:

- Mecánica: Se realiza con agitadores manuales o con motores eléctricos
- Hidráulica: A través de bombas que recirculan la materia orgánica.
- Burbujeo de biogás: Se recircula el biogás producido en el fondo mediante cañerías, para producir burbujas y de esta manera produce el movimiento de la materia orgánica dentro del reactor.

### 3.3.5. INHIBIDORES DE LA DIGESTIÓN ANAEROBIA

El proceso de la digestión anaerobia es inhibido por ciertas sustancias que reducen el potencial significativamente de producción de biogás, estas sustancias pueden formar parte de los residuos que entran al reactor o pueden ser subproductos de las operaciones que se llevan a cabo dentro del mismo

- Ácidos grasos volátiles: La concentración de ácidos volátiles (AGV), son productos intermedios de la digestión anaeróbica que se descomponen en la etapa de metanogénesis. Los AGV en estado de disociación pueden inhibir el proceso de formación de metano, es un producto muy relacionado con el pH, ya que, si es menor a 7, la capacidad de inhibir es mucho más potente.



- Nitrato: La mayoría de las plantas de biogás, cuando su residuo de entrada tiene contenido en nitrato, hacen un proceso de desnitrificación en la 1 etapa de descomposición, antes de la entrada al reactor. La correcta desnitrificación del producto produce un mejor proceso anaeróbico y una mejor calidad del gas debido a un bajo contenido en nitrógeno.
- Sulfatos y Sulfuros: Los macroorganismos y las bacterias sulfato-reductoras compiten por la obtención de los sulfatos, si las bacterias consiguen el sulfato producen como subproducto sulfuro de hidrógeno (H<sub>2</sub>S). El sulfuro de hidrógeno es tóxico para muchos microorganismos y también puede corroer equipos y tuberías.



#### **4. SISTEMAS DE CONTROL Y AUTOMATIZACIÓN MÁS UTILIZADOS**

Los sistemas de control son conjuntos de dispositivos hardware y software diseñados para supervisar, regular y gestionar procesos o el funcionamiento de sistemas físicos. Pueden variar desde simples controladores hasta complejas redes distribuidas. Estos sistemas son fundamentales en la industria para automatizar procesos, mejorar la seguridad, reducir costos y garantizar la consistencia en la producción.

La automatización industrial se define como la aplicación de la automática a un proceso o a un dispositivo industrial.

La eficiencia operativa es uno de los aspectos más destacados de los sistemas de control en la industria. Proporcionan mayor precisión en los procesos y sistemas que los métodos analógicos, reduciendo la intervención humana y, por lo tanto, disminuyendo la posibilidad de errores.

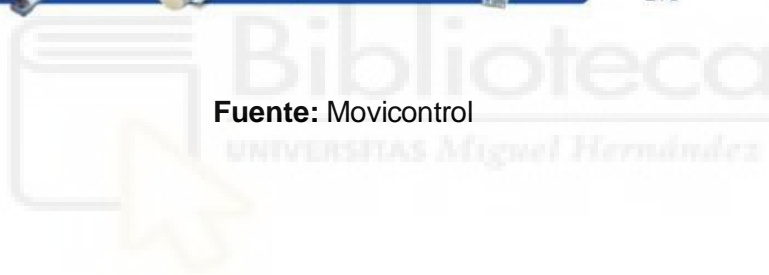
La calidad del producto es un factor crítico para la competitividad de cualquier empresa. La función de los sistemas de control en la industria radica en supervisar la garantía de calidad de los productos y controlar las variables de producción. Esto ayuda a prevenir defectos y asegura que los productos cumplan con los estándares especificados. La capacidad de ajustar automáticamente los parámetros de producción en respuesta a cambios en las condiciones del entorno garantiza una calidad constante a lo largo del tiempo.

La pirámide de automatización es una representación pictórica de los diferentes niveles de automatización de una planta industrial. En la figura se muestra los distintos niveles con los elementos más característicos.

**Figura 9.** Pirámide de los niveles de proceso de la automatización



Fuente: Movicontrol



#### 4.1. INSTRUMENTACIÓN

La instrumentación industrial, una disciplina clave dentro de la ingeniería, se dedica a la medición y control de los procesos industriales. Los instrumentos industriales son herramientas especializadas utilizadas para monitorear variables a lo largo del proceso. En la actualidad, es inconcebible pensar en cualquier industria sin la presencia de estos instrumentos, indispensables para influir en los procesos y obtener los productos y servicios deseados. Por ende, comprender el funcionamiento de los sensores en estos procesos es crucial, ya que permiten controlar y mantener diversas magnitudes y constantes físicas. Estos instrumentos posibilitan ajustar y optimizar la producción en tiempo real, llevando las variables a las condiciones deseadas.

##### 4.1.1. SENSORES

Para automatizar el control de un proceso de fabricación, es imprescindible contar con información precisa sobre su estado. Esta información se obtiene mediante la medición de diversas magnitudes físicas presentes en el proceso. Aunque estos dispositivos pueden recibir diferentes nombres, como detector, transductor o sonda, en el ámbito del control de autómatas, el término más comúnmente utilizado es "sensor" para referirse al dispositivo que registra una magnitud física. Es importante destacar que estas magnitudes físicas no necesariamente son eléctricas, por lo que se recurre a transductores para convertirlas en señales eléctricas. Los sensores más empleados en la digestión anaerobia son:

- Temperatura: Los sensores de temperatura ofrecen una entrada a un sistema (indicador, regulador u otros dispositivos) que se usa para determinar la temperatura de un proceso en un lugar específico.
  - **LM 35 Acero inoxidable**, este sensor es muy utilizado debido a que tiene un recubrimiento de acero inoxidable le permite sumergirse en líquidos. Tiene un rango de operación entre  $-55^{\circ}\text{C}$  y  $150^{\circ}\text{C}$ , con una precisión de  $0,5^{\circ}\text{C}$ .

**Figura 10:** Sensor LM35



**Fuente:** Texas Instruments

- **RTD Tipo PT 100**, como la temperatura de los digestores suele operar en rangos positivos hasta 80°C, se necesita un sensor con repetitividad alta y gran precisión. Este tipo de sensores incrementan su temperatura cuando aumenta su resistencia. Su rango de operación oscila entre -50°C hasta 400°C.

**Figura 11:** Sensor PT 100



**Fuente:** PCE instruments

- Presión: Al igual que otros tipos de sensores industriales su objetivo es transformar una magnitud física en una señal eléctrica. En este caso se transforma una fuerza equivalente al valor de la presión que ejerce.
  - **Sensor DM2006-LCD**, es un transmisor de presión diferenciada. Detecta la presión del aire y de los gases compatibles y envía una señal eléctrica.

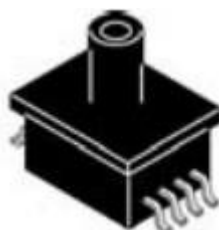
**Figura 12.** Sensor DM2006-LCD



**Fuente:** Dwyer Instruments

- **Sensor MXP2010**, es un sensor piezoresistivo de presión que soporta temperatura entre 0°C y 85°C, su medición de la presión va desde 0 Kpa hasta los 10 Kpa.

**Figura 13.** Sensor MXP2010



**Fuente:** Sensor MXP2010

- pH: El medidor de pH es un instrumento utilizado para medir la acidez o la alcalinidad de una solución, Prácticamente todas las industrias necesitan tratamiento de aguas tanto limpias como industriales.
  - **Sensor InPro3100/225**, es un electrodo de pH con sensor de temperatura especializado en mediciones de biorreactores. Sensor de temperatura PT-100 integrado. Tiene un rango de medición de pH de 0 a 14 y soporta una temperatura máxima de 80°C,

**Figura 14.** Sensor Inpro 3100/225



**Fuente:** Metler Toledo

- **Sensor Orbint CPS11D**, es un electrodo de pH con trampa de iones para difusión de contaminantes. Apto para aplicaciones exigentes, opera tanto en altas presiones (16 bar) como en altas temperaturas (135°C).

**Figura 15.** Sensor Orbint CPS11D



**Fuente:** Endress + Hauser

En muchas plantas de biogás no se utiliza ningún sensor de pH debido a que es un proceso muy lento, por eso no se puede contralar de manera exacta.

- Caudal de gas: Se usan estos sensores para medir el flujo de cualquier fluido por una tubería, una medición precisa puede proporcionar información sobre la eficiencia de una operación.
  - **Flujómetro, Ritter MGC**, estos sensores tienen un coste muy elevado, pero son muy utilizados por sus características técnicas (mediciones de caudales entre 1 ml/h y 1 L/h), con un error de medición de tan solo 3 ml. Su batería tiene una duración de 3 años.



**Figura 16.** Sensor Ritter MGC



**Fuente:** Ritter

- **Flujómetro OPTISONIC 7300**, es un sensor ultrasónico utilizado para aplicaciones con biogás, la presión máxima que soporta el sensor son 10 bar. Tiene certificación ATEX (zonas en que la acumulación de gases puede provocar una explosión).

**Figura 17.** Sensor OPTISONIC 7300



**Fuente:** Metler Toledo

- Composición del gas: Este tipo de sensores se utilizan para saber la composición del metano, dióxido de carbono y otros gases en la producción de biogás.
  - **Gasboard 3200**, este instrumento portátil es capaz de medir concentraciones de CH<sub>4</sub>, CO<sub>2</sub>, H<sub>2</sub>S Y O<sub>2</sub> de manera simultánea en las diferentes aplicaciones de biogás. Rango de medición personalizable por el usuario, con una precisión del 1% del fondo de escala.

**Figura 18.** Analizador de biogás Gasboard 3200.



**Fuente.** Direct Indsutry.

- **Analizador de gas INCA 3011**, es un instrumento de instalación de manera fija y se utiliza para medir la composición de gases de: metano, dióxido de carbono, ácido sulfhídrico, oxígeno, hidrógeno y Hidrocarburos. Su temperatura de trabajo está entre 5°C y 45°C.

**Figura 19.** Analizador de gases INCA 3001



**Fuente.** Union Instruments

- Sensores de nivel: Se utilizan para medir la altura o profundidad de un fluido o solido dentro del digestor. Son necesarios ya que nos indican la capacidad de almacenamiento y evitan los desbordamientos.
  - **VEGAPULS 6X**, es un sensor universal para la medición de continua de nivel bajo condiciones de proceso. Su mayor ventaja es la exactitud de medición independientemente de las condiciones del proceso. Tiene un rango de medición de 120 metros.

**Figura 20.** Sensor de nivel VEGAPLUS 6X



**Fuente.** Fuente Vegaplust

- **Medidor de tanque automático Shand & Jurs 9202**, es un indicador accionado por cinta y flotador. Mediante un contador digital indica que el recorrido del flotador es exactamente 0,15 cm. Este sensor realiza una lectura a nivel de suelo a techo y su máximo rango de medición son 27 metros de altura.

**Figura 21.** Medidor Shand & Jurs 9202



**Fuente.** Serteces INC

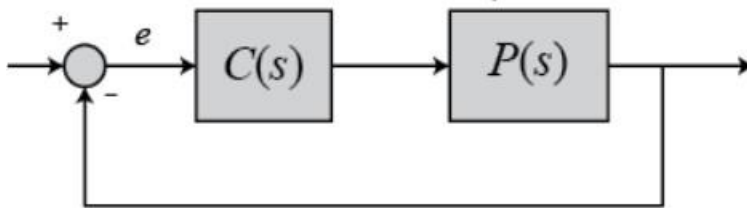
## 4.2. ESQUEMA DE CONTROL

El control es la base de cualquier planta o proceso industrial. El control, ya sea realizado por microcontroladores, autómatas u ordenadores, avanza para ser una mejora continua tanto en la optimización de procesos como en su producción.

Las técnicas de control analógico fueron las primeras en aparecer, sirven como solución a diversos sistemas. La base de cálculo de estos tipos de sistema es mediante la transformada de Laplace. Con esta transformada un sistema puede pasar del dominio del tiempo a una respuesta en frecuencia. En este tipo de rama de control, las entradas y salidas quedan relacionadas con las variables de estado y con las perturbaciones.

Un elemento importante dentro de la teoría de control son los actuadores, instrumentos sobre los que actúa la acción de control y son capaces de transformar energía hidráulica, neumática o eléctrica para activación de un proceso. Tienen la finalidad de generar un efecto sobre un proceso.

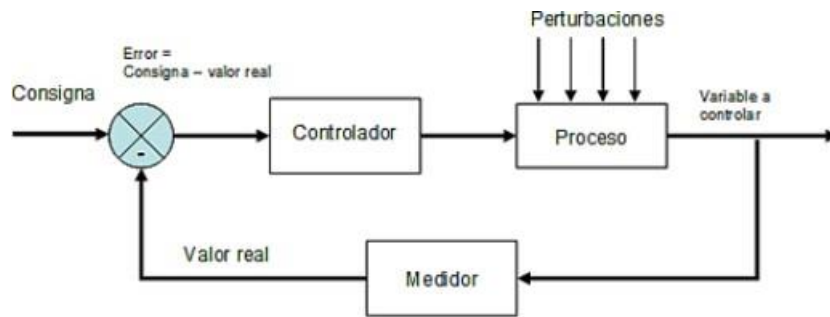
**Figura 22.** Sistema controlado



**Fuente.** Elaboración propia

Podemos Considerar como un sistema de control un conjunto de dispositivos que pueden regular de forma conjunta su comportamiento o el de otro con el fin de lograr un correcto funcionamiento predeterminando, así como corregir posibles los posibles fallos y obtener el resultado deseado.

**Figura 23.** Sistema de control sobre un proceso



**Fuente.** Educados.Madrid

Los elementos que integran un sistema de control son:

1. Consigna o señal de referencia: es la señal deseada al final del proceso
2. Comparador: dispositivo encargado de comparar la señal de referencia ya mencionada con la señal que está midiendo el sensor. Esta diferencia genera la señal error para posibles correcciones del sistema
3. Controlador: Dispositivo que va a realizar el control de todo el proceso, es el dispositivo que se está estudiando en este estudio.
4. Proceso: La situación que se debe controlar.
5. Perturbaciones: Señales o situaciones externas que afectan al proceso y cambian los valores que miden el sensor
6. Medidor: También llamado sensor, es el dispositivo encargado de medir la variable a controlar y transmitir la información al comparador

#### 4.2.1. CONTROL DISCRETO

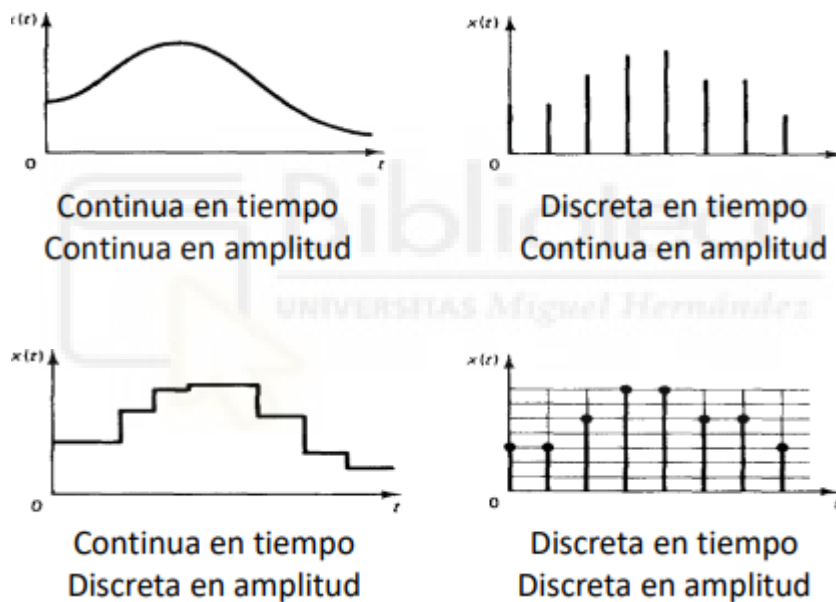
Los sistemas de control de tiempo discreto son ampliamente utilizados en sistemas de control debido a su versatilidad en opciones de control, que van desde óptimo, mínimo hasta multivariable. Estos sistemas encuentran aplicación en diversos ámbitos, tales como el control de robots, vehículos y plantas industriales.

Para su correcto funcionamiento, estos sistemas dependen de un proceso de conversión analógico-digital. Las señales de control provenientes de los sensores solo pueden cambiar en momentos específicos, representados por

instantes discretos ( $kt$ ), donde "k" es un número entero. Además, su valor se encuentra restringido a intervalos específicos mediante un proceso de cuantificación. Es esencial que el periodo de muestreo "T" sea lo suficientemente breve para asegurar una representación precisa de la señal.

El proceso de conversión de señales analógicas a digitales, mediante muestreo y cuantificación, resulta en una secuencia de valores discretos a lo largo del tiempo. Este proceso implica asignar valores de señal a intervalos discretos y uniformemente espaciados.

**Figura 24.** Discretización de una gráfica



**Fuente.** Antonio J. del Ama Espinosa

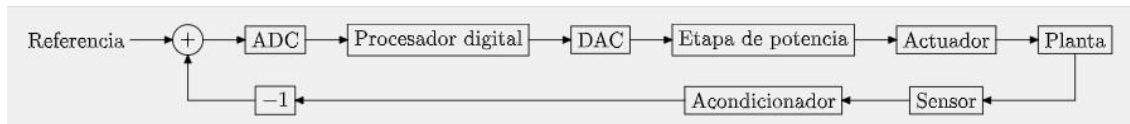
A pesar de sus numerosas ventajas, como precisión, flexibilidad y eficiente transmisión de datos, los sistemas de tiempo discreto presentan ciertas limitaciones. Por ejemplo, no pueden detectar cambios en la señal entre dos periodos de muestreo consecutivos, y existe el riesgo de centralizar en exceso el sistema al utilizar computadoras.

La transformada Z juega un papel fundamental en los sistemas de control de tiempo discreto, siendo su equivalente a la transformada de Laplace en sistemas

continuos. Mientras que la dinámica de sistemas continuos se describe mediante ecuaciones diferenciales lineales con coeficientes constantes, la de los sistemas discretos se modela a través de ecuaciones en diferencias lineales.

Los elementos de un control discreto los podemos apreciar en la figura 25. Donde podemos apreciar un diagrama de un sistema de control discreto

**Figura 25.** Diagrama de control de un sistema discreto



**Fuente.** ghSalazar

A continuación, se detallarán los elementos a partir del sistema de la figura, conocido como la planta. Se reconoce que tiene una variable controlada (salida) y una variable manipulada (entrada).

El sensor es el siguiente elemento considerado, encargado de medir la variable controlada o salida y proporcionar una señal eléctrica.

La señal obtenida del sensor suele presentar problemas de potencia, amplitud o impedancia. Para mitigar estas dificultades, la señal pasa por un acondicionador de señal. En sistemas de control discreto, este acondicionador debe filtrar la señal teniendo en cuenta la frecuencia de muestreo.

Luego, se consideran dos opciones para la siguiente etapa: restar la variable de referencia y la variable controlada antes o después de convertir la señal a digital. Se opta por realizar esta operación antes, ya que se puede incorporar con un amplificador diferencial en el acondicionador de señal, reduciendo así el número de convertidores analógico-digitales.

La etapa subsiguiente es el convertidor analógico-digital (ADC), donde la señal analógica se cuantifica, es decir, se obtiene un valor en binario a partir del valor analógico. Además, dado que el proceso lleva tiempo, surge la cuestión de la latencia o retardo. Asimismo, el valor obtenido se representa en punto fijo.



En el procesador digital es donde se ejecuta el programa que implementa la ley de control. La velocidad de ejecución del programa introduce nuevas latencias o retardos y establece un límite superior para la frecuencia de muestreo máxima posible. Por consiguiente, se emplean microcontroladores en aplicaciones con frecuencias bajas de muestreo y procesadores digitales de señales cuando se requieren frecuencias de muestreo más altas.

Una vez procesada la señal discreta, se debe convertir nuevamente a una señal analógica, lo cual se logra mediante un convertidor digital-analógico (DAC). Ocasionalmente, se sustituye la señal analógica por algún tipo de señal modulada, como a través de un modulador de ancho de pulso (PWM), ya que la etapa de potencia puede requerir este tipo de señal.

La etapa de potencia adapta la señal para que pueda ser utilizada por el actuador, que suele consistir en amplificadores conmutados por razones de eficiencia.

Finalmente, el actuador transforma la señal eléctrica para operar sobre la variable manipulada de la planta.

#### 4.2.2. LAZOS DE CONTROL

El concepto de lazos de control en procesos industriales implica la división de cada variable de proceso en sistemas de control independientes. Cada lazo de control consta de una descripción, un diagrama de bloques y un diagrama de lazo de control.

En términos generales, un lazo de control consiste en una serie de instrumentos conectados entre sí, diseñados para regular variables como temperatura, flujo, presión o densidad en un proceso. Habitualmente, un instrumento mide la variable en cuestión y envía esa información a un controlador, que la compara con un punto de referencia predefinido (SP). Luego, el controlador emite una

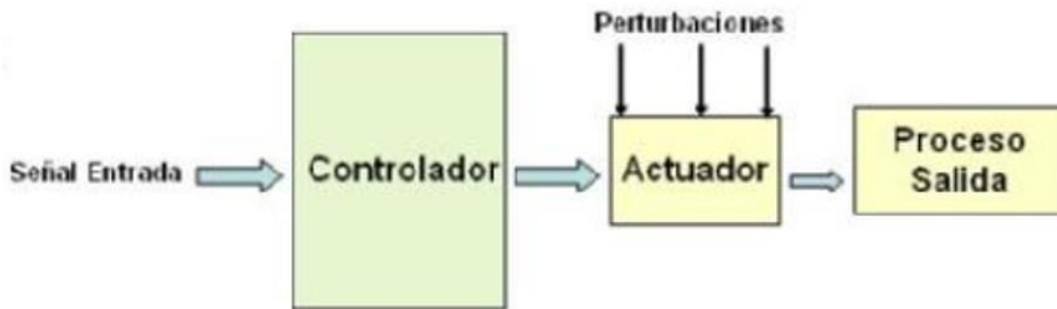
señal de salida hacia un elemento de control, como una válvula, con el fin de ajustar el proceso y corregir cualquier desviación (acción).

En resumen, un lazo de control es un sistema que emplea sensores y controladores para medir y regular una variable de proceso en aplicaciones industriales. Su objetivo principal es mantener dicha variable dentro de un rango específico mediante retroalimentación y corrección automática, comparando la variable de proceso con un valor deseado (setpoint) y generando señales de corrección para ajustarla. Los lazos de control se dividen en dos:

- **Bucle abierto:** Un sistema de lazo abierto es aquel en el que la salida medida del proceso no se compara con una señal de referencia. En este tipo de sistema, la variable no es controlada activamente en respuesta a la retroalimentación. Un ejemplo común de un sistema de lazo abierto es un horno doméstico con un temporizador. En este caso, el horno se enciende y se apaga según un programa preestablecido, sin recibir información sobre la temperatura real dentro del horno.

Estos sistemas no utilizan retroalimentación, lo que los hace menos precisos y estables en comparación con los sistemas de lazo cerrado. En un sistema de lazo abierto, el controlador se coloca en serie con el proceso con el objetivo de manipularlo para alcanzar la operación deseada, pero sin medir ni comparar el estado actual de las variables clave del proceso.

**Figura 26.** Ejemplo de sistema lazo abierto



**Fuente.** Educados Madrid.

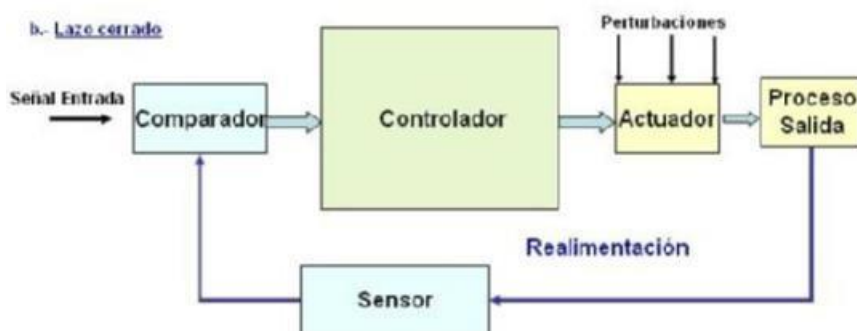
- **Lazo cerrado:** En este estudio, se van a utilizar sistemas de lazo cerrado, los cuales son ampliamente empleados en industrias para regular y controlar procesos automatizados.

Un sistema de control de lazo cerrado, también conocido como realimentado, utiliza una señal de retroalimentación para comparar el resultado deseado con el resultado actual y ajustar el proceso en consecuencia. Esto garantiza una mayor precisión y estabilidad en comparación con los sistemas de lazo abierto.

En los sistemas de lazo cerrado, se puede integrar un medidor y transmisor de temperatura para retroalimentar el sistema hacia el controlador y mantener así la temperatura en su valor deseado (setpoint). Este tipo de sistemas también se conoce como de retroalimentación.

Un ejemplo común de estos sistemas son los controladores PID, los cuales se definirán en el siguiente apartado.

**Figura 27.** Lazo cerrado



**Fuente.** Educados Madrid.

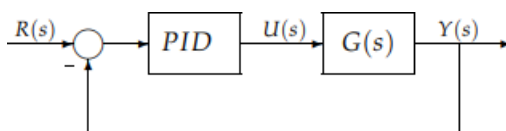
#### 4.2.3. CONTROLADORES PID

Los controladores PID son ampliamente utilizados en la industria debido a su robustez. Su estructura simple es tanto una ventaja como una debilidad, ya que limita el rango de las plantas que pueden controlar de manera satisfactoria.

En este estudio sobre la digestión anaerobia, se va a analizar controladores PID, ya que actualmente son los más utilizados en la industria, según los referentes en España en automatización de plantas de biogás.

Se considera un sistema simple para la definición:

**Figura 28.** Diagrama simple de control



**Fuente.** Ingeniería de control.

La lógica de los controladores PID incluyen 3 operaciones; proporcional (P), integral (I) y una última derivativa (D). Estos controladores son denominados P, I, PI, PD y PID.

- **P: proporcional:** da una salida del controlador que es proporcional al error. Es decir:  $u(t) = K_p e(t)$ , la función de transferencia es:

$$C_p(s) = K_p$$

La variable  $K_p$  es la ganancia provisional ajustable, Este controlador puede utilizarse en plantas estables, permite eliminar el error en régimen permanente. Su funcionamiento es limitado por lo que en muchas ocasiones no llegara al valor de referencia, pero se puede solucionar añadiendo un "bias".

- **I: integral:** da una señal de salida que es proporcional al error acumulado, lo que implica que es un sistema lento. Su función de transferencia es:  
La señal de control  $u(t)$  tiene un valor diferente de cero cuando la señal

$$u(t) = K_i \int_0^t e(\tau) d\tau \quad C_i(s) = \frac{K_i}{s}$$

de error  $e(t)$  es cero. Por lo que da una referencia constante, o perturbaciones, el error en régimen permanente es cero.

- **PI: proporcional + integral:** Se define con la siguiente formula

$$u(t) = K_p e(t) + \frac{K_p}{T_i} \int_0^t e(\tau) d\tau$$

Y con la formula ya citada la función de transferencia se define:

$$C_{PI}(s) = K_p \left( 1 + \frac{1}{T_i s} \right)$$

Donde " $T_i$ " se define como el tiempo integral y es el encargado de ajustar la acción integral. Con un control proporcional, es imprescindible que haya un error para que la acción de control sea diferente de cero. Por otro lado, con acción integral, incluso un error pequeño y positivo siempre resultará en una acción de control en aumento, mientras que, si fuera negativo, la señal de control disminuirá. Esto indica que, en régimen permanente, el error siempre será cero. Muchos controladores

industriales solo tienen acción PI, ya que son altamente efectivos para sistemas de primer orden. En resumen, en este sistema la acción P se encarga de llevar el sistema a la referencia, mientras que la acción I actúa como un sesgo automático y también elimina el error estacionario inicial.

- **PD: proporcional + derivativa:** Se define con la siguiente fórmula

$$u(t) = K_p e(t) + K_p T_d \frac{de(t)}{dt}$$

Y su función de transferencia es

$$C_{PD}(s) = K_p + sK_p T_d$$

Por supuesto, aquí tienes una reestructuración del texto para mejorar su fluidez y claridad:

La constante  $T_d$ , conocida como tiempo derivativo, juega un papel crucial en esta dinámica. Esta acción se caracteriza por su naturaleza predictiva, lo que agiliza la respuesta del sistema de control. Sin embargo, presenta una desventaja significativa al amplificar las señales de ruido, lo que puede conducir a la saturación del actuador.

Es importante destacar que la acción de control derivativa nunca se utiliza de forma aislada, ya que su efectividad se limita a los periodos transitorios. Al integrar la acción derivativa a un controlador proporcional, se logra un controlador altamente sensible que responde rápidamente a las fluctuaciones del error, corrigiendo la trayectoria antes de que el error crezca demasiado.

Aunque el control derivativo no incide directamente en el error en estado estacionario, añade amortiguamiento al sistema. Esto permite operar con una ganancia  $K$  mayor, mejorando así la precisión en condiciones de estabilidad.

- **PID: proporcional + integral + derivativo:** reúne las ventajas de las 3 acciones anteriores. Su ecuación resulta:

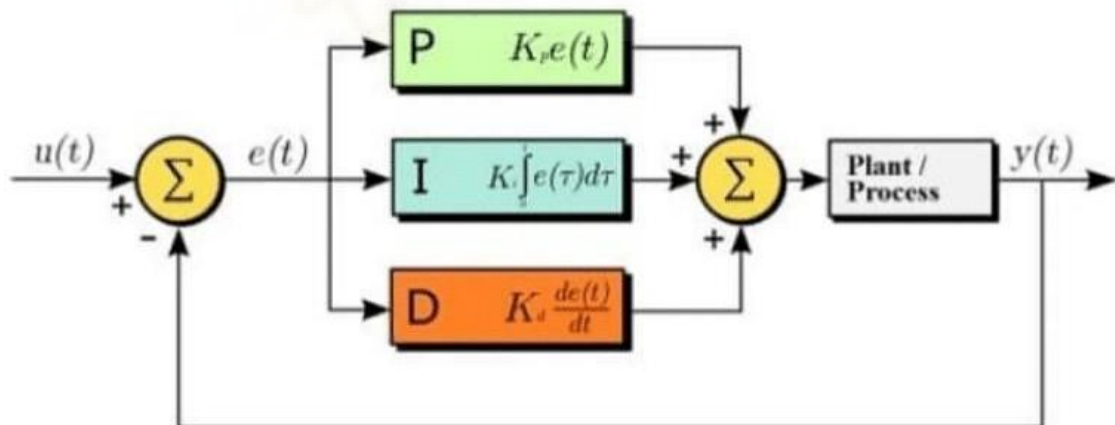
$$u(t) = K_p e(t) + \frac{K_p}{T_i} \int_0^t e(\tau) d\tau + K_p T_d \frac{de(t)}{dt}$$

Y su función de transferencia es:

$$C_{PID}(s) = K_p \left( 1 + \frac{1}{T_i s} + T_d s \right)$$

El controlador PID es el más complejo de todos los mencionados anteriormente. Se observa cómo emplea la acción derivativa para anticiparse a los procesos futuros. En muchos casos de controladores PID, es necesario utilizar un filtro paso bajo para que la función de control tenga un polinomio de grado 2 en el numerador y de grado 1 en el denominador, ya que, de lo contrario, se obtendría un polinomio difícil de operar.

Figura 29. Controlador PID genérico



Fuente. Matricialaenergia

Este tipo de sistemas resulta altamente eficaz para plantas de segundo orden o superiores. Sin embargo, sus principales inconvenientes incluyen la amplificación de señales de ruido, lo que puede llevar a la saturación del actuador. En situaciones donde existen limitaciones en los actuadores, se

pueden emplear métodos anti-windup para garantizar que ningún actuador supere el 100% de su capacidad funcional.

#### 4.3. SOFTWARE DE CONTROL Y SUPERVISIÓN

Actualmente, todas las instalaciones de control para la supervisión de los procedimientos utilizan el sistema SCADA: SCADA es la abreviatura de Supervisión, Control y Adquisición de Datos, término que describe las funciones esenciales de un sistema SCADA. Las compañías emplean los sistemas SCADA para supervisar y controlar los dispositivos de sus instalaciones, así como para recolectar y registrar datos sobre sus operaciones. Estos sistemas SCADA suelen constituir una combinación de software y hardware, como controladores lógicos programables (PLC) y unidades terminales remotas (RTU).

Aplicaciones de SCADA:

Las organizaciones pueden emplear los sistemas SCADA para:

1. Gestionar los procesos local o remotamente.
2. Interactuar con los dispositivos mediante software HMI.
3. Recolectar, monitorear y procesar datos.
4. Registrar eventos y datos.

Estas funciones proveen a las empresas una mayor visibilidad de sus procesos. Los datos recopilados les permiten observar en tiempo real el desempeño de sus máquinas, además de identificar tendencias a largo plazo.



## 5. DISEÑO DE LOS CONTROLADORES

### 5.1. MODELO MATEMÁTICO DEL DIGESTOR ANAEROBIO

Desde la perspectiva del control automático, los modelos matemáticos representan una herramienta fundamental para el análisis exhaustivo de las características de un sistema, incluyendo su estabilidad, condiciones de operación, controlabilidad, entre otros aspectos relevantes. Además, permiten prever el comportamiento del proceso mediante simulaciones numéricas y facilitan el diseño e implementación de estrategias de control eficientes.

En el contexto de la digestión anaeróbica, es crucial que el modelo matemático aborde de manera integral los diversos fenómenos involucrados, tales como aspectos biológicos, hidrodinámicos y fisicoquímicos, así como las variables de entrada primordiales como la biomasa, los sustratos, el carbono inorgánico y los cationes. Esta consideración meticulosa es esencial para asegurar una representación fidedigna del proceso y un modelo matemático sólido.

La modelización de la digestión anaerobia es un proceso altamente complejo debido a la gran cantidad de variables y elementos involucrados en ella. Sin embargo, en la mayoría de los estudios posteriores a 2002, se emplea un sistema propuesto específicamente para este fin, conocido como el Anaerobic Digestión Model n.1 (ADM1) desarrollado por la International Water Association (IWA) en 2002.

El sistema de reacciones en un digestor anaeróbico es intrincado, con una secuencia de pasos que ocurren simultáneamente y en paralelo. Estas reacciones se pueden clasificar en dos tipos principales:

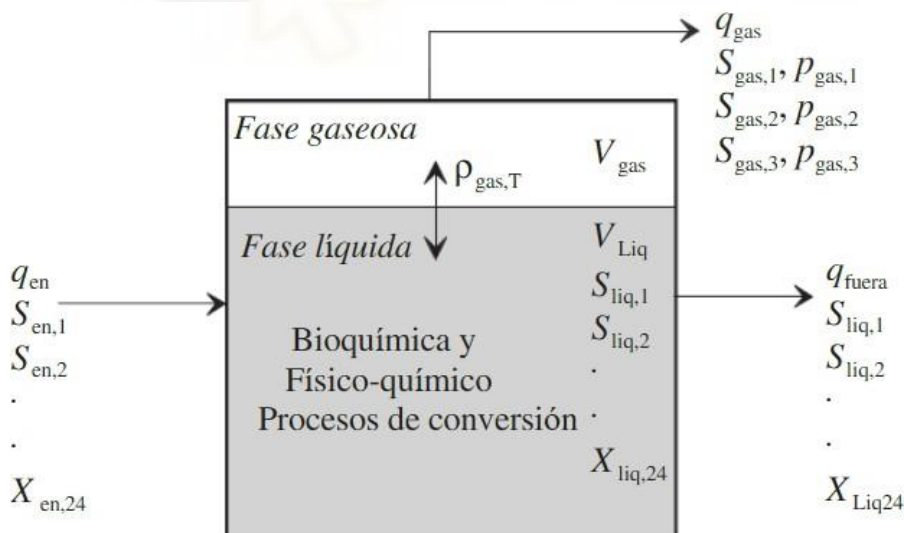
- **Reacciones Bioquímicas:** Generalmente, estas son catalizadas por enzimas, tanto intra como extracelulares, y actúan sobre la materia orgánica disponible. Incluyen la desintegración de componentes como la biomasa muerta en constituyentes particulados, seguida de una hidrólisis extracelular que descompone estos constituyentes en monómeros

solubles. La degradación de estos materiales está mediada por organismos intracelulares, lo que conduce al crecimiento de biomasa y su subsiguiente descomposición.

- **Reacciones Físicoquímicas:** Estas reacciones no son medidas biológicamente e involucran procesos como la asociación/disociación de iones y la transferencia gas-líquido. Una reacción adicional que no está incluida en el modelo ADM1 es la precipitación.

La implementación del sistema se realiza mediante un sistema de digestión anaeróbica, que consiste en un reactor con un volumen de líquido y un espacio de cabeza de gas sellado a presión atmosférica, donde el gas producido se extrae para su uso aguas abajo. El sistema que se va a describir aquí es un reactor completamente agitado con una única entrada y salida de flujo, y un volumen de líquido constante ( $q_{\text{entrada}} = q_{\text{salida}}$ ).

**Figura 30.** Esquema de un digestor típico



**Fuente:** Anaerobic digestion model No (ADM1)

El modelo ADM1 aborda 19 procesos de cinética bioquímica y 24 variables dinámicas de estado. Debido a la considerable cantidad de parámetros involucrados en el modelo, se utiliza una notación matricial basada en la matriz de Petersen. Esta estructura matricial permite organizar de manera sistemática la expresión matemática del proceso global de digestión anaerobia, ya que múltiples procesos pueden afectar simultáneamente a varias de las variables dinámicas de estado. La matriz de Petersen consta de tantas columnas como variables de estado participantes y tantas filas como procesos que se llevan a cabo. Además, incluye una columna adicional que indica las tasas de reacción de los procesos bioquímicos.

**Tabla 3:** Procesos de la Digestión Anaerobia del modelo ADM1

1	Desintegración	11	Consumo de acetato
2	Hidrólisis de carbohidratos	12	Consumo de hidrógeno
3	Hidrólisis de proteínas	13	Lisis de $X_{su}$
4	Hidrólisis de lípidos	14	Lisis de $X_{aa}$
5	Consumo de azúcar	15	Lisis de $X_{la}$
6	Consumo de aminoácidos	16	Lisis de $X_{C4}$
7	Consumo de AGCL	17	Lisis de $X_{pro}$
8	Consumo de valerato	18	Lisis de $X_{ac}$
9	Consumo de butirato	19	Lisis de $X_{h2}$
10	Consumo de propionato		

**Fuente:** Modelo ADM1

**Tabla 4:** variables de estado de la Digestión Anaerobia del modelo ADM1

$S_{su}$	Monosacáridos	$X_c$	Compuesto (composite)
$S_{aa}$	Aminoácidos	$X_{ch}$	Carbohidratos
$S_{ta}$	Ácidos grasos de cadena larga (AGCL)	$X_{pr}$	Proteínas
$S_{va}$	Valerato total	$X_s$	Lípidos
$S_{bu}$	Butirato total	$X_{su}$	Degradadores de azúcares
$S_{pro}$	Propionato total	$X_{aa}$	Degradadores de aminoácidos
$S_{ac}$	Acetato total	$X_{fa}$	Degradadores de AGCL
$S_{h2}$	Hidrógeno gas	$X_{c4}$	Degradadores de valerato y butirato
$S_{ch4}$	Metano gas	$X_{pro}$	Degradadores de propionato
$S_{ic}$	Carbono inorgánico	$X_{ac}$	Degradadores de acetato
$S_{in}$	Nitrógeno inorgánico	$X_{h2}$	Degradadores de hidrógeno
$S_i$	Solubles inertes	$X_i$	Partículas inertes

**Fuente:** Modelo ADM1

### 5.1.1. ADAPTACIÓN DEL MODELO MATEMÁTICO

El modelo matemático ADM1 es conocido por su complejidad debido a la gran cantidad de variables y procesos que involucra. Para adaptar estas ecuaciones al contexto del digester, se recurrirá a estudios que simplifiquen y reduzcan los parámetros del modelo original. Esto se basará en trabajos de modelado matemático como "Mathematical Modelling of Anaerobic Digestion" y el modelo de Hill de 1983. A partir de estos enfoques, se seleccionarán las variables relevantes que afectan al digester que estamos modelizando, lo que permitirá desarrollar ecuaciones más manejables y prácticas para su implementación.

El estudio utiliza como base los modelos anteriormente citados. Sin embargo, dado que estos modelos no tienen en cuenta la temperatura como variable, se ha implementado una modificación añadiendo variables y parámetros que dependen de la temperatura. Se han ajustado todos los parámetros K, ya que las tasas de reacción microbiana están especialmente influenciadas por la temperatura. Para calcular estos cambios, utilizaremos la ecuación de Arrhenius:

$$K = e^{-\frac{E_a}{RT}}$$

Donde:

- K es la constante de velocidad
- A es el factor pre-exponencial
- $E_a$  es la energía de activación
- R es la constante de los gases ideales
- T la temperatura absoluta en Kelvin

Además, se ha introducido la ecuación que describe la variación de la temperatura con respecto al tiempo dentro del reactor:

$$T = \frac{1}{C_p} * (Q_{en} - Q_{sal})$$

- T es la tasa de cambio de la temperatura respecto al tiempo
- $C_p$  Capacidad calorífica
- $Q_{en}$  Flujo de calor a la entrada del reactor
- $Q_{sal}$  Flujo de calor a la salida del reactor

Todas las ecuaciones y modificaciones que comprenden el modelo matemático que se va a simular son las siguientes:

1.  $D = \frac{F}{V}$
2.  $\frac{dSsu(t)}{dt} = D(Sinsu - Ssu) + Khyd, ch * Xch + Fsu, li * khyd, li * Xli - \mu suaa, su * Xsuaa$
3.  $\frac{dSaa(t)}{dt} = D(Ssiaa - Saa) + Khyd, pr * Xpr - \mu suaa, aa * Xsuaa$
4.  $\frac{dSfa(t)}{dt} = D(Ssinfa - Sfa) + Ffa, li * Khyd, li * Xli - \mu fa * Xfa$
5.  $\frac{dSac(t)}{dt} = -DSac + (1 - Ysuaa) * Fac, su * \mu suaa, su * Xsuaa + (1 - Ysuaa) * Fac, aa * \mu suaa, aa * Xsuaa + 0,7(1 - Yfa) * \mu fa * Xfa$
6.  $\frac{dXc(t)}{dt} = D(Xinc - Xc) - Kdis * Xc$
7.  $\frac{dXch(t)}{dt} = -(D + Khyd, ch) * Xch + Fch, xc * kdis * Xc$
8.  $\frac{dXpr(t)}{dt} = -(D + Khyd, pr) * Xpr + Fpr, xc * kdis * Xc$
9.  $\frac{dXli(t)}{dt} = -(D + Khyd, li)Xli + Fli, xc * kdis * Xc$
10.  $\frac{dXsuaa(t)}{dt} = (-D + Ysuaa * \mu suaa, su)Xsuaa + Ysuaa * \mu suaa, aa * Xsuaa$
11.  $\frac{dXfa(t)}{dt} = -(D - Yfa * \mu fa) * Xfa$
12.  $\frac{dSac, ch4(t)}{dt} = D(Sac - Sac, ch4) - Yac * \mu ac, ch4 * Xac$
13.  $\frac{dXac(t)}{dt} = (-D + \mu ac, ch4) * Xac$
14.  $\mu suaa, su = \mu suaa, su(Ssu, Saa)$
15.  $\mu suaa, su = \frac{Ssu}{Ks, suaa + Ssu} * \frac{Ssu}{Ssu + Saa}$
16.  $\mu suaa, aa = \mu suaa, aa(Ssu, Saa)$
17.  $\mu suaa, aa = \frac{Saa}{Ks, suaa + Saa} * \frac{Ssu}{Ssu + Saa}$
18.  $\mu fa = \mu fa(Sfa) = Km, fa * \frac{Sfa}{Ks, fa + Sfa}$
19.  $\mu ach4 = \mu ach4(Sac, ch4) = Km, ac * \frac{Sa, ch4}{Ks, ac + Sac, ch4}$
20.  $Qch4 = Ych4, ac * \mu ac, ch4 * Xac$
21.  $Kdis = Kdiso * e^{\frac{-RT}{Ea}}$
22.  $Khyd, ch = Khyd, cho * e^{\frac{-RT}{Ea}}$
23.  $Khyd, li = Khyd, lio * e^{\frac{-RT}{Ea}}$
24.  $Khyd, pr = Khyd, pro * e^{\frac{-RT}{Ea}}$
25.  $Km, suaa = Km, suaa0 * e^{\frac{-RT}{Ea}}$
26.  $Ks, suaa = Ks, suaa0 * e^{\frac{-RT}{Ea}}$

$$27. K_{m,fa} = K_{m,fa0} * e^{\frac{-RT}{E_a}}$$

$$28. K_{m,ac} = K_{m,aco} * e^{\frac{-RT}{E_a}}$$

$$29. K_{s,fa} = K_{s,fa0} * e^{\frac{-RT}{E_a}}$$

$$30. K_{s,ac} = K_{s,aco} * e^{\frac{-RT}{E_a}}$$

$$31. \frac{dT}{dt} = \frac{1}{C_p} * (Q_{en} - Q_{sal})$$

$$32. Q_{en} = P_{calentador}$$

$$33. Q_{sal} = h * A * \Delta T$$

A continuación, en la siguiente tabla se definen las variables del modelo

Definición de las variables del modelo	
Ssu	Concentración de Monosacáridos [gCOD/L]
Saa	Concentración de aminoácidos [gCOD/L]
Sfa	Concentración de ácidos grasos [gCOD/L]
Sac	Concentración de acetatos [gCO2/L]
Sac.ch4	Concentración de acetatos en el metano [gCOD/L]
Xc	Concentración de sustancias compuestas [gCOD/L]
Xch	Concentración de carbohidratos [gCOD/L]
Xpr	Concentración de proteínas [gCOD/L]
Xli	Concentración de lípidos [gCOD/L]
Xsuaa	Concentración de azúcares [gCOD/L]
Xfa	Concentración de LCFA degradadores [gCOD/L]
Xac	Concentración de acetatos degradadores [gCOD/L]
D	Tasa de dilución del reactor [h-1]
U	Tasa de crecimiento de las bacterias
K	Velocidad de crecimiento de las bacterias
Treac	Temperatura del reactor °C
Qent	Calor de entrada al reactor J
Qsal	Calor de salida del reactor J

Y en la siguiente tabla se definen los parámetros del modelo con su valor asignado:

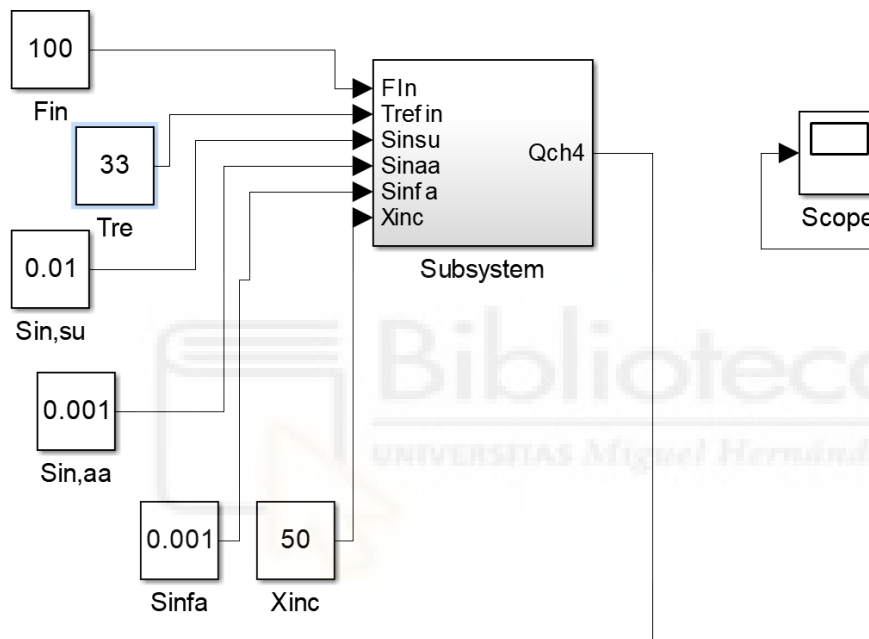
Definición de los parámetros del modelo		Valor
Sinsu	Entrada de concentración de monosacáridos [gCOD/L]	0,01
Sinaa	Entrada de concentración de aminoácidos [gCOD/L]	0,001
Sinfa	Entrada de concentración de ácidos grasos [gCOD/L]	0,001
Xinc	Entrada de concentración de Sustancias compuestas [gCOD/L]	50
Fch,xc	Parámetro estequiométrico [-]	0,2
Fpr,xc	Parámetro estequiométrico [-]	0,2
Fli,xc	Parámetro estequiométrico [-]	0,3
Fsu,li	Parámetro estequiométrico [-]	0,05
Ffa,li	Parámetro estequiométrico [-]	0,95
Fac,su	Parámetro estequiométrico [-]	0,41
Fac,aa	Parámetro estequiométrico [-]	0,4
Ysu,aa	Parámetro estequiométrico [-]	0,1
Yac	Parámetro estequiométrico [-]	27,3
Yfa	Parámetro estequiométrico [-]	0,06
Yh2,su	Parámetro físico-químico [L2/g]	0,7
Yh2,aa	Parámetro físico-químico [L2/g]	0,7
Yh2,fa	Parámetro físico-químico [L2/g]	0,7
Ych4,ac	Parámetro físico-químico [L2/g]	75
Kdis	Parámetro físico-químico [L2/g]	0,0208
Khyd,cho	Parámetro bio-químico [H-1]	0,417
Khyd,pro	Parámetro bio-químico [H-1]	0,417
Khyd,lio	Parámetro bio-químico [H-1]	0,417
Km.suaao	Parámetro bio-químico [H-1]	1,25
Ks,suaao	Parámetro bio-químico [H-1]	0,5
Km,fao	Parámetro bio-químico [H-1]	0,15
Km,aco	Parámetro bio-químico [H-1]	0,0167
Ks,fao	Parámetro bio-químico [H-1]	0,67
Ks,aco	Parámetro bio-químico [H-1]	0,4
V	Volumen del digestor [L]	2000000
F	Flujo de entrada de residuos diario [Kg *día]	25
R	Constante ideal de los gases [L*atm/mol*K]	0,082
Treact	Temperatura del digestor [°C]	33
Ea	Energía de activación [J*mol]	100000
Pcal	Potencia del calentador [W]	10000
Cp	Capacidad térmica del digestor [J*°C]	5000
A	Área de transferencia de calor [m2]	250
H	Coeficiente de transferencia de calor [J*m2*°C]	100
Tamb	Temperatura de ambiente [°C]	20



## 5.2. IMPLANTACIÓN DEL MODELO EN SIMULINK

Una vez que hayamos obtenido las ecuaciones del modelo matemático, procederemos a implementarlas en el software Simulink para analizar el sistema en diversas situaciones específicas. Posteriormente, podremos simular el sistema y obtener información sobre los controladores que necesitaremos diseñar para la planta.

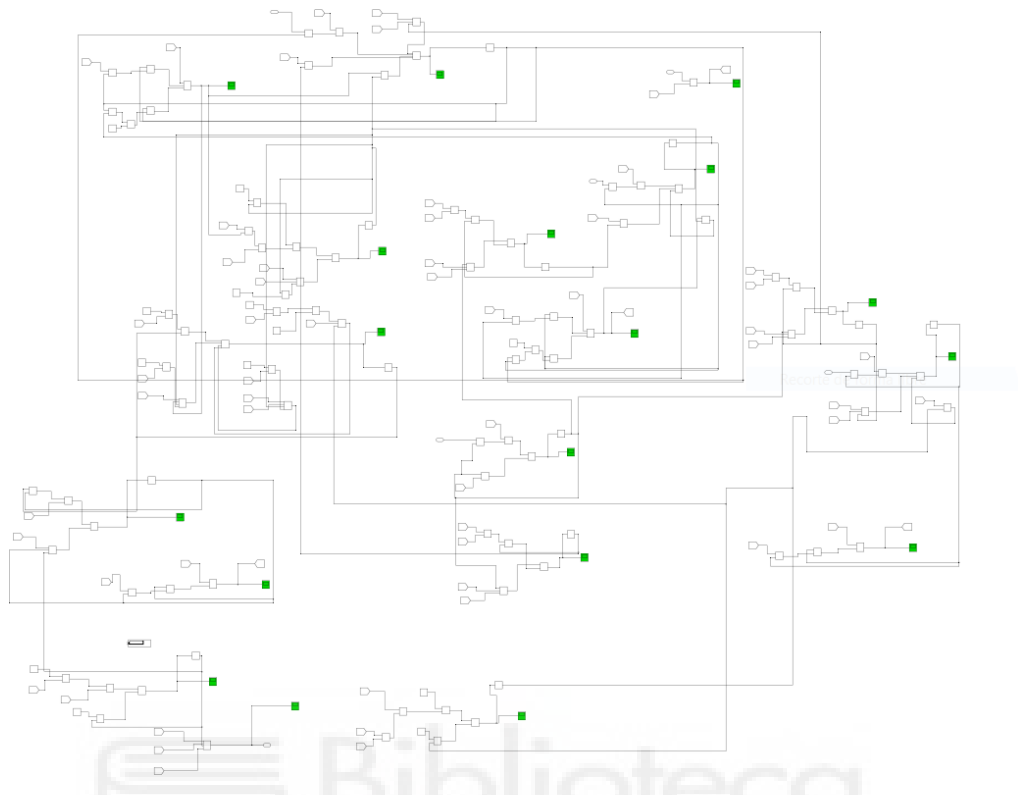
**Figura 31.** Entradas y salidas del sistema



**Fuente.** Elaboración propia en Simulink.

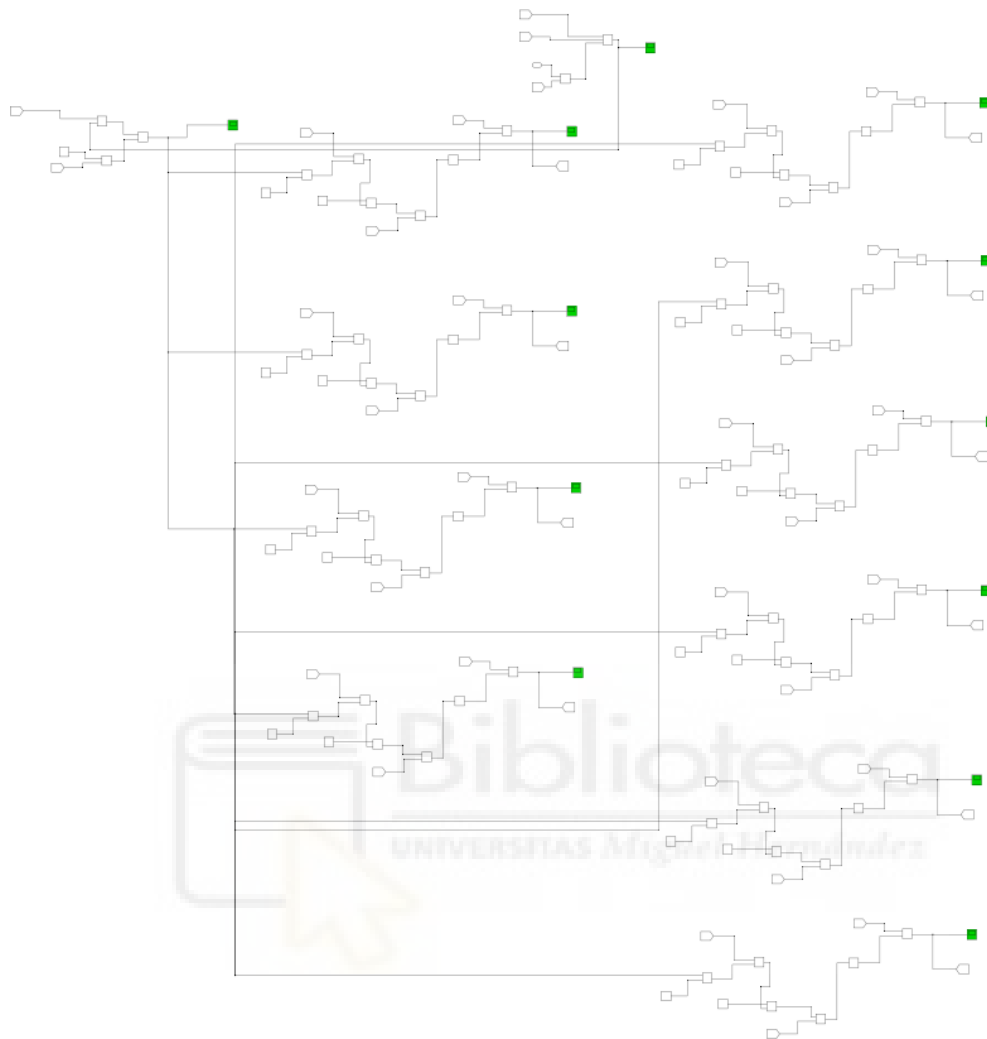
Dentro del subsistema, nos encontraremos con el modelo matemático completo, que incluye todas las ecuaciones que describen el comportamiento del sistema. Esta sección es fundamental, ya que aquí es donde se concentra la representación detallada de todas las interacciones y dinámicas del sistema. Además, dentro de este subsistema, podremos ajustar y modificar los parámetros según sea necesario para realizar análisis específicos y optimizaciones. En las siguientes imágenes se va a definir la implementación del sistema.

**Figura 32.** Representación gráfica de la 1º mitad del modelo



**Fuente.** Elaboración propia

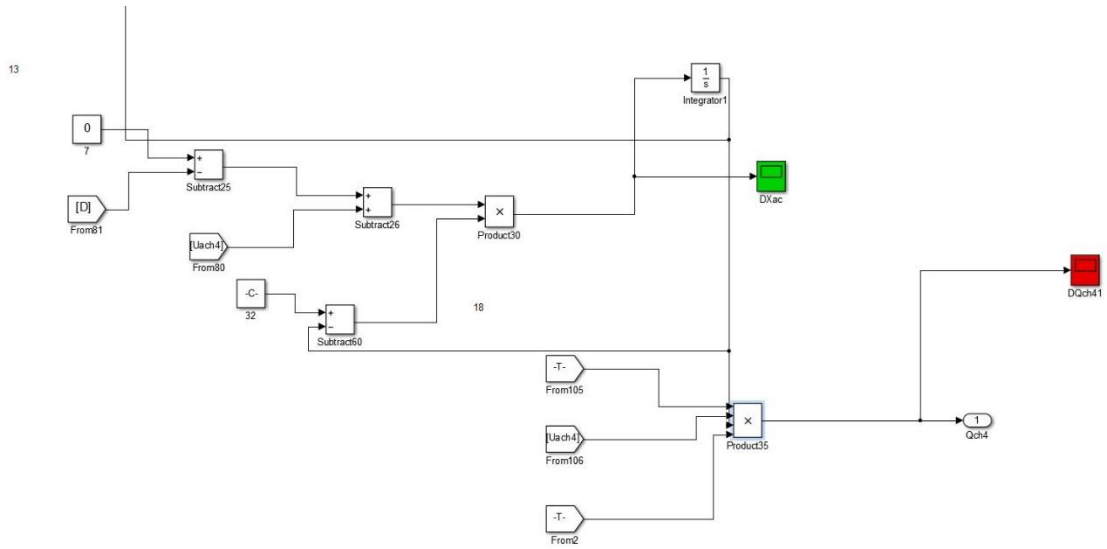
**Figura 33.** Representación gráfica de la 2ª mitad del modelo



**Fuente.** Elaboración propia

Como en las imágenes anteriores del modelo matemático, debido a la gran cantidad de ecuaciones, no se aprecia bien. En las siguientes imágenes se añade, como resumen, la ecuación de salida del modelo matemático.

**Figura 34.** Representación gráfica de la salida del modelo



**Fuente.** Elaboración propia

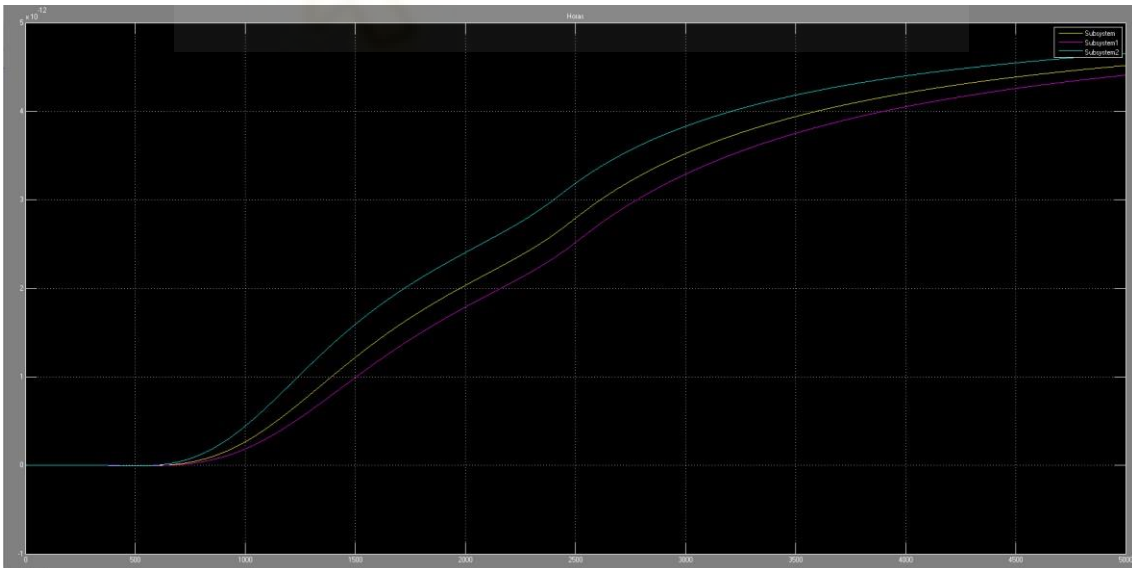


### 5.2.1. ELECCIÓN DE LA VARIABLE A CONTROLAR

Este modelo consta de 6 entradas y salidas, siendo la producción de metano en metros cúbicos por hora la salida principal. Para este sistema, se ha optado por seleccionar como variable de entrada la cantidad de residuos alimentada al digestor, también conocida como variable F (kilogramos/día). Esta elección se basa en que ya existen diversos estudios que respaldan el control de la temperatura dentro del reactor. Además, a partir de esta variable se podría controlar las otras 4 variables de entrada en futuras investigaciones. Estas 4 variables de entrada corresponden a la composición de los residuos que llegan a la planta. Actualmente, medir y controlar estas 4 variables sería prácticamente imposible e ineficiente, ya que no sería factible ni eficaz medir la composición de cada residuo que ingrese al reactor.

Para comprender el efecto que produce la entrada en el sistema, se han introducido entradas tipo escalón en el rango del punto de referencia de 25 kg, pudiéndose apreciar la salida Qch4 en m<sup>3</sup>/h.

**Figura 35.** Respuesta del sistema ante entradas escalón



**Fuente.** Elaboración propia con el software Simulink

Los escalones son del tipo:

**Escenario 1:**

- Initial Value: 20 Kg
- Final Value: 30 Kg
- Sample time: 1 hora
- Step time: 1 día

**Escenario 2:**

- Initial Value: 22 Kg
- Final Value: 27 Kg
- Sample time: 1 hora
- Step time: 1 día

**Escenario 3:**

- Initial Value: 25 Kg
- Final Value: 35 Kg
- Sample time: 1 hora
- Step time: 1 día

Analizando las gráficas obtenidas, se confirma la no linealidad del sistema.

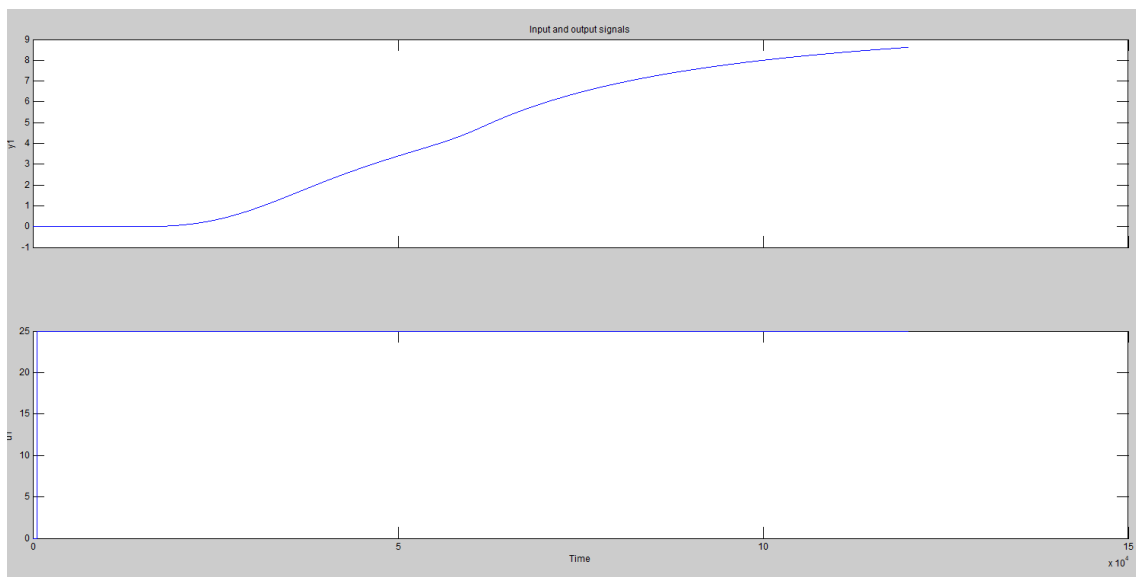
### 5.2.2. LINEALIZACIÓN DEL SISTEMA

La linealización de un sistema es un proceso que permite aproximar un modelo no lineal por otro que sí lo es, utilizando diversas técnicas, de manera que este nuevo modelo conserve las propiedades de los sistemas lineales, en particular el principio de superposición.

Es importante tener en cuenta que esta aproximación solo es válida en las cercanías del punto de funcionamiento específico, en este caso, 25 Kg por día. Por lo tanto, su aplicación es más adecuada para sistemas que experimentan mínimas variaciones alrededor de este punto, como en el caso de nuestro sistema, como se puede observar en la figura 35.

Para analizar el sistema, se utilizará la herramienta 'System Identification Tool' de MATLAB. Esta herramienta, a partir de la señal de entrada de escalón del sistema y la señal de salida resultante de manera experimental, puede encontrar una función de transferencia equivalente al sistema. Esta aplicación también puede estimar la dinámica de sistemas no lineales utilizando modelos Hammerstein-Wiener y ARX no lineales, y utilizar técnicas de Machine Learning como procesos gaussianos en la estimación de modelos.

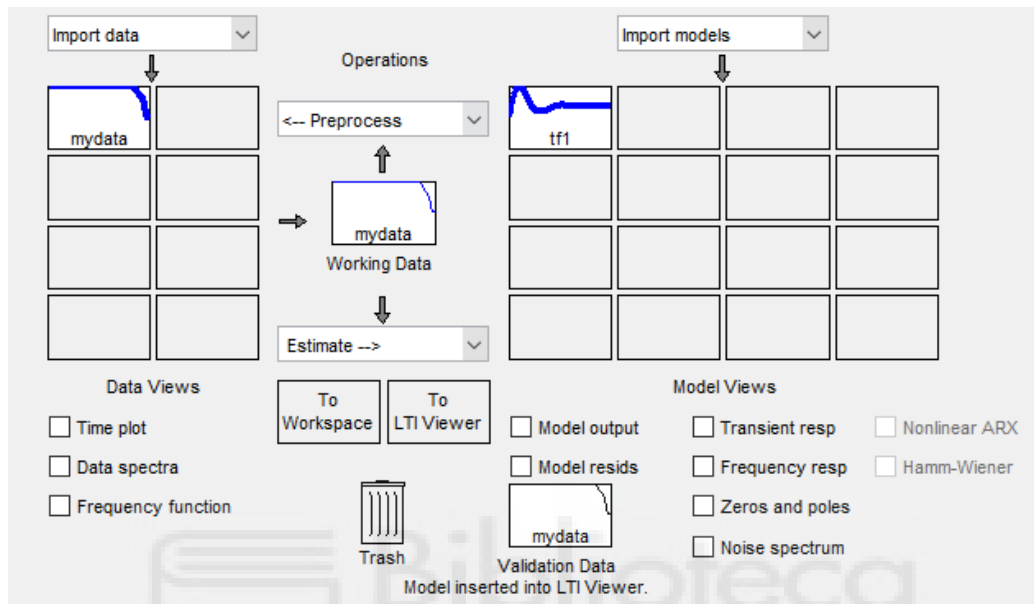
**Figura 36.** Respuesta del sistema no lineal ante entrada escalón



**Fuente.** Elaboración propia

Al introducir la señal de entrada escalón del sistema lineal, como se muestra en la Figura 36, en la aplicación System Identification Toolbox de MATLAB, se obtienen la siguiente figura:

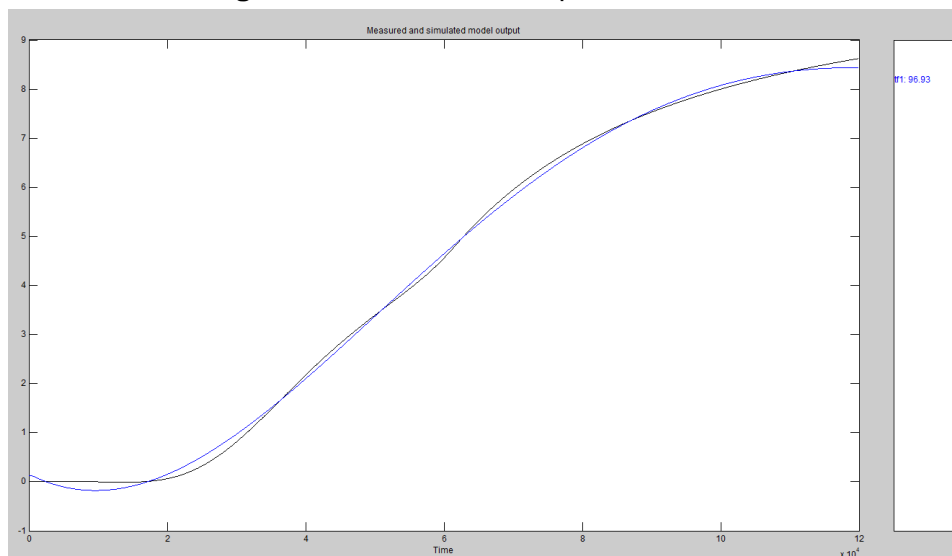
**Figura 37.** Menú de la aplicación System Identification Tool



**Fuente.** Elaboración propia

Se presenta a continuación el sistema lineal equivalente obtenido por el programa, comparado con el sistema no lineal. La comparación revela un grado de equivalencia más que adecuado, alcanzando un 96,93%.

**Figura 38.** Sistema lineal aproximado

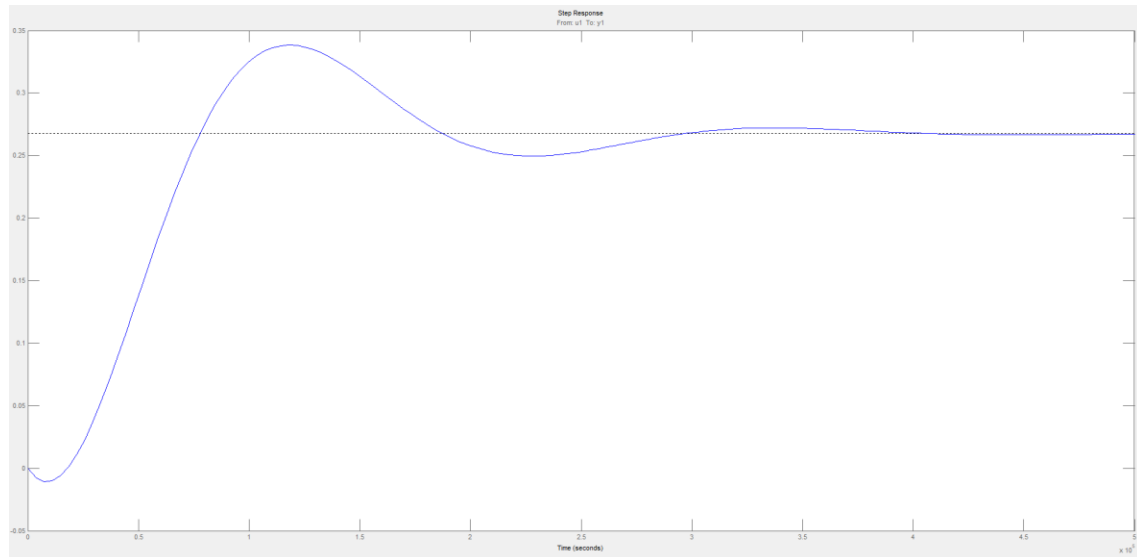


**Fuente.** Elaboración propia



En la siguiente imagen se puede apreciar cómo responde el sistema ante una entrada escalón.

**Figura 39.** Sistema lineal ante entrada escalón



**Fuente.** Elaboración propia

Después de todas estas operaciones, se obtiene un sistema con 2 polos y 1 cero, representado por la siguiente función de transferencia.

```
tfl =  
  
From input "u1" to output "y1":  
-2.594e-06 s + 2.616e-10  
-----  
s^2 + 2.499e-05 s + 9.776e-10  
  
Name: tfl  
Continuous-time identified transfer function.  
  
Parameterization:  
Number of poles: 2   Number of zeros: 1  
Number of free coefficients: 4  
Use "tfdata", "getpvec", "getcov" for parameters and their uncertainties.  
  
Status:  
Estimated using TFEST on time domain data "mydata".  
Fit to estimation data: 96.93% (simulation focus)  
FPE: 0.01011, MSE: 0.009623
```

### 5.3. SINTONIZACIÓN DE LOS CONTROLADORES

La calibración de los controladores es beneficiosa en situaciones donde la adquisición de datos sobre variables que son intrínsecas al proceso industrial no se conoce y resulta difícil obtener información sobre ellas. En este punto se va a sintonizar los controladores del sistema mediante distintos métodos de sintonización.

#### 5.3.1. MÉTODO DE ZIEGLER-NICHOLS

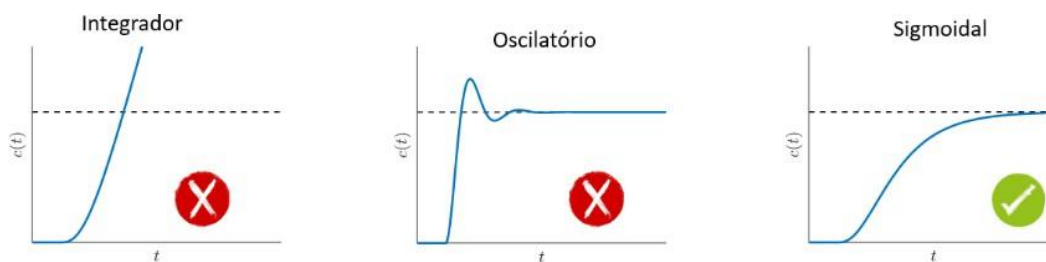
En 1942, los ingenieros Ziegler y Nichols propusieron dos reglas de sintonía que permiten determinar los parámetros del controlador PID utilizando la respuesta transitoria del sistema como referencia. Este método de sintonización resulta especialmente útil cuando el modelo matemático de la planta no está disponible. Aunque también puede aplicarse cuando se conoce el modelo de la planta como es este caso.

Ambos métodos desarrollados por Ziegler y Nichols tienen como objetivo lograr un máximo sobre pico del 25% en respuesta a una entrada de tipo escalón.

- Método 1: El método de Ziegler-Nichols se lleva a cabo en un sistema de lazo abierto, donde el controlador se configura en modo manual para inducir una variación tipo escalón en la salida del controlador PID. Esto quiere decir que la planta, en su entrada recibirá una entrada del tipo escalón.

No obstante, para aplicar este método, es fundamental que el sistema exhiba un comportamiento sigmooidal o en forma de S. Esto implica que la respuesta en lazo abierto no debe presentar sobre picos.

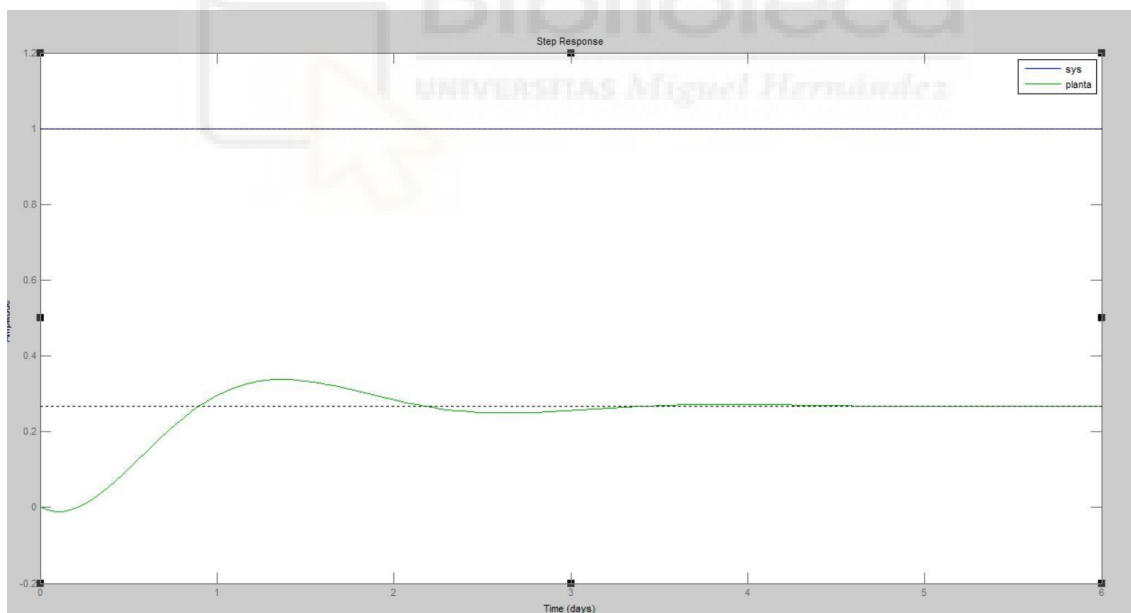
**Figura 40.** Graficas admisibles en el método 1



**Fuente.** Control automático y educación

Como se puede observar en la figura 40, el Método 1 de Ziegler-Nichols ya no es aplicable, lo que significa que debemos pasar al Método 2. Las gráficas indican claramente que la respuesta del sistema exhibe oscilaciones en lugar de una forma de S deseada.

**Figura 41.** Respuesta del sistema ante entrada escalón en lazo abierto

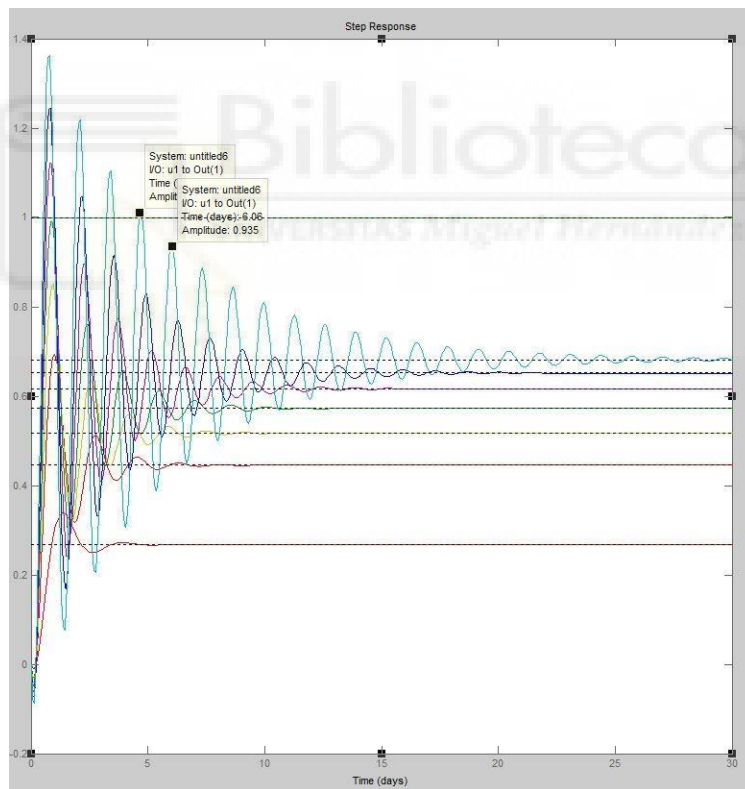


**Fuente.** Elaboración propia

- Método 2: El segundo método de ajuste debe llevarse a cabo con el sistema en lazo cerrado. Inicialmente, configuraremos los valores de la parcela integral y derivativa del controlador en cero. Luego, aumentaremos gradualmente experimentalmente la ganancia proporcional del controlador hasta lograr una respuesta oscilatoria en la salida con una amplitud constante.

Para determinar la viabilidad de utilizar este método, se incrementará la ganancia proporcional hasta que el sistema oscile simétricamente. A partir de este punto, se considera que el sistema es adecuado para aplicar este método.

**Figura 42.** Respuesta del sistema al aumento de la ganancia proporcional



**Fuente.** Elaboración propia

Posteriormente, se probarán diferentes valores de ganancia proporcional utilizando este método y siguiendo la tabla de Ziegler-Nichols.

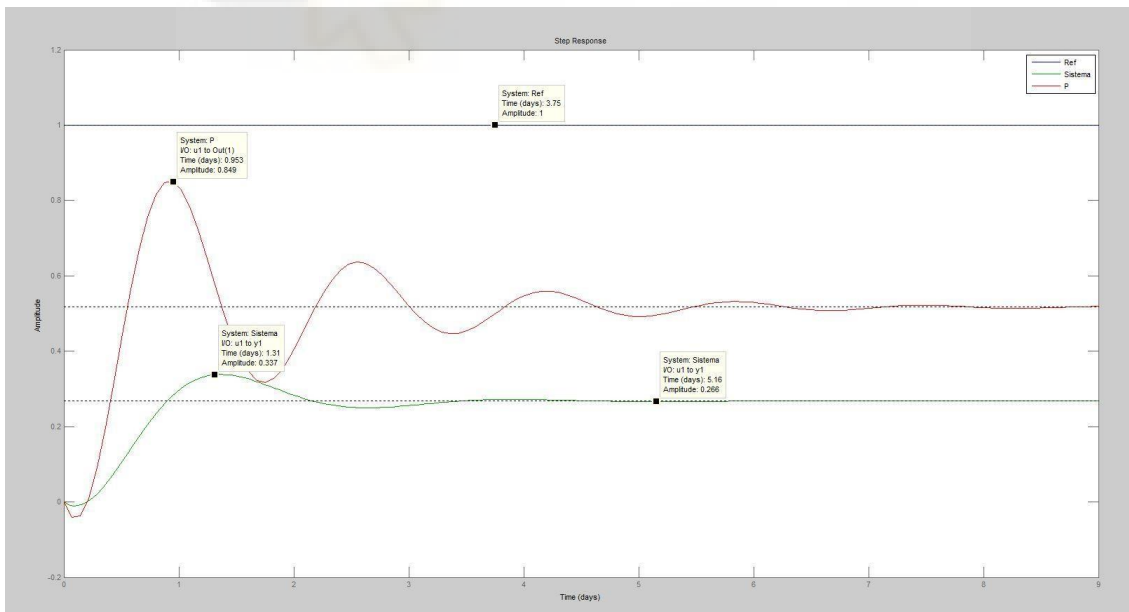
**Figura 43.** Tabla de Ziegler-Nichols

Controlador	$K_p$	$\tau_i$	$\tau_d$
<b>P</b>	$0.5K_u$	$\infty$	0
<b>PI</b>	$0.45K_u$	$\frac{1}{1.2}P_u$	0
<b>PID</b>	$0.6K_u$	$0.5P_u$	$0.125P_u$

**Fuente.** Sistema de control 1

- **Control proporcional P:** Con una ganancia proporcional calculada de 4, se obtiene el controlador correspondiente junto con las gráficas que ilustran su respuesta ante una entrada de tipo escalón.

**Figura 44.** Respuesta sistema con el controlador P



**Fuente.** Elaboración propia

**Figura 45.** Información del controlador P

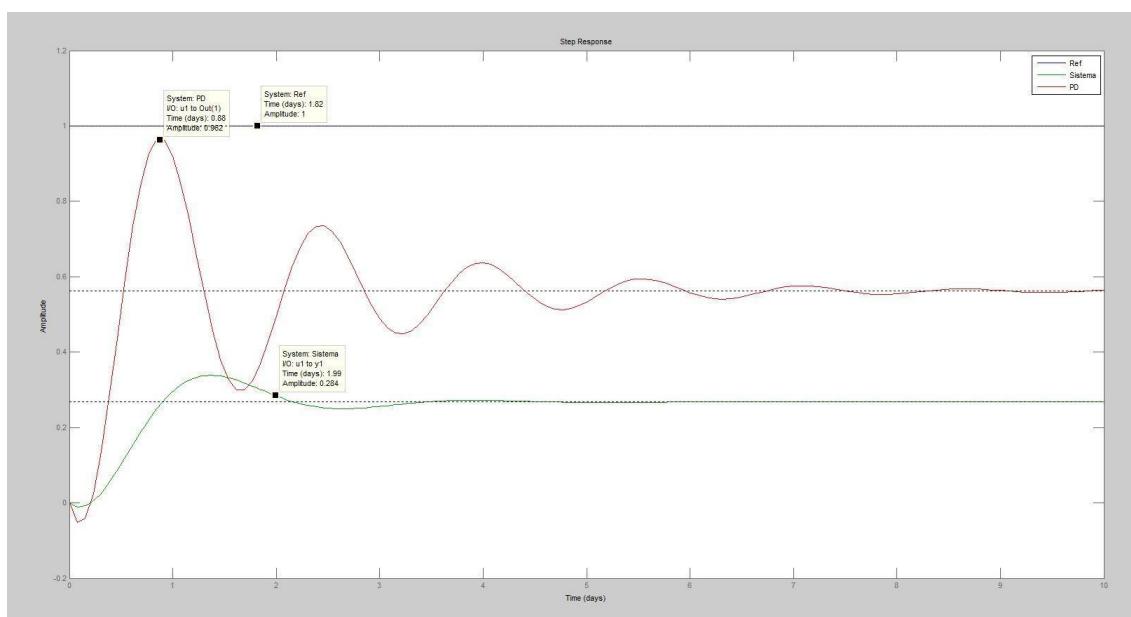
Performance and robustness	
	Tuned
Rise time	2.26e+04 seconds
Settling time	5.19e+05 seconds
Overshoot	65.9 %
Peak	0.871
Gain margin	7.37 dB @ 5.92e-05 rad/s
Phase margin	37.3 deg @ 3.97e-05 rad/s
Closed-loop stability	Stable

**Fuente.** Elaboración propia

A partir de las gráficas, se observa que, con el controlador, la amplitud (representada en rojo) aumenta en comparación con el sistema sin control (verde), aunque no alcanza el valor de referencia (línea azul, con un valor de 1).

**Control proporcional PD:** Con una ganancia proporcional calculada de 4.6 y un valor derivativo de 0.125, se obtiene el controlador correspondiente, junto con las gráficas que muestran su respuesta ante una entrada de tipo escalón.

**Figura 46.** Respuesta sistema con el controlador PD



**Fuente.** Elaboración propia

**Figura 47.** Información del controlador PD

	Tuned
Rise time	2.63e+04 seconds
Settling time	2.96e+05 seconds
Overshoot	52.2 %
Peak	0.819
Gain margin	17.7 dB @ 0.000159 rad/s
Phase margin	48 deg @ 4.16e-05 rad/s
Closed-loop stability	Stable

**Fuente.** Elaboración propia

Como se observa en la gráfica anterior, aunque la amplitud aumenta, no alcanza el valor de referencia. Además, la introducción de un término integrador conduce a la inestabilidad del sistema. Esto sugiere que, a pesar de que las oscilaciones aumentan con el incremento de la ganancia proporcional, nunca alcanzan la misma amplitud. Por lo tanto, este método tampoco sería recomendable en este caso.

### 5.3.2. SINTONIZACIÓN MEDIANTE CÓDIGO Y PID TUNNING

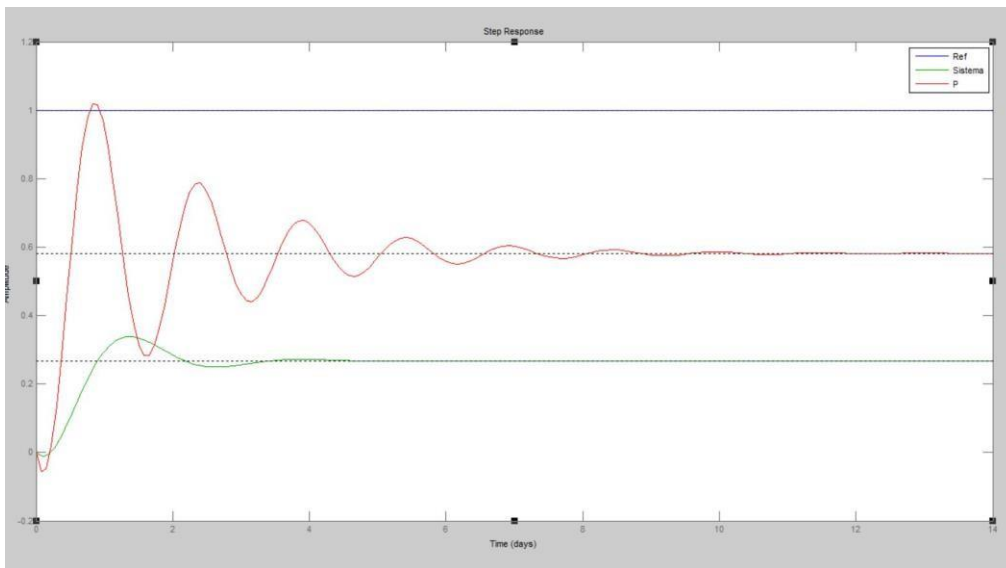
Al igual que en el método anterior, se realiza una entrada de escalón en la planta mientras está en lazo abierto. A partir de ese punto, se agrega retroalimentación al sistema y se incorpora un controlador proporcional que se incrementará gradualmente hasta alcanzar el valor de referencia. Obteniendo el controlador P.

```
step(1,1)
hold on;
step(planta);
hold on;

%Añadimos realimentación y un controlador proporcional

c=pid(5.2);
step(feedback(c*ss(planta),1));
```

**Figura 48.** Respuesta del sistema con controlador P manual



**Fuente.** Elaboración propia

**Figura 49.** Información del controlador P manual

Performance and robustness	
	Tuned
Rise time	2.06e+04 seconds
Settling time	6.21e+05 seconds
Overshoot	73.3 %
Peak	0.992
Gain margin	5.7 dB @ 5.92e-05 rad/s
Phase margin	26.4 deg @ 4.36e-05 rad/s
Closed-loop stability	Stable

**Fuente.** Elaboración propia



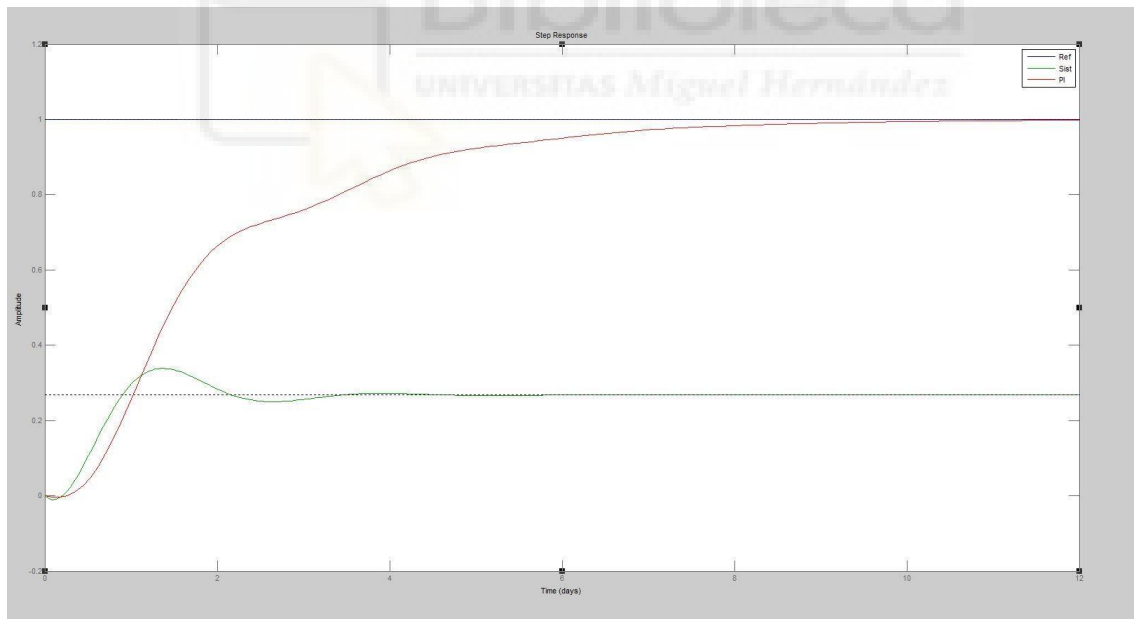
Posteriormente, se añade la parte integral al sistema, comenzando con un valor de 1 y disminuyéndola gradualmente hasta encontrar un valor que permita que el sistema sea estable y alcance el valor de referencia sin ser demasiado agresivo. Observando los efectos en el sistema, también se decide reducir la variable proporcional para evitar oscilaciones excesivas.

```
step(1,1)
hold on;
step(planta);
hold on;

% %Añadimos la parte integral

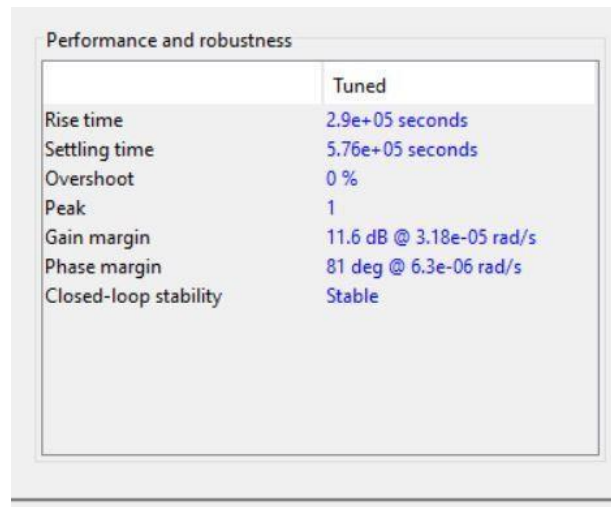
c1=pid(0.2,0.00002);
step(feedback(c1*ss(planta),1));
```

**Figura 50.** Respuesta del sistema con controlador PI manual



**Fuente.** Elaboración propia

**Figura 51.** Información del controlador PI manual



	Tuned
Rise time	2.9e+05 seconds
Settling time	5.76e+05 seconds
Overshoot	0 %
Peak	1
Gain margin	11.6 dB @ 3.18e-05 rad/s
Phase margin	81 deg @ 6.3e-06 rad/s
Closed-loop stability	Stable

**Fuente.** Elaboración propia

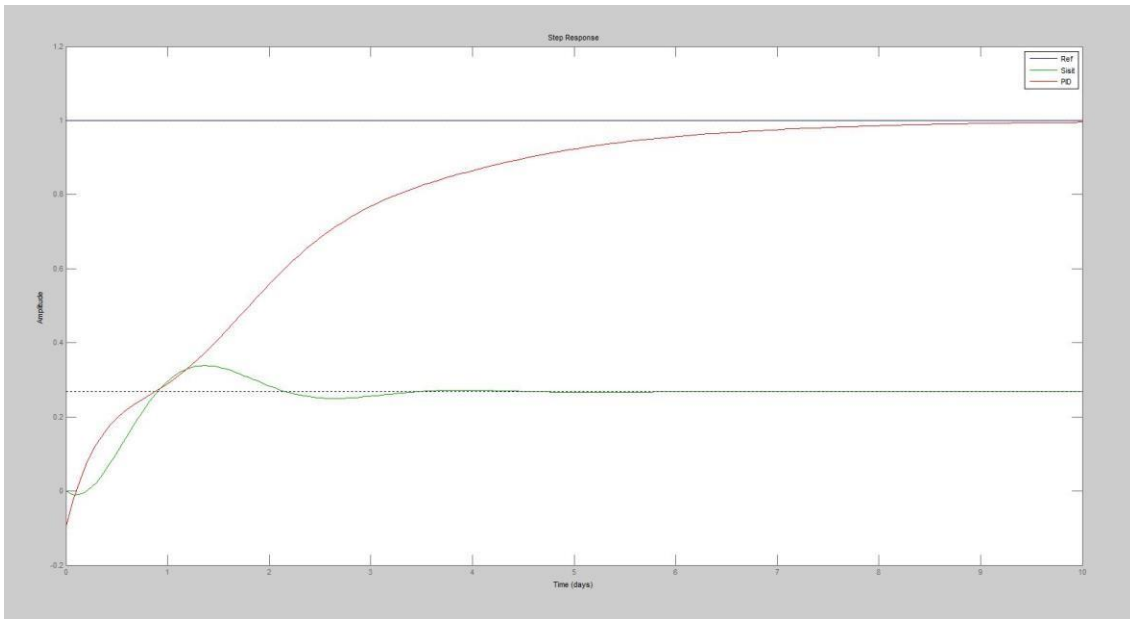
Ahora, al igual que en el controlador anterior, mantendremos la acción proporcional e integral igual que en el método PI. Sin embargo, aumentaremos gradualmente la acción derivativa para mejorar la velocidad de respuesta del controlador.

```
step(1,1)
hold on;
step(planta);
hold on;

%Añadimos la parte derivativa

c2=pid(0.2,0.00002,33000);
step(feedback(c2*ss(planta),1));
```

**Figura 52.** Respuesta del sistema con controlador PID manual



**Fuente.** Elaboración propia

**Figura 53.** Información del controlador PI manual

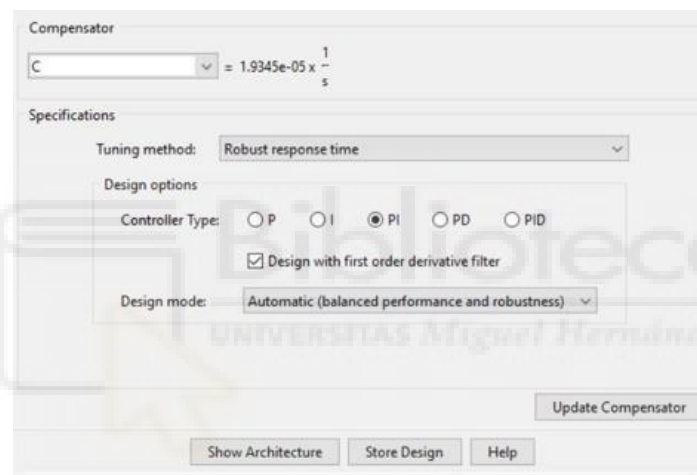
Performance and robustness	
	Tuned
Rise time	2.91e+05 seconds
Settling time	5.87e+05 seconds
Overshoot	0 %
Peak	0.999
Gain margin	33 dB @ Inf rad/s
Phase margin	90 deg @ 7.24e-06 rad/s
Closed-loop stability	Stable

**Fuente.** Elaboración propia

### 5.3.3. SINTONIZACIÓN MEDIANTE RLTOOL

RLTOOL ofrece algoritmos para analizar y ajustar sistemas lineales de forma automática y sistemática. Permite definir un sistema utilizando una función de transferencia o una representación de espacio de estados, entre otras opciones. También proporciona la capacidad de visualizar la respuesta del sistema a una entrada de escalón unitario. Para este caso específico y aplicando la función de transferencia del modelo matemático, RLTOOL indica automáticamente que la mejor opción para su análisis es un Controlador Proporcional Integral I con la siguiente información.

**Figura 54.** Información del controlador I manual



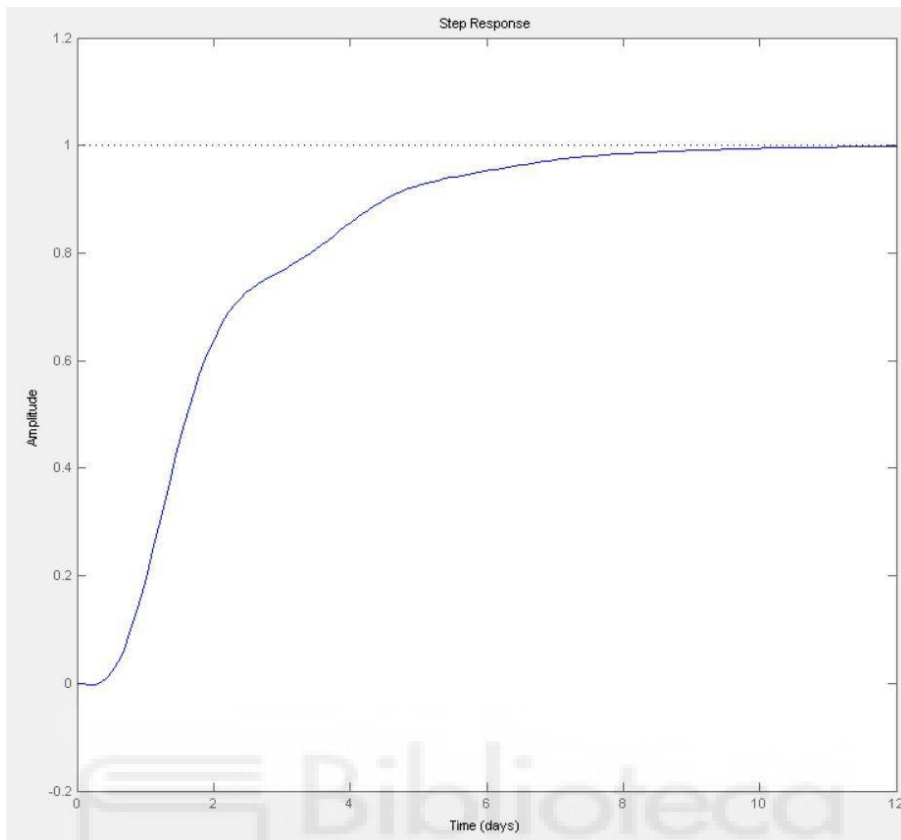
**Fuente.** Elaboración propia

**Figura 55.** Información del controlador I

Performance and robustness	
	Tuned
Rise time	3.11e+05 seconds
Settling time	6.23e+05 seconds
Overshoot	0 %
Peak	0.999
Gain margin	11.4 dB @ 2.8e-05 rad/s
Phase margin	78.6 deg @ 5.49e-06 rad/s
Closed-loop stability	Stable

**Fuente.** Elaboración propia

**Figura 56.** Respuesta del sistema con controlador I

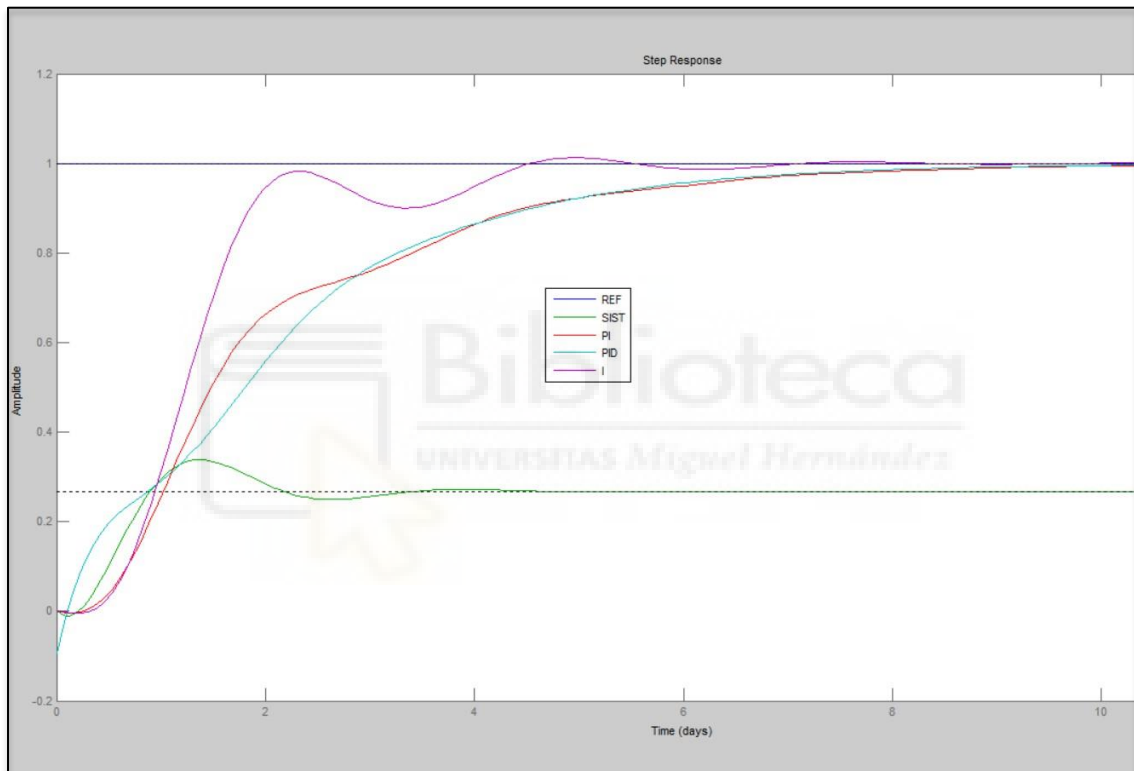


**Fuente.** Elaboración propia

#### 5.4. COMPARACIÓN DE LOS CONTROLADORES

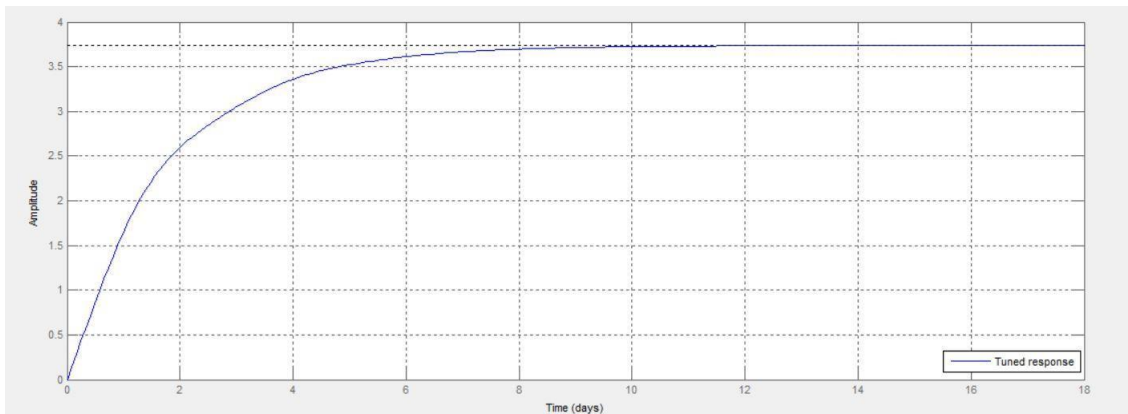
Para seleccionar el controlador adecuado, se compararán los controladores PI manual, PID manual e I de RLTOOL. La única condición es que todos ellos logren alcanzar el nivel de referencia en estado estacionario. Se evaluará la velocidad con la que llegan a este estado y cómo afecta esta acción de control al actuador. Basándonos en estas respuestas y consideraciones, se seleccionará el mejor controlador PID para este caso.

**Figura 57.** Comparación de controladores



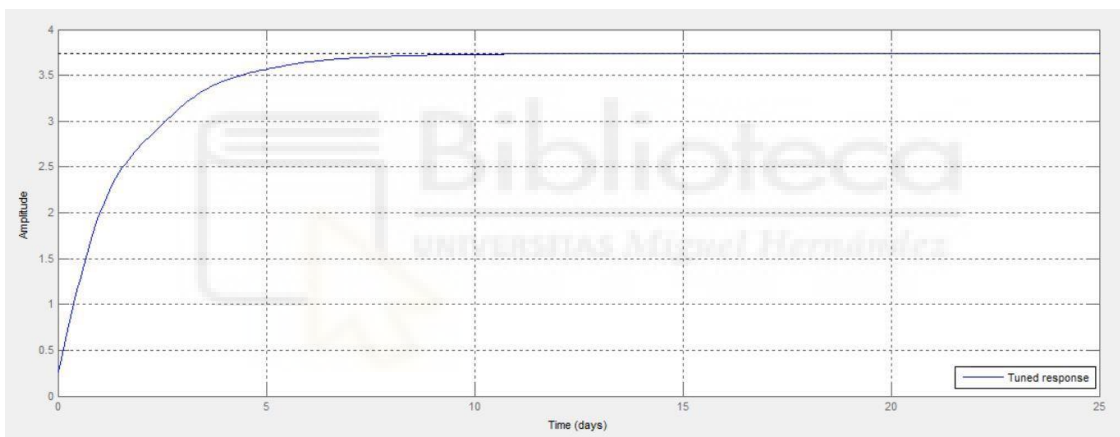
**Fuente.** Elaboración propia

**Figura 58.** Esfuerzo del actuador en el controlador I



**Fuente.** Elaboración propia

**Figura 59.** Esfuerzo del actuador en el controlador PI



**Fuente.** Elaboración propia

Mientras que el controlador PID no se obtiene gráfica ya que con esos parámetros el actuador recibe energía infinita

Rise time	NaN seconds
Settling time	NaN seconds

Observando las gráficas, se ha llegado a la conclusión de que el controlador PI (representado en rojo) es la mejor opción entre los tres sistemas analizados. Aunque presenta una leve oscilación alrededor de los 2 días, es la opción más equilibrada. Por otro lado, el controlador PID (azul) inicia su acción de control en un valor negativo y la acción integral (lila) es bastante agresiva, con una oscilación que excede el valor de referencia. Además, el controlador PI logra que el sistema alcance el estado estacionario en 6.67 días, el tiempo más rápido entre los tres sistemas considerados.

Es importante destacar que, al utilizar el controlador PI, se observa en la gráfica del esfuerzo del actuador que la entrada comienza en 0 y luego se estabiliza en 3.7. Este comportamiento indica que el actuador no sufre de esfuerzos excesivos, lo que confirma la eficacia y la estabilidad del sistema con el controlador PI.





## 5.5. CONTROL PREDICTIVO

En la industria de procesos, los controladores PID suelen abordar eficazmente la mayoría de los problemas de control mono variable, como caudal o presión. Sin embargo, en modelos matemáticos como el actual que definen hasta seis variables de entrada, de las cuales tres pueden ser prácticamente imposibles de medir, la gestión de procesos multivariables plantea desafíos significativos.

La iteración entre estas variables en tales procesos puede generar dificultades de control, especialmente cuando se enfrentan a restricciones variables o perturbaciones, lo que a menudo resulta en resultados subóptimos. En tales casos, los operadores pueden tener que intervenir manualmente para regular el sistema.

Para abordar esta problemática, surge el control multivariable, conocido como MPC (Model Predictive Control), que considera la interacción entre las variables y las perturbaciones, permitiendo un control automático más eficiente. Esta estrategia de control se basa en la utilización explícita de un modelo del proceso para prever el comportamiento futuro de la variable controlada a lo largo de un horizonte temporal.

Para llevar a cabo este proceso, se ha utilizado un controlador MPC para controlar las variables de alimentación, temperatura y Xinc (que representa la entrada de sustancias compuestas). Para cada una de estas variables, se ha desarrollado una función de transferencia que describe su relación con la salida deseada. Estas funciones de transferencia se combinan en un vector denominado planta. En el siguiente código se implementa dicho escenario.

planta =

From input "alimentación" to output "flujo de biogás":  
 $-2.594e-06 s + 2.616e-10$

$$s^2 + 2.499e-05 s + 9.776e-10$$

From input "temperatura" to output "flujo de biogás":  
 $-4.069e-05 s + 1.291e-07$

$$s^2 + 0.000734 s + 5.96e-07$$

From input "Xconcentración" to output "flujo de biogás":  
 $-8.488e-06 s + 6.594e-09$

$$s^2 + 0.0005008 s + 3.699e-08$$

Continuous-time identified transfer function.

Parameterization:

Number of poles: [2 2 2] Number of zeros: [1 1 1]

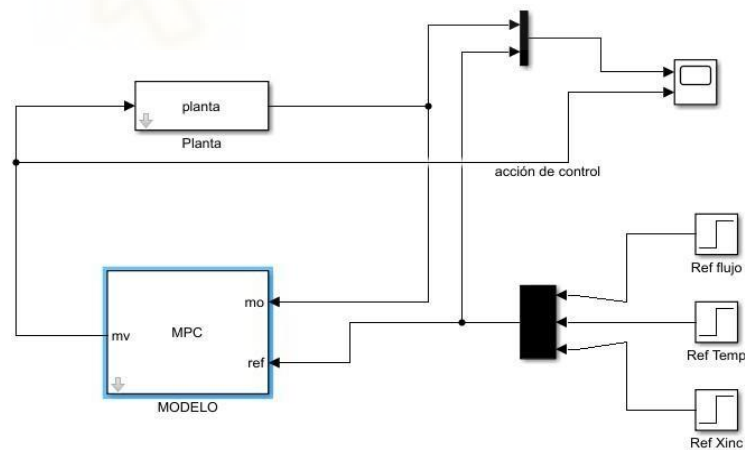
Number of free coefficients: 12

Use "tfdata", "getpvec", "getcov" for parameters and their uncertainties.

Status:

Created by concatenation of originally estimated models.

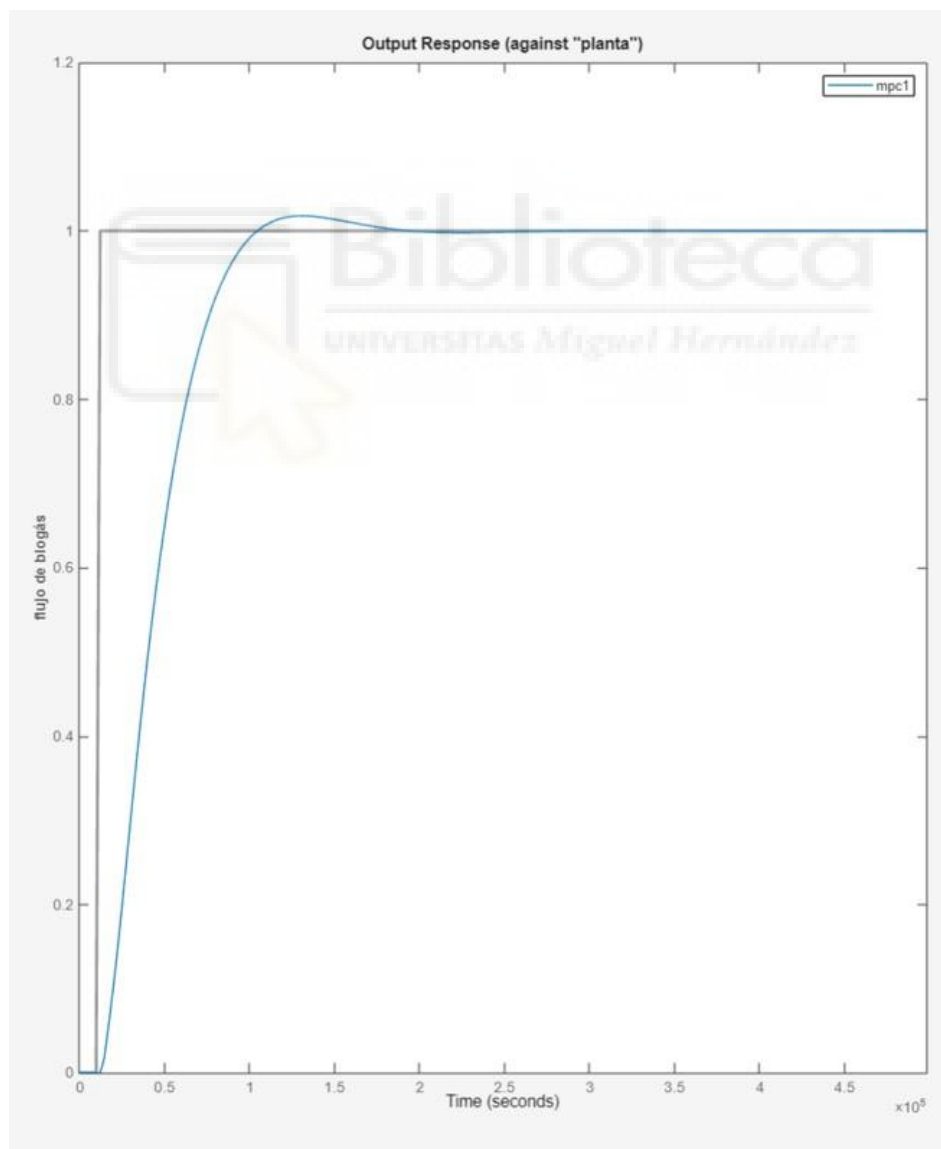
Figura 60. Controlador MPC en simulink



Fuente. Elaboración propia

Dentro del bloque MPC, se trata de un sistema MISO (multi input, single output), ya que el sistema cuenta con tres entradas y una salida. En Simulink, se requiere ajustar los parámetros y sintonizar el controlador según las necesidades del sistema. Se ha elegido un tiempo de muestreo de 2386 segundos y un horizonte de predicción por parte del controlador de 2000 segundos, con un intervalo de control de 100 segundos. Además, se ha decidido asignar un "rate weight" de 0.3 para las variables de concentración y alimentación, y un valor más estricto de 0.7 para la temperatura. Esto se hace para penalizar los comportamientos agresivos del controlador, dado que el control de la temperatura es mucho más sensible que los otros.

**Figura 61.** Control de la salida con controlador MPC

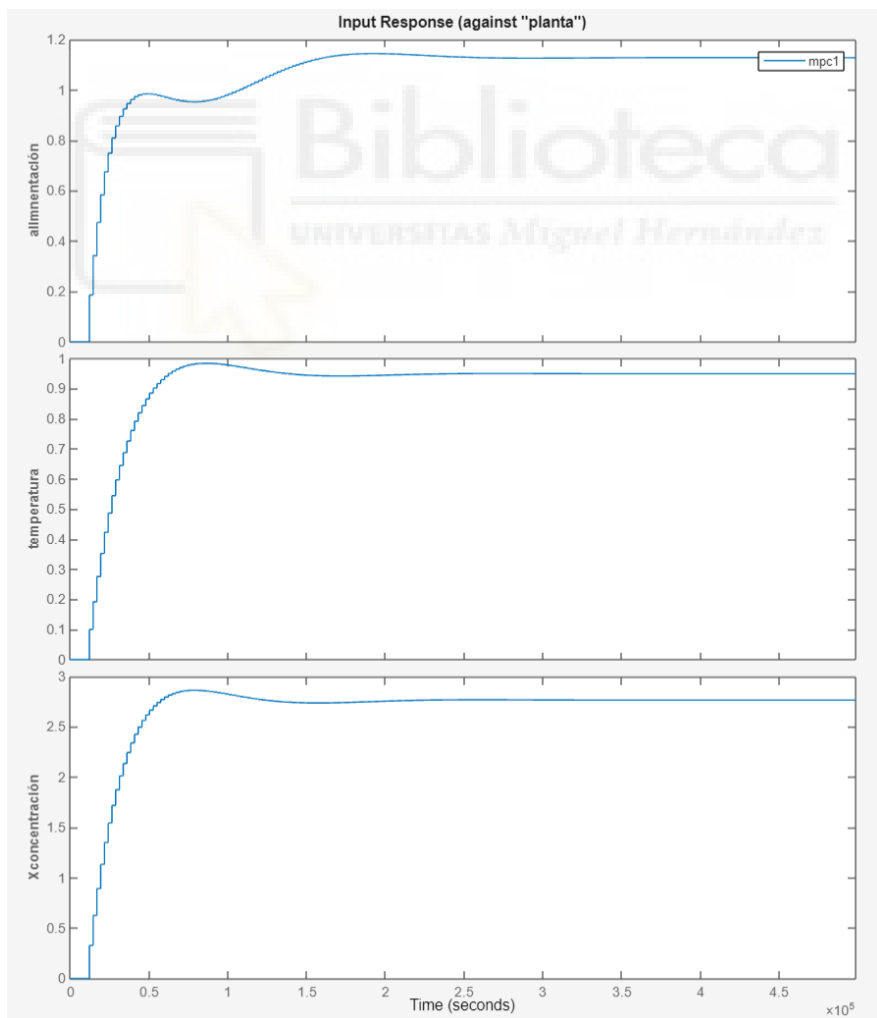


**Fuente.** Elaboración propia

Como se puede observar en la figura 60, el sistema alcanza el valor de referencia o punto de ajuste en 2,3 días. Para sintonizar el controlador, se ha optado por un sistema más robusto que agresivo. Esto se debe a que una acción de control agresiva es más rápida, pero puede plantear problemas futuros en los actuadores. Para obtener las gráficas, se ha inicializado una entrada de escalón en la respuesta de la planta a los 10,000 segundos para observar la reacción del sistema.

En la imagen siguiente se puede apreciar cómo reaccionan y se estabilizan las tres entradas cuando ocurre el escalón en la salida, alcanzando su valor de referencia. El tiempo de simulación utilizado es de 50 días.

**Figura 62.** Control de las entradas con controlador MPC



**Fuente.** Elaboración propia

## 6. CONCLUSIÓN

Viendo los controladores diseñados en los apartados anteriores, los controladores PI y PID son los más utilizados en la industria actualmente. El controlador PI destaca como un eficaz regulador de la alimentación del sistema, logrando un tiempo de respuesta para alcanzar el valor de referencia de 5.6 días. Sin embargo, en la industria de la digestión anaerobia, la mayoría de los controladores son del tipo PID, debido a la complejidad en el control de las variables de entrada mencionadas anteriormente. No obstante, se ha desarrollado un controlador predictivo de modelo (MPC) que permite controlar tres variables simultáneamente y ajustar la salida del sistema con un tiempo de respuesta de 2.2 días para alcanzar el valor de referencia.

Considerando estos avances, se podría optar por este tipo de controladores con el objetivo de mejorar el rendimiento del sistema. En resumen, para entender el funcionamiento de la planta de biogás: el residuo de entrada llega a la nave de recepción, donde se lleva a cabo un tratamiento previo antes de ingresar a los digestores y depositarse en la base de alimentación, un lugar hermético donde se agita y tritura el residuo.

Dado el alto contenido de humedad del residuo, se forma una especie de sopa orgánica, y mediante el controlador definido, la electroválvula, que actúa como el actuador de la alimentación, inyecta líquido en el digestor cuando el sistema lo requiere. Posteriormente, se lleva a cabo el proceso de estabilización térmica del digestor, donde el sistema se estabiliza a una temperatura de 33 grados Celsius.

Sin embargo, como se ha observado en las gráficas, cuando se presenta una perturbación o el residuo ingresa a una temperatura diferente, por ejemplo, a 20°C, el controlador activa un serpentín que recubre el digestor para ajustar la temperatura del proceso según lo deseado. Todas estas señales son medidas por los sensores definidos en la sección de instrumentación y registradas por el operario, quien tiene acceso al SCADA en la sala de control.

## 7. BIBLIOGRAFÍA

- Bouchareb, H., Semcheddine, S., Harmas, M. N., M'sirdi, K. N., & Naamane, A. "Virtual Sensors to Drive Anaerobic Digestion under a Synergetic Controller."
- Ramón V., J. A., Gastelbondo B., W., & Bedoya P., J. C. "Automatización del Diseño de una Planta Generadora de Biogás."
- Saldarriaga García, J. P., & Uribe Sánchez, A. F. "Sistema de control de un biodigestor para producción de biogás."
- Autor. "Guía para el desarrollo de proyectos de biogás y biometano en la comunidad valenciana."
- Ministerio de Energía de Chile. "Manual de biogás."
- Ministerio de Energía de Alemania. "Guía para el instalador de plantas de biogás de mediana y gran escala."
- IDAE España. "Digestores anaerobios."
- IDAE España. "Situación y potencial de generación del biogás."
- Ministerio de Ciencia e Innovación de España. "Cuantificación de materias primas para producción de biogás."
- Leonel Estrada Rojo, Abraham Lemus-Pérez y Omar García-Baeza. "Instrumentación electrónica de un sistema de generación de biogás."
- Fernández Rosales, A. A. "Puesta en marcha y automatización de un reactor de flujo ascendente anaerobio a escala experimental."
- Barrera Chaparro, J. A. "Diseño y simulación de un biodigestor automatizado para implementación en fincas pecuarias pequeñas."
- García Villalba, A., Ñeco Caberta, R., Ponce Corral, C., Hernández Ramos, M. M., Ramírez Espinosa, C. F., & Vázquez Gálvez, F. A. "Automatización de un reactor anaerobio para la digestión de lodos de una planta tratadora de aguas residuales."
- Hernandez, J., Medina, R., & Hernandez, M. "Instrumentation and design of a supervisory system for an anaerobic biodigestor."
- López Varela, "Puesta en marcha y programación de control PID simple y adaptativo sobre la planta de laboratorio de controles varios."

- Alvarado Moren, J. D. "Diseño de un sistema control de temperatura y pH, en el proceso de digestión anaeróbica para residuos sólidos orgánicos en un bio-reactor tipo BATCH."
- Batstone, D. J., & Keller, J. "Anaerobic digestion model No 1 (ADM1)."
- Borisov, M., Dimitrova, N., & Simeonov, I. "Mathematical modelling of anaerobic digestion with digestion with hydrogen and methane production."
- Weinrich, S., Nelles, M., Mauky, E., Schmidt, T., Krebs, C., & Liebet, J. "Systematic simplification of the Anaerobic Digestion Model No. 1 (ADM1) – Laboratory experiments and model application."
- Temirbekova, M., Aliyarova, M., Iliev, I., Yelemanova, A., & Sagintayeva, S. "The generation of a mathematical model of the biogas production process from organic municipal solid waste."
- Huang, Y., Ma, Y., Wan, J., & Wang, Y. "Modeling the Performance of Full-Scale Anaerobic Biochemical System Treating Deinking Pulp Wastewater Based on Modified Anaerobic Digestion Model No. 1."
- Abbas, A. M. H., El-Shabasy, A. M. B., & El-Saadawi, M. M. A. "Modeling and simulation of small-scale biogas digester based on kitchen waste."
- Finn Haugen and Rune Blake. "Temperature control of a pilot anaerobic digestion reactor."