



UNIVERSITAT
POLITÈCNICA
DE VALÈNCIA



ESCUELA TÉCNICA
SUPERIOR INGENIEROS
INDUSTRIALES VALENCIA

Curso Académico:

AGRADECIMIENTOS

Aprovecho este espacio, para agradecer primero que nada a mis familiares, por el apoyo incondicional que me han brindado desde que tomé la decisión de estudiar en la universidad.

En segundo lugar, me gustaría agradecer a mis tutores durante la realización de este Trabajo Final de Grado, Valentín y Montse, que me han brindado su ayuda de forma constante y mostrándose disponibles siempre que haya necesitado su ayuda.

Por último y no menos importante, agradecer a mis compañeros, aquellos que han hecho que la convivencia durante estos cuatro años haya sido genial.

RESUMEN

La conductividad eléctrica es un parámetro importante a controlar en la industria química, ya que es necesario mantenerlo en un rango de valores óptimo en numerosos procesos. Para ello, es necesario tener un sistema de control que mantenga este proceso en unos valores de funcionamiento óptimos y satisfacer los requerimientos de calidad, seguridad y protección del medio ambiente.

En este Trabajo de Final de Grado se ha llevado a cabo el estudio dinámico del parámetro de la conductividad en un reactor continuo de tanque agitado y en un reactor de flujo pistón, con objeto de diseñar los controladores convencionales de realimentación apropiados para cada tipo de reactor.

Para llevar a cabo dicho estudio se fijó un caudal de entrada de agua al reactor y se fueron aplicando saltos en forma de escalón en el caudal de ácido clorhídrico, realizándose esta experiencia para distintos caudales de agua. También se trabajó con un caudal de agua constante y se aplicaron saltos en escalón en el caudal de ácido clorhídrico cada vez mayor, y cuando se alcanzaba el nuevo estado estacionario, se volvía al estado estacionario inicial. Observando así que el sistema que se analizaba no era un sistema lineal.

Se separaron los diferentes saltos y se obtuvieron los parámetros matemáticos de cada salto escalón con objeto de diseñar los distintos controladores para cada salto escalón, utilizando para ello diversos criterios como el “criterio de estabilidad de Bode” y el criterio basado en “la curva de reacción del proceso”. Una vez diseñados se seleccionaron unas condiciones óptimas de operación y se comprobó la validez del diseño de los controladores para los dos tipos de reactor, observando que para un RCTA el control es efectivo, pero para un el RFP el control no es adecuado, debido al gran valor en su tiempo muerto. Debido al control inefectivo del RFP se propuso como alternativa de mejora el uso de un Predictor de Smith. Para ello, se utilizó la herramienta matemática Simulink de “Matlab”, con el que se realizó una simulación del RFP y se comprobó que se puede controlar el sistema de forma efectiva.

Palabras clave: Control, reactor flujo pistón, conductividad, controlador, tiempo muerto

RESUM

La conductivitat elèctrica és un paràmetre important a controlar en la indústria química, ja que és necessari mantenir'l en un interval de valors òptims en nombrosos processos. Per a allò és necessari tindre un sistema de control que mantinga aquest procés en uns valors de funcionament òptims y satisfer els requeriments de qualitat, seguretat i protecció del medi ambient.

En aquest Treball de Fi de Grau, s'ha portat a terme l'estudi dinàmic del paràmetre de la conductivitat en un reactor continu de tanc agitat i en un reactor de flux pistó, amb la finalitat de dissenyar els controladors convencionals de realimentació apropiats per a cada tipus de reactor.

Per a dur a terme aquest estudi es va fixar un cabal d'entrada d'aigua al reactor i s'aplicaren salts en forma d'escaló en el caudal d'àcid clorhídric, realitza'n aquesta experiència per a distints cabals d'aigua. També es va treballar amb un cabal d'aigua constant i s'aplicaren salts en forma d'escaló en el caudal d'àcid clorhídric cada vegada major, i quan s'arribava a el nou estat estacionari, es tornava a l'estat estacionari inicial. Observant així que el sistema que s'analitzava no era un sistema lineal.

Es separaren aquests salts i es van obtindre els paràmetres matemàtics de cada salt escaló amb la finalitat de dissenyar els distints controladors per a cada salt escaló, utilitzant diversos criteris com el "criteri d'estabilitat de Bode" i el criteri basat en "la corba de reacció del procés". Una vegada dissenyats es seleccionaren unes condicions òptimes d'operació i es va comprovar la validesa del disseny dels controladors per als dos tipus de reactor, observant que per a un RCTA el control és efectiu, però per al RFP el control no és adequat, a causa del gran valor en el seu temps mort. Per culpa del control ineffectiu del RFP es va proposar com a alternativa de millor l'ús del Predictor de Smith. Es va utilitzar la ferramenta matemàtica Simulink de "Matlab", amb el que es va realitzar una simulació del RFP i es va comprovar que es pot controlar el sistema de forma satisfactòria.

Paraules clau: Control, reactor flux pistó, conductividat, controlador, temps mort.

ABSTRACT

The electrical conductivity is a key parameter in the chemical industry, and therefore, it must be controlled in order to keep it in an optimal range of values. The control system must satisfy the requirements of quality, safety and environmental protection.

In this Final Grade Report the study of the dynamyc behaviour of this parameter has been carried out in a continuous stirred tank-reactor and in a flow reactor piston, with the aim of designing conventional controllers appropriate feedback for each type of reactor.

To carry out this study, a water inlet flow rate was set to the reactor and stepped jumps were applied in the flow of hydrochloric acid, this experience being carried out for different water flow rates. Work was also carried out with a constant flow of water and step jumps were applied to the increasing flow rate of hydrochloric acid, and when the new stationary state was reached, it was returned to the initial stationary state. Noting that the system being analyzed was not a linear system.

These stepped jumps were separated and the mathematical parameters of each step jump were obtained in order to design the different controllers for each step jump, using various criteria such as the "Bode stability criterion" and the criterion based on " the reaction curve of the process. " Once designed, optimum operating conditions were selected and the validity of the design of the controllers for the two reactor types was checked, observing that for an CSTR (continuos stirred tank reactor)the control is effective, but for an PFR (plug flow reactor) the control is not adequate, due to the Great value in your downtime. Due to the ineffective control of the PFR, the use of a Smith Predictor was proposed as an alternative to improvement. For this, the mathematical tool Simulink of "Matlab" was used, with which a simulation of the PFR was carried out and it was verified that the system can be controlled effectively

Key Words: Control, plug Flow reactor, conductivity, controller, deadtime.

ÍNDICE

MEMORIA

1. OBJETIVOS	5
2. INTRODUCCIÓN	6
2.1 Justificación	6
2.2 Antecedentes	6
3. SISTEMAS DE CONTROL POR REALIMENTACIÓN.....	8
3.1 Definición de las variables de control	8
3.2 Elementos de un sistema de control por realimentación	9
3.3 Tipos de controladores.....	14
3.3.1 Controlador Proporcional (P)	14
3.3.2 Controlador Proporcional Integral (PI).....	16
3.3.3 Controlador Proporcional Integral Derivativo (PID)	17
3.4 Diseño de Controladores.....	18
3.4.1 Método de la curva de reacción del proceso	18
3.4.2 Criterio de estabilidad de Bode	22
3.5 Modos de Trabajo	23
4. SISTEMAS DE CONTROL AVANZADO: PREDICTOR SMITH	25
5. PROCEDIMIENTO EXPERIMENTAL.....	27
5.1 Descripción del montaje experimental	27
5.2 Comportamiento dinámico del sistema	31
5.3 Implementación de los controladores de realimentación	33
6. SIMULACIÓN DEL PROCESO	34
7. PRESENTACIÓN DE RESULTADOS	35
7.1 Comportamiento dinámico del sistema	35
7.2 Diseño de los controladores.....	47
7.3 Controlador proporcional (P).	52
7.3.1 Experiencias con agitación	53
7.3.2 Experiencias sin agitación.....	54
7.3.3 Simulación del Sistema.....	56
7.4 Controlador PI	62
7.4.1 Sistema con agitación.....	62

7.4.2 Sistema sin agitación.....	63
7.4.3 Simulación del Sistema.....	65
7.5 Propuestas de mejora: Predictor Smith	69
8. CONCLUSIONES	74
8.1 Comportamiento dinámico del sistema	74
8.2 Control de la conductividad aplicando controladores de realimentación.....	74
8.3 Simulaciones del sistema: Predictor de Smith Implementado.....	75
9. BIBLIOGRAFÍA	77
PRESUPUESTO	81
1. CUADRO DE PRECIOS MANO DE OBRA	82
2. CUADRO DE PRECIOS DE MAQUINARIA	83
3. CUADRO DE PRECIOS DEL MATERIAL	85
4. PRESUPUESTO DE EJECUCIÓN DEL MATERIAL, POR CONTRATA Y BASE DE LICITACIÓN	86

MEMORIA

1. OBJETIVOS

El objetivo principal de este Trabajo de Final de Grado es el estudio del comportamiento dinámico de la conductividad eléctrica en un reactor continuo de tanque agitado y en un reactor flujo pistón, para así poder diseñar un controlador apropiado.

Para ello este TFG se puede dividir en dos partes. La primera parte se puede subdividir a su vez, de la siguiente manera:

- Estudio del comportamiento dinámico de la conductividad en un reactor de tanque agitado y en un reactor flujo pistón.
- Obtención la función matemática que define el comportamiento dinámico de ambos reactores.
- Diseño de los controladores más apropiados.
- Selección de las condiciones óptimas de operación.

Una vez cumplidos los objetivos parciales se implementarán los controladores previamente diseñados sobre las condiciones óptimas de operación seleccionadas, comprobando así la validez de los controladores.

Así mismo, los resultados obtenidos de los controladores de realimentación se emplearán para realizar las simulaciones mediante “Simulink”, con el que se propone una estrategia de mejora, que es el uso de un compensador de tiempos muertos o también llamado Predictor de Smith, y se comprueba su validez.

2. INTRODUCCIÓN

2.1 Justificación

En este Trabajo de Final de Grado, se van a poner en práctica los conocimientos adquiridos en las asignaturas “Reactores Químicos”, “Control e instrumentación de Procesos Químicos I”, “Control e instrumentación de Procesos Químicos II”, “Experimentación en Ingeniería Química III”, “Análisis y Simulación de procesos”, “Matemáticas I”, “Matemáticas II” y “Proyectos de Ingeniería Química” cursadas en el Grado de Ingeniería Química de la Universidad Politécnica de Valencia. La presentación de este trabajo permitirá obtener el título de Grado en Ingeniería Química.

La conductividad eléctrica es un parámetro importante a tener en cuenta en los procesos químicos, en campos como aguas residuales, electrocoagulación, etc. Este parámetro en si no tiene una alta dificultad de control cuando se utiliza un Reactor Continuo de Tanque agitado (RCTA), sino que el problema aparece cuando se utiliza un Reactor Flujo Pistón (RFP), debido al retraso de transporte, lo que puede suponer un problema en la utilización de controladores convencionales.

Respecto a la justificación técnica, con la creciente complejidad tecnológica con la que se están diseñando los sistemas de control es importante que se disponga de controladores capaces de cumplir las prestaciones que se les exige.

2.2 Antecedentes

Con el avance de la tecnología, en las plantas industriales se han ido incluyendo elementos de control que ayudan a mantener los parámetros físicos y químicos en los rangos de valores deseados, para un correcto funcionamiento de la planta. El control de procesos químicos no solo implica mantener dichos parámetros físicos y químicos en un rango de valores, sino que además se debe garantizar la seguridad del personal que trabaje en la planta, así como la protección del medio ambiente y de los equipos.

Con la introducción de los elementos de control se consigue mantener en un rango de valores de operación las variables a controlar, de forma remota, mediante sensores, transmisores y elementos finales de control, entre otros. Con el paso de los años y la reducción de costes en tecnología, hoy en día todos estos elementos de control están al alcance de la mayoría de las industrias químicas. Para un funcionamiento correcto de los mismos se utiliza un ordenador con un software sencillo y una estética muy simple con capacidad de controlar una gran cantidad de variables diferentes en diferentes procesos.

Así, para poder tener un buen control del sistema primero es necesario conocer, cuáles serán los elementos que lo componen, las señales que se transmiten, la relación que existen entre ellas y sus cambios con el tiempo, que es lo que define el comportamiento dinámico del sistema.

Respecto al control de los diferentes tipos de reactor, en el caso de un reactor continuo de tanque agitado (RCTA), no existe ninguna dificultad a la hora de controlarlos mediante métodos convencionales, [1-5]. Dichos métodos son utilizados de forma común en la producción de biodiesel [6-7]. El problema viene a la hora de controlar el sistema cuando se trata de un Reactor flujo pistón

(RFP), ya que este debido a su no homogeneidad y el alto retraso de transporte que introduce en el proceso, hace que los sistemas de control convencionales no sean eficientes, tal y como se podrá comprobar más adelante en este trabajo.

Se han estudiado diversas formas de controlar los RFP, Boskovic y otros (2002) [8], realizaron un estudio de simulación de un RFP, cuyas condiciones de operación en el reactor eran ideales, en el cual mediante un controlador PID con realimentación clásica conseguía controlar el sistema, pero con un tiempo demasiado alto para este tipo de reactores, además de que el sistema presentaba una gran cantidad de oscilaciones.

Posteriormente, García y Ramírez (2008) [9], realizaron un estudio de simulación en el cual se comparaba la forma de control de realimentación mediante un controlador convencional, con un control de tipo cascada para la temperatura y el grado de conversión. Espinosa, García y Solano (2017) [10], presentaban un sistema de control variable para un Reactor de flujo pistón, en el cual se controlaban principalmente dos variables, una con un lazo primario para el control del gradiente de conversión de la reacción, y otros dos lazos secundarios a lo largo del reactor para el control de la Temperatura. Estos no son los únicos estudios en los que se ha intentado optimizar el control de un reactor pistón, tal y como se observa en el estudio de Hernández Martínez y otros (2008) [11].

La propiedad, cuyo control en los diferentes tipos de reactores (RCTA y RFP), va a ser estudiado en este TFG es la conductividad. Cabe destacar que es un parámetro a tener en cuenta en una gran cantidad diferentes de industrias, como en la depuración de las aguas de la industria láctea [12]. En la industria alimentaria [13]. También, es una variable importante en el campo de la depuración de aguas de diferentes industrias, para aplicar el método de la electrocoagulación [14], ya que, se necesita que la celda electroquímica se encuentre en unos valores óptimos de conductividad para que pueda operar. Otro campo importante relacionado con la depuración de aguas es el vertido de aguas depuradas, ya que, debido a la escasez de agua existente, el agua depurada debe poder ser empleada en la industria de la agricultura para riego, por tanto, no debe superar ciertos valores de conductividad [15].

Otros estudios relacionados con la importancia del control de la conductividad en la industria química son los de Martín Domínguez (2008) [16], que realizó un estudio sobre la importancia del gradiente de la velocidad para la electrocoagulación en un reactor pistón. En este estudio se observó, que gracias a añadir NaCl y conseguir así un aumento de la conductividad se evitó un descenso de la producción de hierro, es decir, se evitó un descenso de la electrocoagulación. Este es otro ejemplo de la necesidad de control de este parámetro.

En este trabajo se estudia el comportamiento dinámico real de los distintos tipos de reactores (RCTA y RFP) junto con el diseño y el funcionamiento de los distintos tipos de controladores convencionales para el control de la conductividad. Además, se propondrán soluciones alternativas a los controladores convencionales haciendo uso de estrategias de control avanzado mediante simulaciones.

3. SISTEMAS DE CONTROL POR REALIMENTACIÓN

3.1 Definición de las variables de control

Antes de describir el sistema de control del presente TFG se deben definir una serie de conceptos:

Variable del proceso a controlar o variable de salida: Este tipo de variable es la que se quiere mantener en un valor deseado. En nuestro caso se trata de la conductividad

Punto de referencia (Set-Point): Es el valor deseado en la variable a controlar.

Variables de entrada: Son aquellas variables las cuales como indica su nombre entran al sistema y producen una modificación sobre la variable del proceso a controlar. Estas variables se pueden clasificar en:

Variable Perturbación: Son aquellas variables que pueden afectar a la variable controlada y son ajenas al sistema de control. Algunas se pueden cuantificar y poder controlar, pero en la gran mayoría de casos esto no es posible. En este TFG la variable perturbación es el caudal de agua del grifo, aunque permanecerá constante como se verá posteriormente.

Variable manipulada o variable de control: Variable del proceso que se emplea para alcanzar el punto de referencia o corregir las perturbaciones del sistema. En el sistema que se va a estudiar, la variable manipulada es el caudal de HCl.

Durante el control de procesos se suele trabajar en variables desviación para poder aplicar la herramienta matemática de las transformadas de Laplace, y así poder resolver las ecuaciones diferenciales que describen el comportamiento dinámico del proceso.

Las principales variables para el proceso que se va a estudiar se definen como:

$y(t) = \kappa - \kappa_e$ (mS/cm) → Es la diferencia entre la conductividad del reactor y su valor en el estado estacionario inicial (κ_e)

$u(t) = Q_{HCl} - Q_{HCl e}$ (L/h) → Es la diferencia entre el caudal de ácido clorhídrico que impulsa la bomba y el caudal de ácido en el estado estacionario inicial. ($Q_{HCl e}$)

$d(t) = Q_{H2O} - Q_{H2Oe}$ → Es la diferencia entre el caudal de agua que impulsa la bomba y el caudal de agua en el estado estacionario inicial. (Q_{H2Oe})

$y_d(t)$ → Es la diferencia entre el valor deseado de la variable conductividad y el mismo en el estado estacionario.

3.2 Elementos de un sistema de control por realimentación

Este tipo de control sigue una estrategia de control de bucle cerrado. El control por realimentación actúa sobre el proceso teniendo en cuenta la medida de la variable del proceso a controlar. El valor de la variable de salida se **retroalimenta** al sistema comparándola con el Set-Point. El controlador aplicará los cambios oportunos sobre la variable de entrada, para conseguir el valor deseado. Este sistema se utiliza cuando se necesitan unos estándares altos de calidad o una seguridad efectiva en el proceso que se controla.

En la *Figura 3.1* se muestran cuáles son los elementos típicos de un lazo de control de ciclo cerrado:

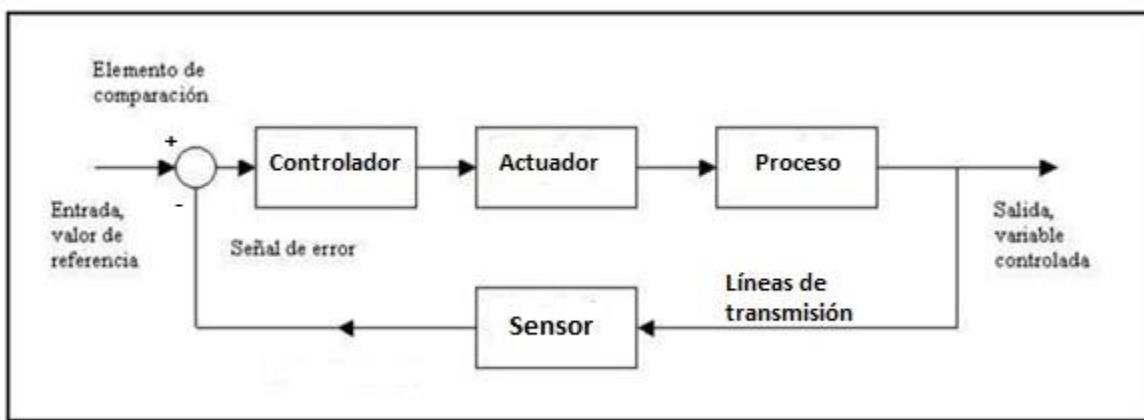


Figura 3.1. Esquema de un sistema de control por realimentación.

El sistema de retroalimentación representado en la figura anterior está constituido por los siguientes elementos:

Sensor o elemento de medición: Es el instrumento encargado de medir las variables que se controlan y las perturbaciones. Se basa en la medición de un fenómeno físico cuya magnitud está relacionada con el valor de la magnitud que se quiere medir. Para este TFG se utilizará un sensor que mide la conductividad eléctrica del sistema.

Transmisor o transductor: Es el instrumento encargado de convertir la magnitud del efecto físico en una señal eléctrica, neumática o digital, que pueda ser transmitida a distancia y que pueda ser entendida por un controlador. Para el sistema que se estudiará se trata de una tarjeta de adquisición de datos que actúa como un convertidor A-D.

Controlador: Es el instrumento encargado de recibir la señal correspondiente de la variable medida y calcula la acción de control de acuerdo con el algoritmo de control, el controlador es el encargado de modificar el elemento final de control. En el sistema estudiado durante el TFG se trata de un microprocesador digital, que actúa en función de la señal de error, (es la diferencia entre el valor deseado y la variable medida).

Actuador o elemento final de control: Es el elemento que manipula la variable de control de acuerdo con la acción calculada por el controlador. En el caso que procede a este trabajo el elemento final de control será la bomba.

Líneas de transmisión: son las encargadas de transmitir las señales hacia el controlador o desde el controlador hasta el elemento de final de control. En este TFG se utilizarán cables eléctricos y de tuberías de plástico.

Proceso: encargado de realizar la transformación de los reactivos en el producto final. Por último, en nuestro proceso es el RCTA o el RFP.

El conjunto de estos elementos de control se encuentran relacionados por los diagramas de bloques. Cada diagrama de bloques viene definido por una función de transferencia, que se define como la relación que existe entre la variable de salida del proceso con las variables de entrada.

$$G(s) = \frac{y(s)}{u(s)}. \quad (3.1)$$

En la *figura 3.2* se muestra un ejemplo de diagrama de bloques donde se sitúa $G(s)$, y relaciona la variable de entrada con la de salida:

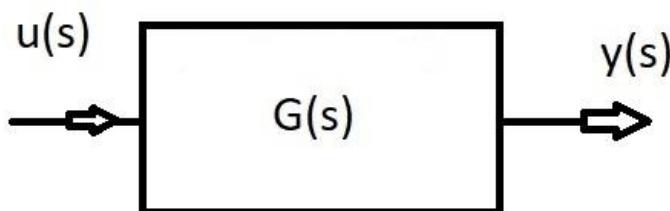


Figura 3.2 Ejemplo de diagrama de bloques

A continuación, se definen las diferentes funciones de transferencia para el sistema que se va a estudiar:

Proceso

Para el proceso se tendrán dos **variables de entrada**, la primera variable de entrada se trata de la variable manipulada (caudal de HCl en este sistema). La otra variable de entrada al proceso será la perturbación, que en el sistema estudiado se trata del caudal de agua.

La **variable de salida** en el proceso será la variable a controlar (y).

En la *figura 3.3* se representa el diagrama de bloques correspondiente a la ecuación del proceso.

$$y(s) = G(s) \cdot u(s) + G_d(s) \cdot d(s) \quad (3.2)$$

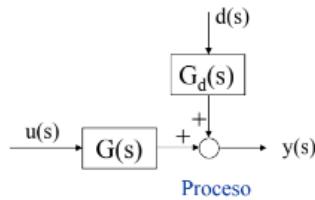


Figura 3.3 Diagrama de bloques para el Proceso

Instrumento de medida

La **variable de entrada** para el instrumento de medida será la variable a controlar (y). Es decir, la variable de salida del proceso. En este caso la conductividad.

La **variable de salida** del instrumento de medida es la variable medida (y_m).

En la *figura 3.4* se representa el diagrama de bloques correspondiente al instrumento de medida.

$$H(s) = \frac{y_m(s)}{y(s)} \quad (3.3)$$



Figura 3.4 Diagrama de bloques del instrumento de medida

Comparador

El comparador también tiene dos **variables de entrada**, la primera variable de entrada es el Set-Point (y_d) y la segunda variable de entrada es la variable medida (y_m).

La **variable de salida** se trata del error, que es la diferencia que existe entre las dos variables de entrada $\varepsilon = y_d - y_m$.

En la *figura 3.5* se observa la parte correspondiente del diagrama de bloques del comparador.

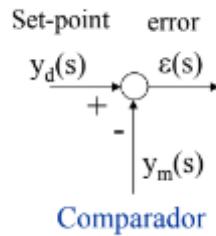


Figura 3.5 Diagrama de bloques del comparador

Controlador

La **variable de entrada** para el controlador se trata del error calculado por el comparador

La **variable de salida** es la señal de control emitida por el controlador que enviará al elemento final de control, generalmente se trata de una señal eléctrica.

En la *figura 3.6* se representa el diagrama de bloques correspondiente al controlador.

$$G_c(s) = \frac{c(s)}{\varepsilon(s)}. \quad (3.4)$$



Figura 3.6 Diagrama de bloques del controlador

En función del tipo de controlador que se utilice la función de transferencia del controlador, G_C , tendrá una forma u otra, y se define con mayor detalle en el siguiente punto.

Elemento final de control

La **variable de entrada** del elemento final de control se trata de la señal emitida por el controlador. En este caso un impulso en forma de voltaje, que modificará el caudal de entrada al Proceso.

La **variable de salida** será por tanto el cambio en la variable manipulada, es decir un cambio mediante la bomba del caudal de HCl.

En la *figura 3.7* se observa el diagrama de bloques correspondiente al elemento final de control, que para el sistema que se estudia se trata de la bomba.

$$Gb(s) = \frac{u(s)}{c(s)}. \quad (3.5)$$

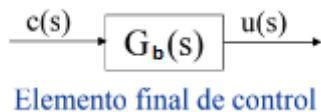


Figura 3.7 Diagrama de bloques del elemento final de control.

Diagrama de bloques del sistema

Una vez analizados todos los elementos del sistema de realimentación se pueden juntar estos para formar un diagrama de bloques que relaciona cada entrada con su correspondiente salida. En la *Figura 3.7* se representa el diagrama de bloques correspondiente a los bloques descritos anteriormente.

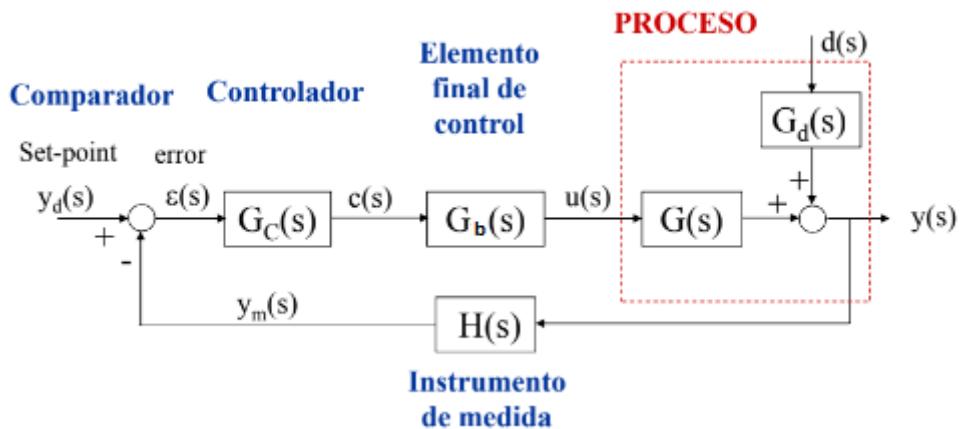


Figura 3.8. Diagrama de bloques del sistema.

3.3 Tipos de controladores

Como se ha mencionado en el punto anterior el controlador es el encargado de recibir la señal procedente del sensor-transmisor, para compararla con la señal de referencia y aplicar los cambios oportunos, en caso de que decida actuar.

Este tipo de controladores tienen dos modos de operación

1. **Manual:** en el modo de control manual, la señal de salida del controlador la fija el operador a través de un dispositivo interno, en el caso de que sea un controlador digital mediante el teclado, o un botón si es un controlador analógico. Este modo de operación se suele utilizar en los arranques de la planta para llevar al proceso a un estado cercano al de operación.
2. **Automático:** Una vez se ha alcanzado un punto cercano al de operación el controlador se establece en modo automático para que sea este el que actúe de forma automática sobre el elemento final de control.

Los controladores más importantes de realimentación se basan en tres acciones básicas de control:

1. Acción Proporcional (P)
2. Acción Integral (I)
3. Acción derivativa (D)

Estas tres acciones de control dan lugar a los tres tipos de algoritmos de control por realimentación más usados:

3.3.1 Controlador Proporcional (P)

El controlador P es aquel en el que la variable de salida, $c(t)$, es proporcional a la señal de error, $\varepsilon(t)$, que recibe como variable de entrada:

$$c(t) = K_c \cdot \varepsilon(t) \quad (3.6)$$

Por tanto, la función de transferencia de un controlador que tan solo aplica la acción proporcional es:

$$G(s) = K_c \quad (3.7)$$

Donde K_c se define como la ganancia proporcional y $\varepsilon(t)$ es el error definido como la diferencia entre el valor medido de la variable de la salida y el Set-Point. Diseñar un controlador P se basa en encontrar el parámetro K_c .

El valor de K_c se debe encontrar en un margen de valores óptimos, ya que, dependiendo de su valor el sistema presentará o no oscilaciones. Independientemente del valor de K_c , (siempre y cuando no se alcance el valor de $K_{c\text{lim}}$ el cual supondría un sistema inestable), siempre se alcanzará un nuevo estado

estacionario, pero no el asignado por el Set-Point, sino algo inferior, ya que para este controlador siempre existe un error en régimen permanente denominado off-set, y se define como el valor deseado de la variable y_d , y el valor real alcanzado en el nuevo estado estacionario $y(\infty)$. Cuanto mayor es K_c mayores oscilaciones a la hora de alcanzar el nuevo estado estacionario, pero menor será la diferencia con el Set-Point. Esto se puede observar en la *figura 3.3*, en la que se muestra como varía el comportamiento de la variable de salida en función del valor de K_c .

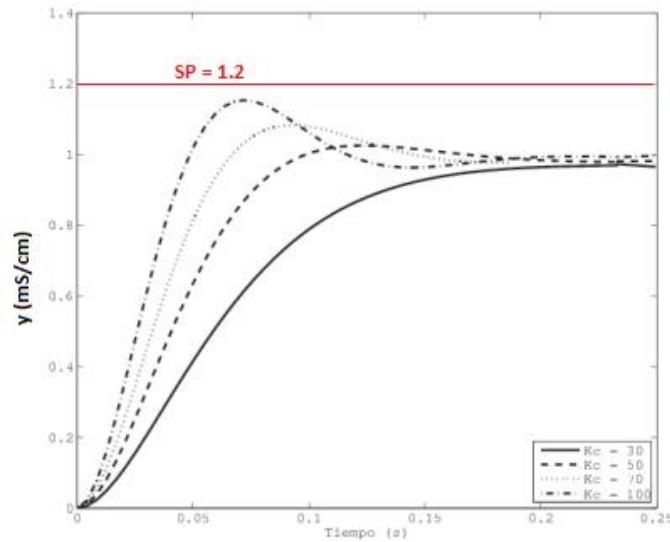


Figura 3.3 Comportamiento del sistema controlado en función de la K_c [17]

El comportamiento descrito en el párrafo anterior tiene una explicación clara si se tiene en cuenta que cuanto mayor sea la ganancia, mayor será la acción correctora sobre el proceso, y por tanto llegar a provocar un error de signo contrario, en el cual se produciría una sobre oscilación hasta alcanzar el nuevo estado estacionario.

En la *figura 3.4* se muestra un ejemplo gráfico de oscilación del sistema, donde C/A es la relación de amortiguamiento, que se define como la relación que existe entre la segunda oscilación y la primera oscilación, A/B es el sobreimpulso máximo, este se define como el valor máximo que alcanza la curva de respuesta, desde que se aplica el cambio escalón. El tiempo de crecimiento es el tiempo que tarda la variable y en alcanzar por primera vez el valor del Set-point. El tiempo de respuesta es el tiempo que tarda la variable y en alcanzar el nuevo estado el estado estacionario.

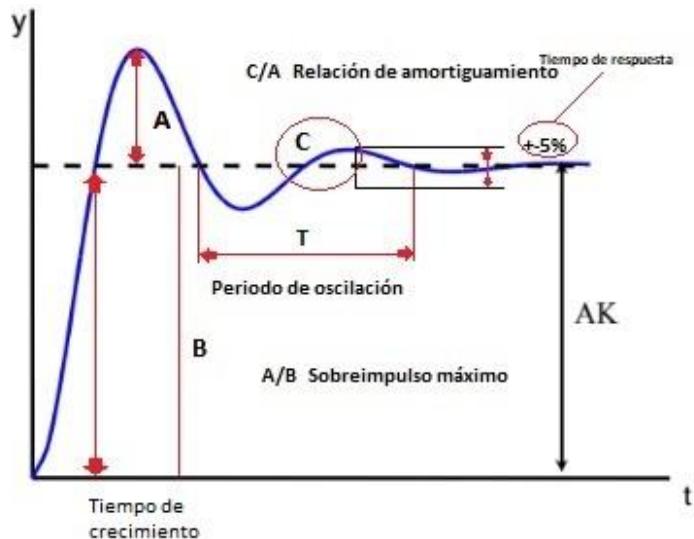


Figura 3.4 Oscilación de un sistema.

3.3.2 Controlador Proporcional Integral (PI)

El controlador PI es aquel controlador el cual combina dos tipos de acción de control, la acción Proporcional (descrita anteriormente) y la acción integral.

La acción integral proporciona una salida del controlador que es proporcional a la integral del error acumulado. Lo que pretende este tipo de control es eliminar el error en el estado estacionario. Implica un modo de control lento y su expresión algebraica en el dominio temporal es la siguiente:

$$u(t) = \frac{1}{\tau_i} \cdot \int_0^t \varepsilon(t) dt \quad (3.8)$$

Donde τ_i es el tiempo de la acción integral. Cuanto menor sea el valor de la constante de tiempo, más intensa será la acción integral y el error tenderá a corregirse más rápidamente, pero también a costa de una mayor oscilación en la respuesta.

Este tipo de acción de control no se suele utilizar sola en un controlador, aunque sea capaz por si misma de anular el error, ya que la respuesta sería muy lenta.

Por tanto, la solución para poder utilizar este tipo de acción de control sería combinarla con la acción Proporcional, dando lugar al **Controlador PI**, cuyo algoritmo de control en el dominio temporal es el siguiente:

$$c(t) = K_c * (1 + \frac{1}{\tau_i} * \int_0^t \varepsilon(t) dt) \quad (3.9)$$

Y su función de transferencia queda definida por:

$$G(s) = K_c \left(1 + \frac{1}{\tau_i s} \right) \quad (3.10)$$

Donde K_c y τ_i , son los parámetros de diseño del controlador que se pueden modificar según las necesidades del sistema. Cuanto menor sea el valor de τ_i más intensa será la acción integral y el error tenderá a corregirse más rápidamente, pero también a costa de mayores oscilaciones en la respuesta. El mismo efecto tiene el aumento del parámetro K_c .

Por tanto, muchos controladores industriales solo tienen acción PI, siempre y cuando la dinámica de los procesos sea esencialmente de primer orden, ya que se trata de procesos rápidos.

3.3.3 Controlador Proporcional Integral Derivativo (PID)

El controlador PID es aquel controlador que incluye las tres acciones de control en un mismo controlador, la acción Proporcional e integral se han definido anteriormente, y a continuación se va a definir la acción derivativa.

La **acción derivativa** es aquella que da una respuesta proporcional a la derivada del error (velocidad de cambio del error). Añadiendo esta acción de control a las anteriores se disminuye el sobreimpulso de las oscilaciones.

Su expresión matemática en función del tiempo es la siguiente:

$$c(t) = \tau_D \frac{d(\varepsilon(t))}{dt} \quad (3.11)$$

Donde τ_D es la constante de tiempo de la acción derivativa. La acción derivativa nunca se emplea sola en un controlador, ya que es incapaz de llevar al proceso al régimen permanente deseado. Normalmente se añade a controladores PI para formar los controladores PID cuyo algoritmo de control en el dominio temporal es el siguiente:

$$c(t) = K_c * \left(e(t) + \frac{1}{\tau_i} * \int_0^t \varepsilon(t) dt + \tau_D \frac{d(\varepsilon(t))}{dt} \right) \quad (3.12)$$

Y su función de transferencia queda definida por:

$$G(s) = K_c \left(1 + \frac{1}{\tau_i s} + \tau_D s \right) \quad (3.13)$$

Aunque este tipo de controlador no se va a utilizar durante el desarrollo de este trabajo, tiene especial importancia nombrarlo ya que es el tipo de controlador más común en las industrias. Sin embargo, en ocasiones no se puede emplear puesto que amplifica el ruido de la señal, tal y como sucede en el sistema estudiado en el presente TFG.

3.4 Diseño de Controladores

Para poder tener un buen control del sistema es fundamental conocerlo y, por tanto, para conseguir un buen diseño de los controladores se deberá estudiar primero el comportamiento dinámico del sistema. El **comportamiento dinámico de un sistema** viene representado por una descripción matemática, que relaciona como varían las variables de salida cuando se produce un cambio en las variables de entrada.

En la mayoría de los modelados de los procesos químicos, se suelen utilizar modelos lineales de primer o segundo orden, con un retraso de transporte. Esto se debe a que los procesos químicos tienen una respuesta típica que se pueden aproximar con una precisión suficientemente alta a un modelo de este tipo [18].

3.4.1 Método de la curva de reacción del proceso

Así, para el caso que procede en este TFG se supondrá un sistema de primer orden con un retraso de transporte y se verificará que la respuesta del proceso se ajusta bien a la respuesta de un sistema de primer orden con retraso de transporte, cuya función de transferencia es la siguiente:

$$G(s) = \frac{K}{\tau s + 1} e^{-bs} \quad (3.14)$$

Donde $\frac{K}{\tau s + 1}$ es la función de transferencia correspondiente al sistema de primer orden y e^{-bs} es el término correspondiente al retraso de transporte puro.

En el sistema de primer orden la constante **K** es la ganancia estacionaria, que representa cuánto cambia la variable y ante un cambio escalón en u. **τ**, es la constante de tiempo que representa la rapidez del proceso y cuánto tarda en llegar al nuevo estado estacionario. Por último, **b** es el tiempo de retraso que representa el tiempo que se tarda en que un cambio que sucede en u se registre en y.

Para poder aplicar este método se requiere llevar a cabo las siguientes acciones:

- Ejecutar el proceso en las condiciones nominales de operación de régimen permanente.
- Implementar un cambio en escalón en la señal que sale del controlador $c(s)$.
- Registrar la evolución de la variable de salida hasta alcanzar el nuevo estado estacionario y validar el modelo propuesto.
- Realizar los cálculos apropiados para obtener los parámetros del modelo. ($K\tau$ y b).

Determinación de los parámetros del modelo

A continuación, se describe cómo se determinan los parámetros del modelo mediante **el método de la curva de reacción**. Sabiendo que la función de transferencia del sistema que se estudia es la representada en la *ecuación 3.14*. Aplicando las transformadas de Laplace, en el dominio temporal se obtiene la siguiente expresión algebraica:

$$y(t) = AK(1 - e^{-\frac{t-b}{\tau}}) \quad (3.15)$$

Donde $y(t)$ representa la variable de salida en forma desviación respecto el valor inicial, K es la ganancia estacionaria del sistema y por último A es la amplitud del escalón que se introduce en el sistema como variable de entrada. Cuando la variable de salida alcance el nuevo estado estacionario y (∞) el cambio en la variable $y(t)$ será:

$$\Delta y = \lim_{t \rightarrow \infty} y(t) = KA = y(\infty) \quad (3.16)$$

Y la máxima pendiente de la curva se da justo en $t=b$ donde inicia la respuesta, por tanto, de acuerdo con la ecuación anterior, la ganancia K del modelo se determina entonces dividiendo el valor $y(\infty)$ experimentado por la variable de salida entre la amplitud (A) del escalón de entrada.

$$K = \frac{y(\infty)}{A} \quad (3.17)$$

Por tanto, se puede reescribir la *ecuación 3.16* de la siguiente forma:

$$y(t) = y(\infty)(1 - e^{-\frac{t-b}{\tau}}) \quad (3.18)$$

Y reestructurando la ecuación y aplicando logaritmos queda de la siguiente forma:

$$\ln\left(\frac{y(\infty) - y(t)}{y(\infty)}\right) = -\frac{t}{\tau} + \frac{b}{\tau} \quad (3.19)$$

Así, se llega a una expresión lineal en función del tiempo, que define una recta cuya pendiente será $-\frac{t}{\tau}$ y la ordenada en el origen será $\frac{b}{\tau}$. En la Figura 3.5 se muestra un ejemplo de representación de la ecuación 3.19.

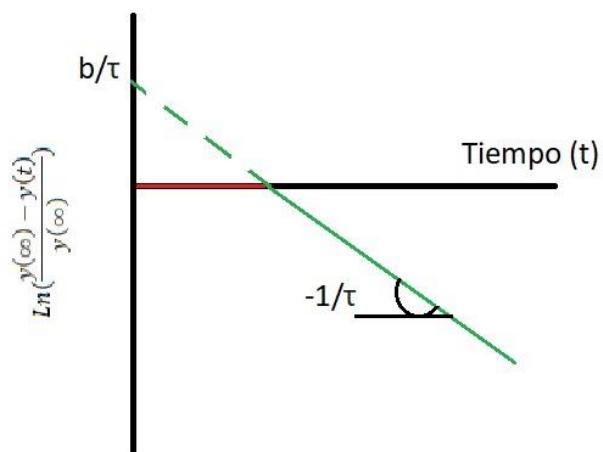


Figura 3.5 Ejemplo de la representación de la ecuación lineal ec. 3.19 para obtener los parámetros del proceso b y τ .

Una vez obtenidos los distintos parámetros de la función de transferencia que componen el sistema, ya se tiene suficiente información cómo para realizar un diseño de los controladores. Para ello se utilizan las reglas de **Ziegler y Nichols de ciclo abierto** y las de **Cohen-Coon**, siempre que la relación de b/τ este comprendida entre 0.1 y 1, en caso contrario se utiliza el **criterio de estabilidad de Bode**, que se explicará posteriormente

En la *Tabla 3.1* se muestran las reglas de Ziegler Nichols de ciclo abierto:

Tabla 3.1 Reglas de Ziegler-Nichols de ciclo abierto

Tipo de Controlador	Ganancia proporcional K_c	Tiempo integral τ_i	Tiempo derivativo τ_d
P	$\frac{1}{K} \left(\frac{\tau}{b} \right)$		
PI	$0.9 \left(\frac{\tau}{b} \right)$	3.33b	
PID	$1.2 \left(\frac{\tau}{b} \right)$	2b	0.5b

De la *Tabla 3.1* se puede comentar que el tiempo muerto causa un efecto negativo sobre el controlador, ya que cuanto mayor es este tiempo muerto, en mayor medida se ha de desintonizar el controlador reduciendo la ganancia y aumentando el tiempo integral. Esto lo que provoca, es que la reacción del controlador ante un cambio en la referencia o ante una perturbación sea más débil y se tarde más en anular este error. También, cabe destacar que en el caso de que b sea muy pequeño (próximo a 0) la ganancia será muy elevada (tenderá a infinito $K \rightarrow \infty$) y el tiempo integral muy pequeño también. Esta es la razón por la que este método tan solo se utiliza cuando: $0.1 < b/\tau < 1$. En la *Tabla 3.2* se muestran las reglas de Cohen-Coon

Tabla 3.2 Reglas de Cohen-Coon de ciclo abierto

Tipo de Controlador	Ganancia proporcional K_c	Tiempo integral τ_i	Tiempo derivativo τ_d
P	$\frac{1}{K} \left(\frac{\tau}{b} \right) \cdot \left(1 + \frac{1}{3} \cdot \left(\frac{b}{\tau} \right) \right)$		
PI	$\frac{1}{K} \left(\frac{\tau}{b} \right) \cdot \left(0.9 + \frac{1}{12} \cdot \left(\frac{b}{\tau} \right) \right)$	$b \cdot \left[\frac{30 + 3 \cdot \left(\frac{b}{\tau} \right)}{9 + 20 \cdot \left(\frac{b}{\tau} \right)} \right]$	
PID	$\frac{1}{K} \left(\frac{\tau}{b} \right) \cdot \left(\frac{4}{3} + \frac{1}{3} \cdot \left(\frac{b}{\tau} \right) \right)$	$b \cdot \left[\frac{32 + 6 \cdot \left(\frac{b}{\tau} \right)}{13 + 8 \cdot \left(\frac{b}{\tau} \right)} \right]$	$b \cdot \left[\frac{4}{11 + 2 \cdot \left(\frac{b}{\tau} \right)} \right]$

3.4.2 Criterio de estabilidad de Bode

Para este método de diseño de controladores se introducen técnicas de análisis frecuencial de las funciones de transferencia de ciclo abierto. Utilizando los conceptos de **relación de amplitudes (RA)** y **desfase (Φ)** se puede obtener la **frecuencia límite (ω_{lim})** y la **ganancia límite del controlador (K_{clim})**. Una vez obtenidas la frecuencia límite y la ganancia límite del controlador se pueden aplicar las reglas de Ziegler-Nichols de ciclo cerrado para el diseño de los distintos controladores.

Antes de explicar el criterio de estabilidad de Bode se va a explicar brevemente el significado de los conceptos **RA**, **Φ** y **G_L** .

G_L → Se trata de la función de transferencia de ciclo abierto. Se utiliza este concepto porque la inestabilidad o estabilidad de un lazo de control depende exclusivamente de la función de transferencia de ciclo abierto, es decir, el controlador, el proceso, el instrumento de medido y el elemento final de control.

RA → La **relación de amplitudes** de forma resumida se trata del cociente entre la amplitud de onda de salida y amplitud de la señal de la salida cuando se introduce en el sistema una señal de entrada en forma: $u(t) = A \cdot \sin(\omega \cdot t)$. La relación de amplitudes dependerá de la frecuencia del sistema.

Φ → Se trata del **desfase del sistema**, suele ser negativo, esto significa que la onda de salida está retrasada respecto a la de la entrada un ángulo Φ . Al igual que la relación de amplitudes el desfase también depende de la frecuencia del sistema.

Para aplicar el criterio de estabilidad de Bode se debe considerar la función de transferencia en lazo abierto:

$$G_L(s) = G_c(s) \cdot G(s) \cdot G_b(s) \cdot H(s) = \frac{K e^{-bs}}{1 + \tau s} \quad (3.20)$$

Se supone $K_c = 1$ y se calcula cual será la frecuencia límite igualando el desfase del sistema a $-\pi$:

$$-\Phi = -\arctan(\tau * \omega) - b \cdot \omega = -\pi \quad (3.21)$$

Sustituyendo en la ecuación 3.21, los valores del desfase, el tiempo muerto y la constante de tiempo, se puede obtener cual será la frecuencia límite del sistema (ω_L), y así por tanto ya se podrá calcular la Relación de Amplitudes, en el límite de estabilidad, esta para el sistema que se estudia se define como:

$$RA_L = \frac{K}{\sqrt{(\tau \cdot \omega)^2 + 1}} \quad (3.22)$$

Por último, una vez se tiene ya el valor RA_L se Calcula cuál será el valor de la ganancia del controlador en el límite de estabilidad (K_{cLim}).

$$K_{cLim} = \frac{1}{RA_{Lim}} \quad (3.23)$$

Así mismo se puede calcular el periodo de oscilación en el límite de estabilidad como:

$$P_{Lim} = \frac{2 \cdot \pi}{\omega_L} \quad (3.24)$$

Conocidos estos valores ya se pueden calcular los parámetros del controlador mediante las reglas de Ziegler-Nichols de ciclo cerrado que se recogen en la *Tabla 3.3*.

Tabla 3.3 Reglas de Ziegler-Nichols de ciclo cerrado:

Tipo de Controlador	Ganancia proporcional K_c	Tiempo integral τ_i	Tiempo derivativo τ_D
P	$0.5K_{cLim}$	-	-
PI	$0.45K_{cLim}$	$0.83 \cdot P_{Lim}$	-
PID	$0.6K_{cLim}$	$0.5 \cdot P_{Lim}$	$0.125 \cdot P_{Lim}$

3.5 Modos de Trabajo

Independientemente del tipo de controlador que se use, la variable a controlar puede variar por efecto de un cambio en y_d (sistema servo) o por efecto de una perturbación (sistema regulador)

Sistema servo: El punto de consigna se cambia de forma controlada (*figura 3.6*). Por ejemplo, si se requiere un nuevo valor de la conductividad el controlador actuará aumentando el caudal en la bomba. Tras realizar la acción de control se compara el Set-Point nuevo con la conductividad leída, y si no se ha igualado el valor se modifica el caudal de la bomba hasta lograrlo.

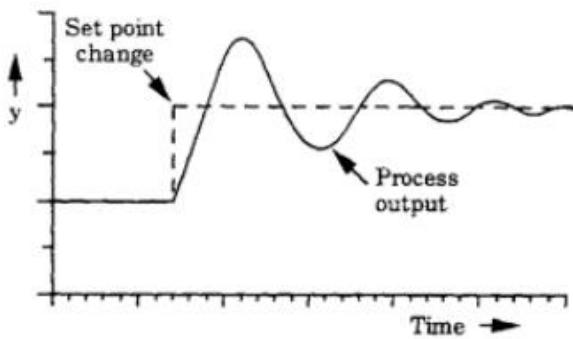


Figura 3.6 Evolución temporal de la variable de salida tras cambiar el valor del Set-Point (sistema servo).

Sistema regulador. Este tipo de sistema de control actúa oponiéndose al efecto de las perturbaciones para conseguir el Set-Point (*figura 3.7*). Suponiendo que para el caso de este TFG la variable perturbación (caudal de agua) tuviese influencia, cuando el sensor detectara el efecto de esta perturbación en primer lugar se registraría un cambio en la conductividad medida. Luego se compararía con el Set-Point designado por el usuario y finalmente se rectificaría la acción de control con el fin de volver al Set-Point deseado.

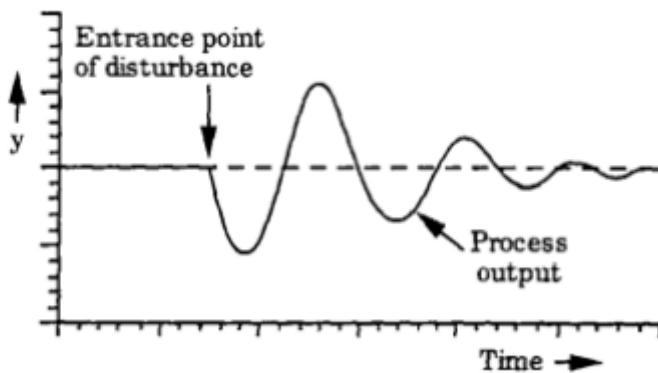


Figura 3.7 Evolución temporal de la variable de salida tras producirse una perturbación (sistema regulador)

4. SISTEMAS DE CONTROL AVANZADO: PREDICTOR SMITH

Los tiempos muertos constituyen una parte fundamental de la dinámica de muchos procesos industriales. Como se ha mencionado en el *punto 3.4.1* el tiempo muerto es el tiempo que transcurre entre el momento que se produce un cambio en u y el momento que dicha variación se observa en y .

Principalmente en los procesos químicos este tiempo muerto se debe al tiempo que tarda el fluido en circular de un punto a otro, a procesos de mezcla imperfecta o a los instrumentos de medida. En este TFG cuando se utiliza el reactor sin agitación, (simulando un RFP), el tiempo muerto es muy alto y estará compuesto por dos sumandos; por un lado, se tiene el tiempo que tarda la mezcla en recorrer el reactor y ser detectada por el sensor y por otra parte el tiempo que tarda el fluido en recorrer las conducciones.

Por tanto, el proceso cuando se utiliza un RFP será difícil de controlar mediante un lazo simple de realimentación, tendrá un comportamiento lento ante un cambio en la referencia. Esto se debe al desajuste existente en los controladores, una ganancia proporcional baja y un tiempo integral alto.

Para solucionar este problema en el RFP se propone la utilización de un “Predictor de Smith” (también conocido como compensador de tiempos muertos). Este es un algoritmo matemático de compensación de tiempos muertos más conocido y utilizado. La principal función del Predictor de Smith es eliminar el término exponencial de la función de transferencia de ciclo cerrado (G_d).

$$G_d(s) = \frac{G_c(s) \cdot G(s) \cdot G_b(s) \cdot e^{-bs}}{1 + G_c(s) \cdot G(s) \cdot G_b(s) \cdot e^{-bs}} \quad (4.1)$$

Tal y como se observa en la *ecuación 4.1* existe un término exponencial en el denominador de la función de transferencia de ciclo cerrado, lo cual hace que aumenta la inestabilidad del sistema. En la *ecuación 4.2* se observa la función de transferencia del sistema una vez aplicado al sistema el Predictor Smith.

$$G_d(s) = \frac{G_c(s) \cdot G(s) \cdot G_b(s) \cdot e^{-bs}}{1 + G_c(s) \cdot G'(s) \cdot G_b(s)} \quad (4.2)$$

En el caso de que se trate de un modelado perfecto $G'(s)=G(s)$, la función de transferencia del proceso será la misma que la implementada en el compensador de tiempos muertos. En la figura 4.1 se representa el diagrama de bloques correspondiente del proceso. Tal y como se observa, el Predictor de Smith está compuesto por dos elementos de control, uno que se denomina *modelo rápido* cuya función de transferencia es $G'(s)$ y el otro elemento de control denominado *modelo de planta* cuya función de transferencia es $G'(s) \cdot e^{-bs}$. Estos dos elementos quedan recogidos en el diagrama de bloques de la figura como $G'(s) \cdot (1 - e^{-bs})$.

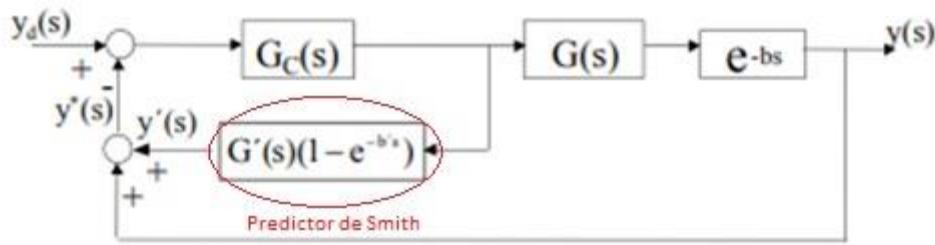


Figura 4.1 Diagrama de bloques aplicando el Predictor de Smith

Pero el modelado perfecto no es posible implantarlo en la realidad, dado que el predictor de Smith utiliza expresamente el modelo del proceso como parte del controlador, durante el proceso de modelado existen errores, estos errores se deben, no tanto a las deficiencias de la estimación de los parámetros del modelo, sino a la simplicidad de aplicar como modelo lineal un modelo no lineal, así, los errores de modelado se podrán expresar como:

$$\Delta G(s) = G(s) \cdot e^{-b \cdot s} - G'(s) \cdot e^{-b \cdot s} \quad (4.3)$$

Así, si se trata de un sistema que no es perfecto la función de transferencia quedará definida como:

$$G_d(s) = \frac{G_c(s) \cdot G(s) \cdot G_b(s) \cdot e^{-bs}}{1 + G_c(s) \cdot G'(s) \cdot G_b(s) + G_c(s) \cdot G_b(s) \cdot \Delta G(s)} \quad (4.4)$$

5. PROCEDIMIENTO EXPERIMENTAL

5.1 Descripción del montaje experimental

Previo a describir las distintas experiencias que se han realizado durante el estudio del sistema se procede a realizar una descripción de este para conocer en profundidad el sistema.

El componente principal del sistema es el reactor, que se considerará que es un reactor ideal y en presencia o no de la agitación se considerará un RCTA o un RFP.

Para el caso del RCTA se considera que la agitación que se realiza es perfecta, el sistema es homogéneo, la densidad (a pesar de que se mezclan dos disoluciones) es constante en el interior, además todos los puntos del reactor son iguales y estos irán variando con el tiempo. Para realizar esta agitación se utiliza un agitador Heidolph.

En el caso del RFP se considera, que no existe mezclado axial del fluido dentro del recipiente, que las propiedades del fluido (incluyendo velocidad de flujo en el plano radial) son uniformes. La densidad de las corrientes puede cambiar en la dirección del flujo. Por tanto, todos los elementos del fluido presentan el mismo tiempo de residencia y no existe dispersión en los tiempos de residencia.

Tanto para el RCTA como para el RFP el Volumen que hay dentro del reactor es constante, ya que el sistema actúa por rebosadero, es decir, el caudal de salida es igual al de entrada.

$$Q_e = Q_s$$

Los tanques donde se encuentra el agua y la disolución de ácido clorhídrico son dos bidones de PVC con una capacidad de 50 L cada uno. El agua que se utiliza es agua de red y la disolución de ácido clorhídrico tendrá una concentración de 0.024M.

Para impulsar el agua y el ácido clorhídrico desde el bidón hasta el reactor se utilizan dos bombas peristálticas, estas se encuentran conectadas a los bidones y al reactor mediante tuberías de silicona. Las dos bombas a lo largo de las experiencias tienen funcionamientos diferentes, para el caso de la bomba que controla el caudal de agua, esta se controla de forma manual, ya que durante el transcurso de las experiencias se mantiene constante. En el caso de la bomba que controla el caudal de HCl, este es controlado por el ordenador. Las bombas disponen de un modo de funcionamiento automático que permite que se puedan controlar desde el ordenador, a través de una señal analógica de voltaje.

En la *Figura 5.1* se muestra una imagen del montaje experimental utilizado para la realización del estudio del reactor.



Figura 5.1 Montaje experimental de la Planta piloto de Control a) Bidón de 50 L de HCl, b) Bidón de 50L de agua, c) Conductímetro, d) Bombas, e) Ordenador portátil encargado de controlar el sistema.

En la *figura 5.1* se observa un recuadro en el cual se resalta el reactor y el agitador. A continuación, en la *figura 5.2* se muestra una imagen de este reactor de forma más detallada.

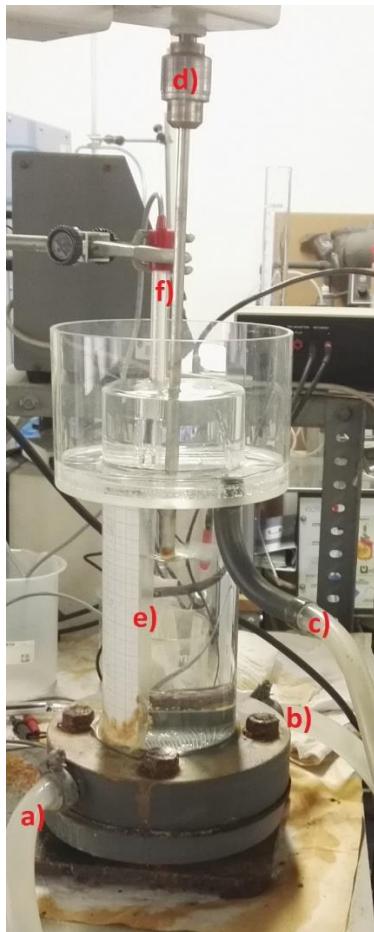


Figura 5.2 Representación ampliada del reactor junto al agitador a) entrada de ácido clorhídrico, b) entrada de agua al reactor, c) salida por rebosadero de la disolución, d) Agitador Heidolph, e) Reactor, f) célula de conductividad.

Para transformar las señales analógicas a señales digitales o viceversa, se utiliza una tarjeta de adquisición de datos (DAQ), con varios canales de entrada y de salida. De esta forma, los datos tomados del sistema son enviados al ordenador mediante la DAQ y viceversa. Esta tarjeta es totalmente configurable a partir de un software en el ordenador. El software empleado es “*LabVIEW*”, y se encarga de convertir las señales digitales en analógicas, leer y generar señales digitales, especificar la frecuencia de adquisición, etc.

Para registrar los datos de conductividad del reactor, se tiene un conductímetro, que recibe la señal de la célula de conductividad (sensor empleado). Este conductímetro cuenta con una salida analógica de voltaje, que antes de que los datos sean enviados al ordenador, pasan por la tarjeta de adquisición de datos donde los datos son convertidos en señales digitales, para que el ordenador pueda procesarlos.

En la *figura 5.3* se muestra un esquema general de cómo se encuentra conectado el equipo.

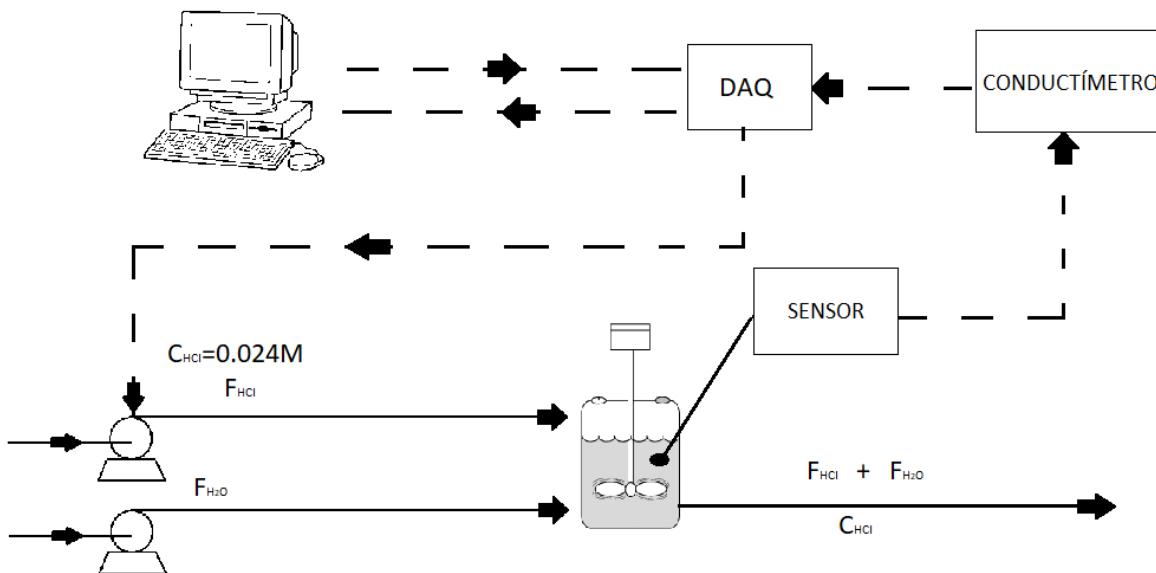


Figura 5.3 Esquema general del sistema

Las líneas continuas de la *figura 5.3* indican unión física entre los elementos mediante tuberías, además del transporte de la disolución de HCl y de agua, y las líneas discontinuas indican unión entre los elementos de forma electrónica, intercambiando esta información en forma de voltaje.

Durante el transcurso de este estudio, la variable manipulada será el caudal de ácido clorhídrico, independientemente del caudal de agua que entre al reactor (que como se ha dicho anteriormente se fijará de forma manual en función de la experiencia a realizar). El elemento final de control en este caso será la bomba peristáltica, la cual recibe la información del controlador en forma de potencial a través de la DAQ y la transforma en caudal. La bomba se trata de un sistema de ganancia pura cuya función de transferencia es:

$$G_v(s) = 17.2 L / V * h$$

En la *Figura 5.3* se muestra una captura de pantalla del software utilizado “LabVIEW”, durante el desarrollo de una de las experiencias donde se observa dos gráficas diferenciadas. La primera de ellas, la de arriba, se trata de una gráfica que relaciona en términos absolutos la conductividad (mS/cm) frente al tiempo, la segunda gráfica muestra la relación que existe entre el caudal impulsado por el ácido (L/h) frente al tiempo.

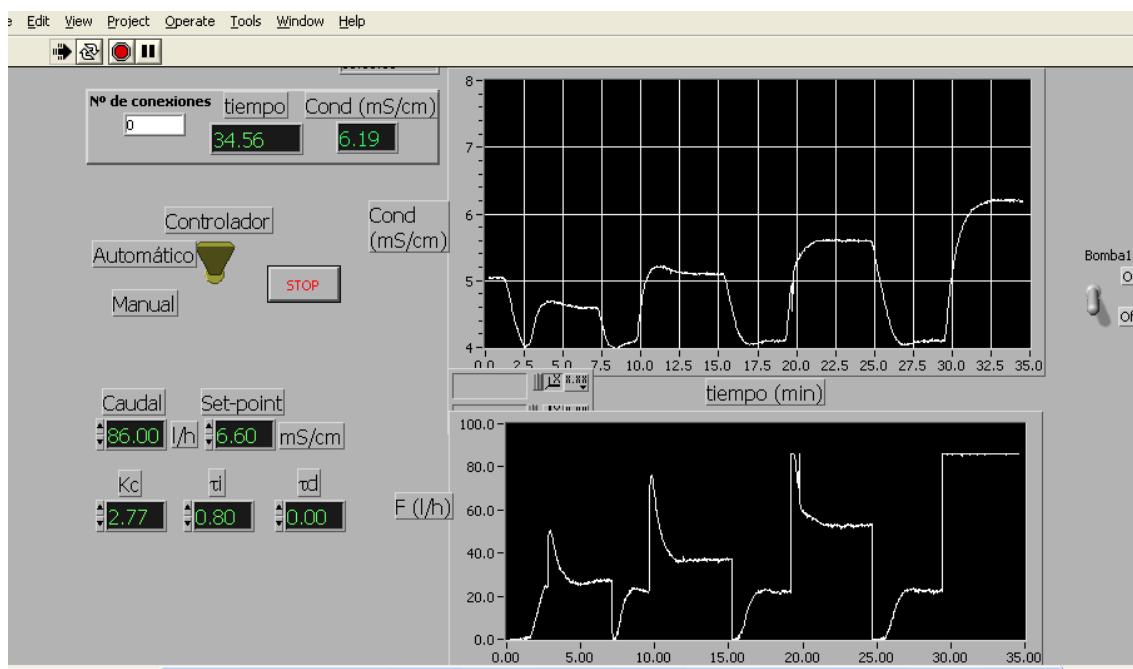


Figura 5.4 Captura de pantalla del software “LabVIEW”

5.2 Comportamiento dinámico del sistema

Para diseñar un correcto sistema de control, primero es necesario conocer el comportamiento dinámico del sistema, que recordando lo que se ha mencionado en el *capítulo 3.4* consiste en una descripción matemática que relaciona como varían las variables de salida cuando se produce un cambio en las variables de entrada.

En este Trabajo de Final de Grado, se va a trabajar fijando previamente un caudal de agua (variable perturbación). Una vez fijado este caudal de agua, se irán aplicando cambios en forma escalón al caudal de HCl (variable de entrada) y se evaluará como varía el valor de la conductividad, registrado por el conductímetro, con el tiempo. A continuación, se aplicará otro cambio en el caudal de agua y se volverá a comenzar la experiencia aplicando cambios escalón en el caudal de HCl. Y así sucesivamente hasta llegar a un caudal de agua de 50 l/h . Estas experiencias se realizaron dos veces, una primera vez para el reactor con agitación actuando como un RCTA y una segunda vez con el reactor sin agitación, donde actúa como RFP.

En la tabla 5.1 se muestra un resumen de las experiencias realizadas para el estudio del comportamiento dinámico del sistema.

Tabla 5.1 Resumen experiencias para determinar el comportamiento dinámico del sistema.

Caudal de Agua (L/h)	Caudal de ácido Clorhídrico (L/h)	Amplitud del salto (L/h)
5	5	5
	10	5
	20	10
	30	10
	40	10
	50	10
10	5	5
	10	5
	20	10
	30	10
	40	10
	50	10
20	5	5
	10	5
	20	10
	30	10
	40	10
	50	10
50	5	5
	10	5
	20	10
	30	10
	40	10
	50	10

Además, para estudiar la no linealidad del sistema, se realizará otro tipo de experiencias. En estas experiencias inicialmente solo se introduce agua al reactor a un caudal de 20 L/h, y se aplicará un cambio escalón al caudal de HCl, una vez alcanzado el nuevo estado estacionario para el caudal de HCl, se volverá al estado estacionario inicial. Cuando se alcancen de nuevo el estado estacionario inicial se aplicará un cambio escalón en el caudal de ácido de mayor Amplitud y se repetirá este proceso hasta llegar a una amplitud total de 50 l/h. En la *tabla 5.2* se muestra un resumen de estas experiencias

Tabla 5.2 Resumen experiencias para estudiar la no linealidad del sistema

Caudal de agua (L/h)	20					
Caudal de ácido clorhídrico (L/h)	5	10	20	30	40	50

5.3 Implementación de los controladores de realimentación

Una vez se han realizado todas las experiencias se calculan los parámetros de cada uno de los controladores a partir de los datos obtenidos del estudio del comportamiento dinámico del sistema.

Analizando todas las experiencias se decide trabajar con un caudal medio de agua de 20 L/h, ya que el sistema a caudales bajos es muy lento y a altos caudales algunos efectos del tiempo muerto no son apreciables. Para el caudal de ácido clorhídrico se decide también trabajar a unas condiciones medias de 20 L/h.

Así, el arranque del sistema se llevará a cabo con el controlador de forma manual a un nuevo estado estacionario, a partir del cual se realizarán distintos cambios escalón en el Set-Point de 0.5 1 y 2 unidades (en variables desviación), registrando la evolución de la conductividad con el tiempo. Aplicando estos cambios escalón se puede estudiar el efecto de los parámetros calculados para el controlador sobre el sistema.

Cada vez que se alcanza este nuevo estado estacionario en cada una de las experiencias se cambia el modo de funcionamiento de controlador de automático a manual y se vuelve a las condiciones iniciales de 20 L/h en el caudal de agua y 20 L/h en el caudal de ácido clorhídrico.

Al igual que en el estudio del comportamiento dinámico del sistema estos saltos se aplicarán tanto al RCTA como al RFP.

6. SIMULACIÓN DEL PROCESO

Para la simulación del proceso por ordenador se utilizará la herramienta matemática Simulink, incluida dentro del software informático MATLAB. Simulink es una extensión gráfica de MATLAB que sirve para modelizar y simular sistemas. Por defecto, suele venir con el programa principal, ya que constituye una herramienta muy utilizada en los entornos de simulación. Además, no sólo es compatible con MATLAB, sino que se adapta a otros programas o lenguajes.

Simulink permite arrastrar los diferentes bloques personalizables de las librerías incorporadas y unir estos bloques mediante líneas. Esta herramienta permite tomar datos y exportar los resultados para trabajar sobre ellos o analizarlos.

Dentro de la propia interfaz de Simulink se pueden comprobar los resultados obtenidos de la simulación, seleccionar el paso de simulación, las funciones de transferencia etc. En muchas ocasiones es más sencillo elaborar un diagrama en Simulink y exportarlo directamente en MATLAB que programar todo el código. Por lo que resulta una herramienta útil en el control de procesos. En la figura 6.1 se muestra una captura de pantalla de la interfaz de Simulink con un ciclo de realimentación clásico representado.

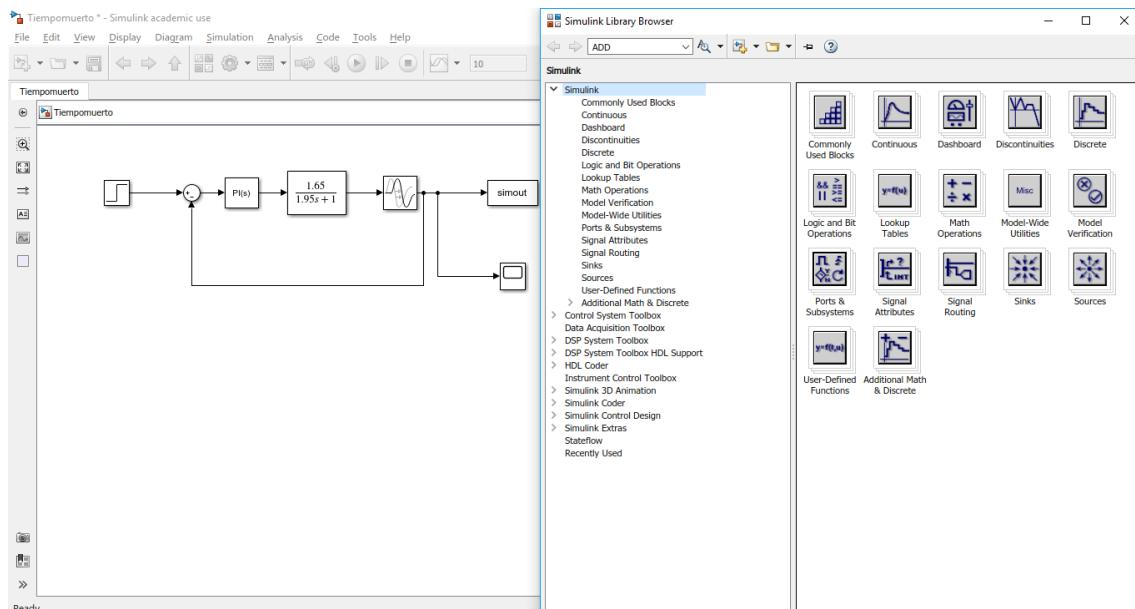


Figura 6.1 Interfaz de la herramienta matemática Simulink.

Se decide realizar una Simulación del sistema para cada uno de los controladores implementados a los reactores. De esta forma se puede comparar cuál es la diferencia existente entre una simulación a partir de la función de transferencia $G(s)$ obtenida en el estudio del comportamiento dinámico del sistema y el comportamiento real del sistema. Así mismo también se realizará una simulación del RFP con el compensador de tiempos muertos.

7. PRESENTACIÓN DE RESULTADOS

A continuación, se muestran los resultados obtenidos:

7.1 Comportamiento dinámico del sistema

Para poder diseñar correctamente un sistema de control, es necesario conocer cuál es el comportamiento dinámico del mismo.

El **comportamiento dinámico de un sistema**, tal y como se ha mencionado en el *capítulo 3.4*, se define como una descripción matemática del proceso, el cual relaciona como varían las variables de salida en función de los cambios producidos en las variables de entrada.

Para estudiar el comportamiento dinámico de nuestro sistema compuesto por un reactor (actuando como proceso del sistema), una bomba (elemento final del control del sistema) y un sensor de conductividad, se llevaron a cabo distintas experiencias, en la primera de ellas se parte de un estado en el que tan sólo entra agua al reactor y se van aplicando cambios en forma de escalón en la variable manipulada (caudal de ácido clorhídrico), hasta llegar a un caudal de 50 L/h. Esto se realizaría para el sistema con y sin agitación, simulando respectivamente el comportamiento de un RCTA y de un RFP. Un Reactor continuo de tanque agitado se define como el reactor que trabaja en estado estacionario, es decir que sus propiedades no varían con el tiempo. El modelo ideal de este reactor supone que la reacción química alcanza la máxima conversión en el instante que la alimentación entra al tanque. Es decir, en todos los puntos del reactor la concentración es igual a la de la corriente de salida. Por otra parte, el Reactor flujo pistón se define como aquel que trabaja en estado estacionario, es decir que las propiedades en un punto determinado son constantes con el tiempo. Donde, la conversión es función de la posición. En este tipo de reactores la composición del fluido varía de un punto a otro a través de la dirección del flujo.

En la *figura 7.1* se representa cómo evoluciona la conductividad frente al tiempo en función de los cambios escalón aplicados en el caudal de HCl para el RCTA. En ella se observa como inicialmente la conductividad tiene un valor de 1 mS/cm, que se corresponde con el valor de la conductividad del agua del grifo. El primer salto aplicado corresponde a un salto de 5 L/h en el caudal de HCl en el cual la conductividad aumenta hasta un valor de 1.7 mS/cm, el segundo escalón aplicado también corresponde a un escalón de amplitud 5 L/h donde la conductividad aumenta aproximadamente hasta un valor de 3 unidades. Los siguientes cambios en forma de escalón aplicados son de una amplitud de 10 L/h, estos cambios se aplicarán hasta llegar a un caudal de 50 L/h y una conductividad final de 6.5 mS/cm.

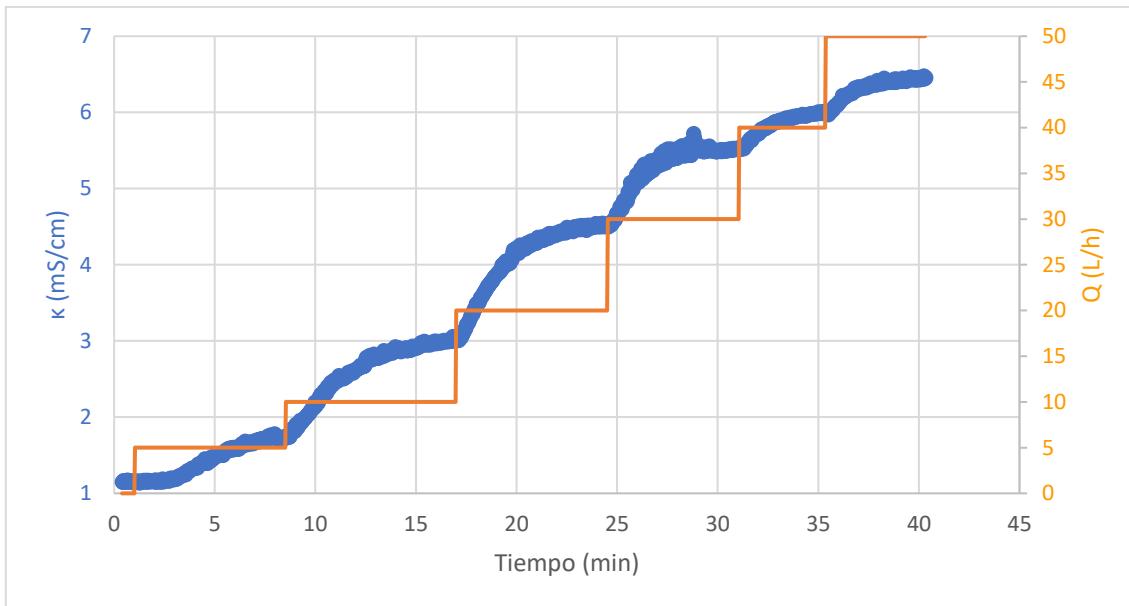


Figura 7.1. Comportamiento dinámico de RCTA ante diferentes cambios escalón para un caudal de agua de 20 L/h

En el primero de los saltos de la figura anterior (*figura 7.1*) se observa que al aplicar un cambio en el caudal la conductividad inicialmente permanece constante hasta que llega un momento en el que comienza a aumentar. El tiempo que tarda en responder el sistema al cambio en el caudal se denomina **tiempo muerto (b)**, tal y como se ha comentado en el *punto 3.1.2* donde se definían todas las variables. A partir de este momento la conductividad aumenta de forma continua hasta que alcanza un valor constante

Seguidamente, se realiza un estudio paralelo del sistema sin agitación. Como consecuencia, el reactor ya no actuará como un RCTA, sino que actuará como un RFP, por tanto, existirán diferencias a la hora de tratar los datos y en el diseño de los controladores.

En la *figura 7.2* se representa cómo evoluciona la conductividad frente al tiempo en función de los cambios escalón aplicados en el caudal de HCl para el RFP. Como puede observarse el comportamiento dinámico del reactor parecido al del RCTA con una característica que los diferencia, y es que a pesar de que en ambos reactores se ha trabajado con el mismo caudal de agua ($Q=20$ L/h), en el RFP el retraso de transporte es mayor.

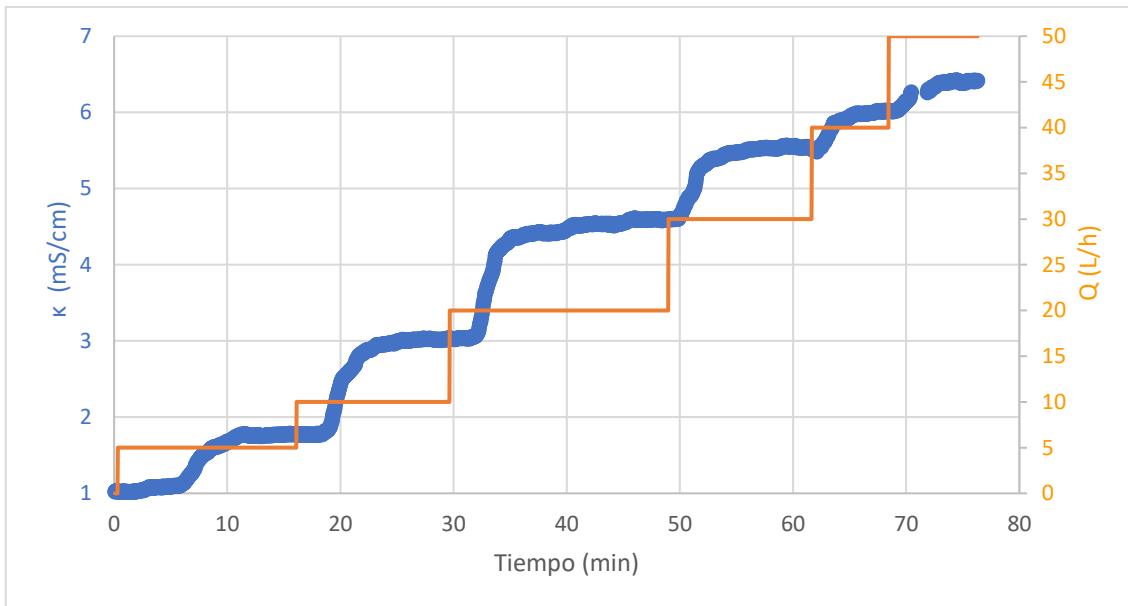


Figura 7.2 Comportamiento dinámico de RFP ante diferentes cambios escalón para un caudal de agua de 20L/h

Al igual que en el caso anterior, el primer y el segundo cambio escalón son de una amplitud de 5 L/h en el caudal de entrada de ácido clorhídrico en el reactor, y seguidamente se irá aumentando aplicando un escalón de 10 L/h en cada salto hasta llegar a un caudal de 50 L/h.

Una vez finalizadas las experiencias, se procede a separar los distintos escalones realizados de cada una de las distintas experiencias. Lo que se pretende conseguir separando cada uno de los escalones es observar la dinámica que sigue cada uno de estos escalones para posteriormente poder obtener una representación matemática de su comportamiento dinámico.

Para ello se debe trabajar en variables desviación, que tal y como se ha comentado anteriormente se obtienen restando el valor de cada variable el valor de ella en el estado estacionario inicial. Dicho valor se define como el último valor antes de que se produzca el cambio en la variable del sistema. Así, tal y como se comentó en el *punto 3.2*, se definen como:

$$y = \kappa - \kappa_{est} \rightarrow \text{Variable de salida}$$

$$u = Q - Q_{est} \rightarrow \text{Variable controlada}$$

$$t - t_{est} \rightarrow \text{Tiempo de duración de la experiencia.}$$

Una vez transformadas las variables características del escalón en variables desviación se procede a su representación. En la *figura 7.3* se presenta la variación de la variable desviación y con el tiempo para un RCTA (con agitación) y para un RFP (sin agitación). En ella se representa el escalón cuyo caudal de entrada de ácido clorhídrico es 40 L/h de la *figura 7.1* y de la *figura 7.2*. Se observa de forma más clara, como el sistema sin agitación presenta un mayor **retraso de transporte (b')** que el sistema con agitación, además el salto en variable desviación que se da tanto en el sistema con agitación como en el sistema sin agitación es casi igual, alcanzando un valor final, $y(\infty)$ similar. Por último, cabe destacar que para el sistema con agitación es más rápido y tarda menos en estabilizarse, es decir tiene una menor constante de tiempo (τ'), en relación con el sistema sin agitación.

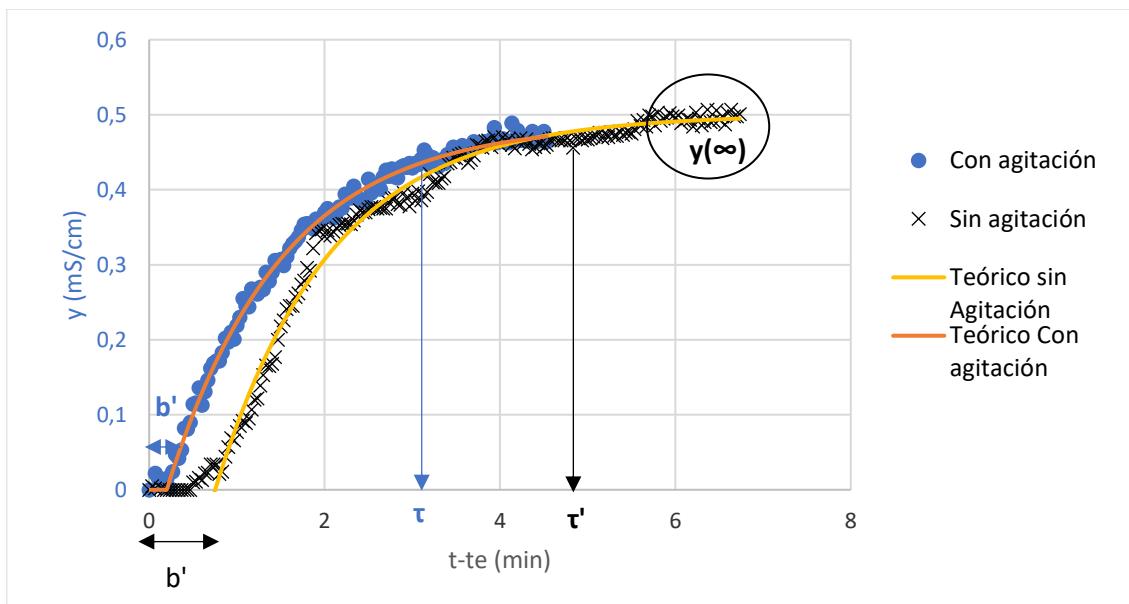


Figura 7.3 Escalón de 40 L/h para un caudal de agua de 20 L/h con y sin agitación.

En el nuevo estado estacionario o también llamado estado estacionario final, la conductividad permanece constante, y en forma de variables desviación, se denomina $y(\infty)$. Este dato se obtiene haciendo una media de los últimos valores obtenidos en la gráfica y vs t , para cada cambio escalón en la variable de entrada, tal y como se muestra en la *figura* anterior.

En esta *figura* también se observa el ajuste teórico del sistema representado por la *ecuación 3.15*, el cual como se puede comprobar que se ajusta de forma correcta tanto para el sistema con agitación como para el sistema sin agitación. Esto valida el modelo supuesto de un sistema de primer orden con retraso de transporte

Una vez obtenidos los distintos $y(\infty)$. Como se conoce la amplitud aplicada, se puede obtener la ganancia estacionaria del sistema, K , a partir de la expresión teórica (ec. 3.18). Tal y como se ha definido con anterioridad K representa la ganancia estacionaria del sistema que representa cuánto cambia la variable y ante un cambio escalón en u .

A continuación se muestran los datos de K y $y(\infty)$ para el sistema con agitación representado en la figura anterior:

$$y(\infty) = 0.489 \text{ mS/cm}$$

$$K = y(\infty) / A$$

$$K = 0.049 \text{ mS} \cdot \text{h} / L \cdot \text{cm}$$

Una vez conocido el valor de $y(\infty)$ se representa $\ln(y(s)-y(\infty)) / y(\infty)$ vs tiempo (ec 3.19), para así obtener los parámetros b y τ . Un ejemplo de esta representación se puede observar en la figura 7.4, donde se observan tres zonas claramente diferenciadas:

- Una primera zona donde los datos de la representación son prácticamente 0. Este rango de datos se corresponde al retraso de transporte, aproximadamente desde 0 a 0.25 minutos
- La segunda zona datos, de color naranja en el gráfico, tiene una tendencia lineal (la que interesa para obtener el resto de los parámetros).
- La última zona es una zona de datos dispersos representa el tiempo que tarda el sistema en alcanzar el nuevo estado estacionario.

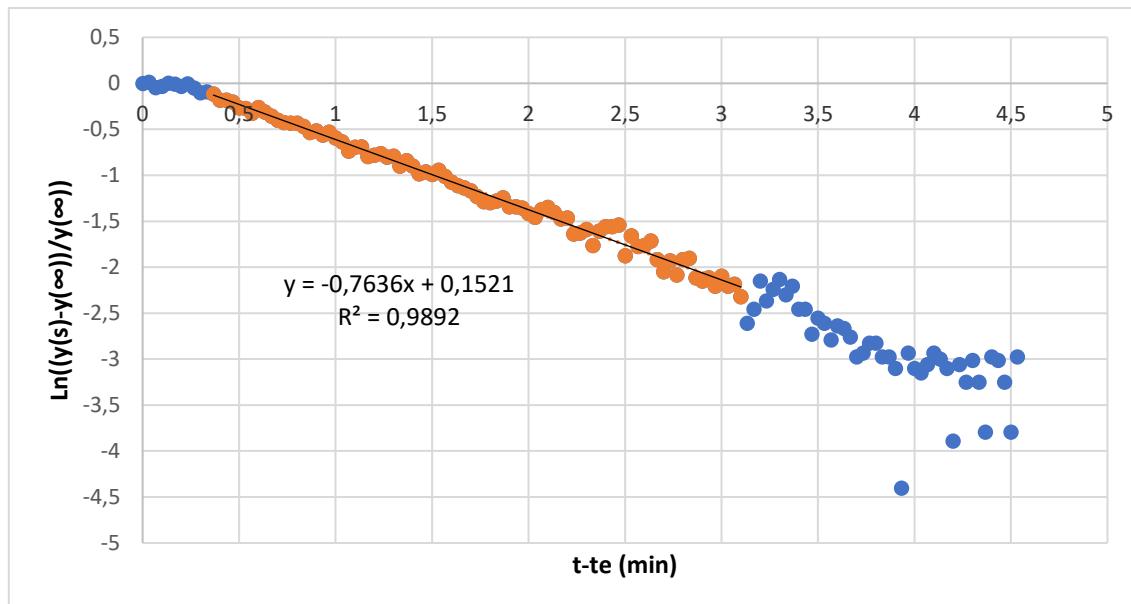


Figura 7.4 $\ln(y(s)-y(\infty)) / y(\infty)$ en función del tiempo para el escalón de 20 L/h de agua y 40 L/h de HCl y para el sistema con agitación

Mediante el ajuste por regresión lineal de la segunda zona de datos se obtiene una recta cuya ecuación es: $y = -0.7636x + 0.1521$. A partir de los valores de la pendiente y la ordenada en el origen se obtienen el resto de los parámetros necesarios para obtener el modelo matemático del sistema, τ y b .

$$\tau = -1/\text{pendiente} = -1/-0.7636 = 1.31 \text{ min}$$

$$b = \text{ordenada origen} \cdot \tau = 0.1521 \cdot 1.31 = 0.20 \text{ min}$$

Una vez obtenidos los tres parámetros, se puede representar la función de transferencia del modelo $G(s)$, para cada uno de los escalones, tal y como se muestra a continuación para el sistema con agitación con 20 L/h agua y 40 L/h de HCl

$$G(s) = \frac{0.049}{1.31 \cdot s + 1} \cdot e^{-0.2 \cdot s} \quad (7.1)$$

Para el resto de los escalones de las distintas experiencias se sigue el mismo procedimiento, y se obtienen los correspondientes valores de su función de transferencia.

En la *Tabla 7.1 y 7.2* se muestran cada una de las funciones de transferencia para los distintos cambios escalones, en presencia y ausencia de agitación, respectivamente.

Tabla 7.1 Resumen de las funciones de transferencia de los diferentes escalones implementados para las experiencias con agitación.

Caudal (L/h)	G(s)
5	$G(s) = \frac{0.1158}{2.21 \cdot s + 1} \cdot e^{-2.02 \cdot s}$
10	$G(s) = \frac{0.252}{2.32 \cdot s + 1} \cdot e^{-0.61 \cdot s}$
20	$G(s) = \frac{0.151}{1.95 \cdot s + 1} \cdot e^{-0.29 \cdot s}$
30	$G(s) = \frac{0.1028}{1.30 \cdot s + 1} \cdot e^{-0.24 \cdot s}$
40	$G(s) = \frac{0.049}{1.31 \cdot s + 1} \cdot e^{-0.20 \cdot s}$
50	$G(s) = \frac{0.048}{1.37 \cdot s + 1} \cdot e^{-0.16 \cdot s}$

Tabla 7.2 Resumen de las funciones de transferencia de los diferentes escalones implementados y para las experiencias sin agitación.

Caudal (L/h)	G(s)
5	$G(s) = \frac{0.15}{1.91 \cdot s + 1} \cdot e^{-5.64 \cdot s}$
10	$G(s) = \frac{0.253}{2.062 \cdot s + 1} \cdot e^{-2.36 \cdot s}$
20	$G(s) = \frac{0.1557}{2.56 \cdot s + 1} \cdot e^{-1.46 \cdot s}$
30	$G(s) = \frac{0.0957}{1.96 \cdot s + 1} \cdot e^{-0.68 \cdot s}$
40	$G(s) = \frac{0.05}{1.31 \cdot s + 1} \cdot e^{-0.75 \cdot s}$
50	$G(s) = \frac{0.387}{1.80 \cdot s + 1} \cdot e^{-0.92 \cdot s}$

En la *figura 7.5* se representa como varía la ganancia estacionaria del sistema en función del caudal de entrada de ácido de clorhídrico, para los dos modos de funcionamiento del reactor, RCTA y RFP. Se puede observar en la *figura* como el comportamiento de la variación de la **ganancia estacionaria** es bastante parecido, para el sistema actuando con agitación y para el sistema actuando sin agitación, excepto para el valor de caudal de 5 L/h.

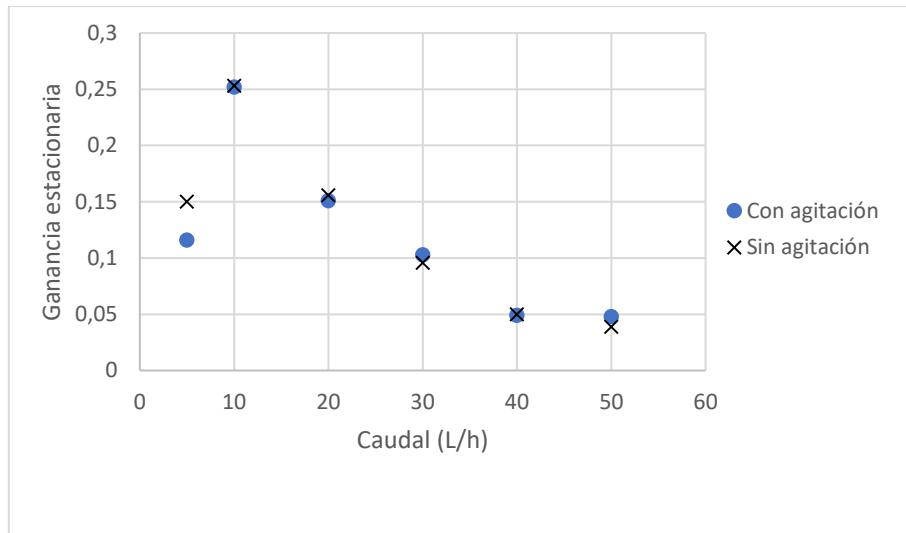


Figura 7.5 Variación de la ganancia estacionaria, para el sistema con agitación y sin agitación

Cuando se tiene una amplitud del caudal de 5 L/h, se observa como la ganancia aumenta, esto indica que a medida que aumenta el caudal se va a producir un cambio de mayor magnitud.

En cambio, cuando los saltos tienen una amplitud de 10 L/h (el resto de los saltos), la **ganancia estacionaria** disminuye a medida que el caudal va aumentando, lo cual indica que a medida que aumenta el caudal en estos saltos de amplitud 10 L/h, menor va a ser el cambio que se produzca en el sistema.

En la *figura 7.6* se representa como varía la constante de tiempo del sistema a medida que varía el caudal de ácido clorhídrico de entrada al reactor, para los dos modos de funcionamiento del reactor, con agitación y sin agitación. Tal y como se observa en la *figura* tanto para el sistema con agitación como con el sistema sin agitación τ sigue una evolución similar, en la que primeramente la **constante de tiempo** aumenta cuando el salto es de una amplitud de 5 L/h, y cuando se aplica el primer cambio escalón cuya amplitud es de 10 L/h, la constante de tiempo tiene una tendencia a disminuir para finalmente quedarse constante.

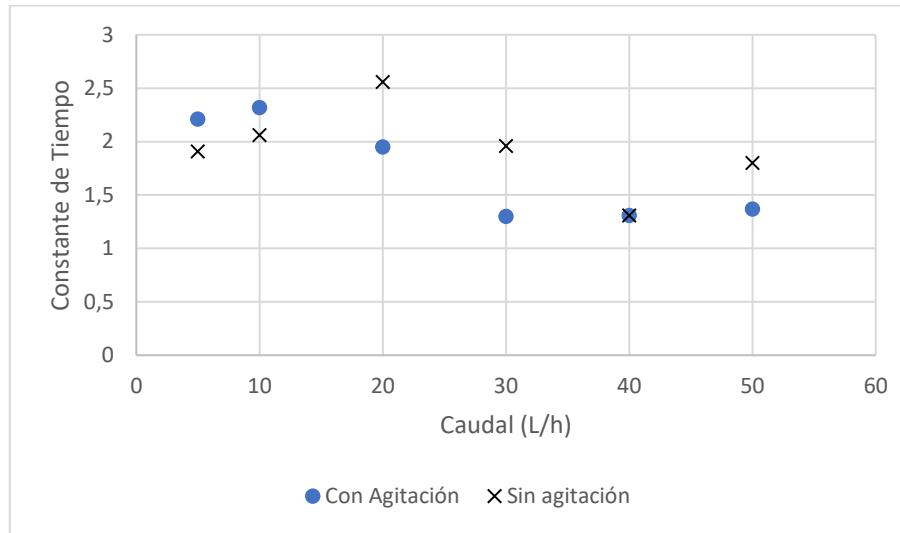


Figura 7.6 Variación de la constante de tiempo, para el sistema con y sin agitación

A pesar de que el sistema con agitación y en el sistema sin agitación siguen una dinámica muy parecida, existen diferencias entre ellos, ya que, para los dos primeros saltos en los que la amplitud es de 5 L/h la constante de tiempo es mayor para el sistema con agitación, esto lo que indica es que la velocidad del sistema para estos dos primeros saltos será mayor en el sistema sin agitación. Pero cuando los saltos en el sistema son de 10 L/h es al revés, la constante de tiempo es menor para el sistema con agitación es decir el sistema sin agitación será más lento que el sistema con agitación.

En la figura 7.7 se representa como varía el retraso de transporte en función del caudal de entrada de ácido clorhídrico al reactor para los dos modos de funcionamiento de este, con agitación (RCTA) y sin agitación (RFP). Se observa como el sistema sigue una dinámica muy parecida para ambos reactores, en donde el mayor tiempo muerto se encuentra en el menor caudal de entrada de ácido clorhídrico y éste, a medida que aumenta el caudal de entrada, disminuye hasta que a partir de un caudal de 30 L/h para el sistema con agitación empieza a ser casi inexistente.

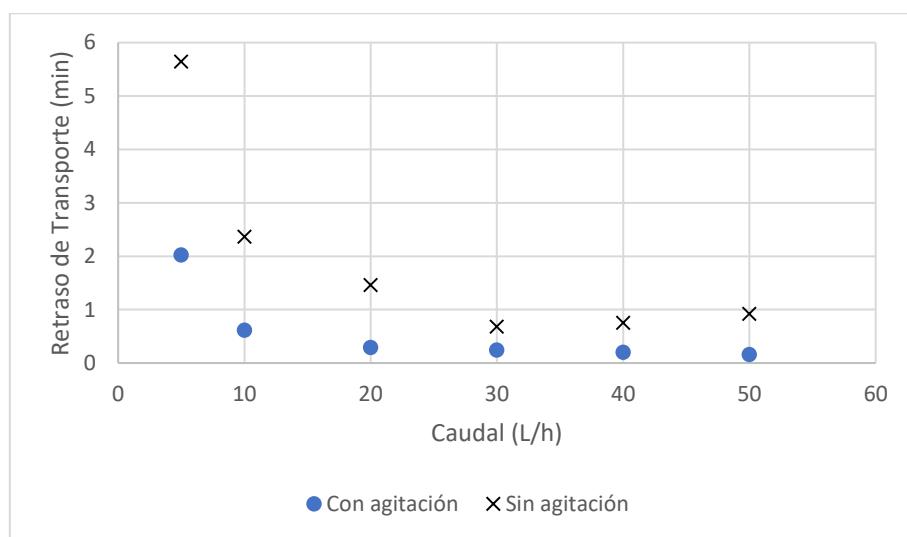


Figura 7.7 Variación del retraso del transporte, para el sistema con y sin agitación

Cuando el sistema actúa sin agitación funcionando como un RFP el retraso de transporte es mucho más grande que cuando el sistema actúa como un RCTA, esto es debido a que la presencia de la agitación hace que el RCTA se encuentre homogeneizado y por tanto el sensor sumergido en el reactor tardará menos en detectar una variación en la conductividad del reactor, en cambio para el sistema sin agitación, desde que el ácido entra al reactor, hasta que el sensor detecta este cambio tarda más tiempo, de ahí el mayor retraso de transporte para el sistema sin agitación.

Otra forma de estudiar el comportamiento dinámico del reactor es aplicando escalones de caudal de HCl de amplitud creciente y hacer que el sistema vuelva al estado estacionario inicial.

En la *figura 7.8* se representa este tipo de experiencias para el RCTA. En este caso también se fija el caudal de agua de entrada al reactor en un valor de $Q_{\text{agua}} = 20 \text{ L/h}$. A medida que aumenta el caudal de ácido que entra al reactor el sistema es más rápido y tarda menos en estabilizarse. También se observa una disminución del retraso de transporte a medida que aumenta el caudal. Por último, también cabe destacar que a medida que aumenta el caudal, la diferencia en los valores de $y(\infty)$ entre los diferentes caudales de clorhídrico es menor, ya que para el primer y el segundo caudal de 5 L/h y 10 L/h sí que se observa un aumento de la conductividad proporcional, ya que la conductividad varía de 1 a 2 mS/cm y de 1 a 3 mS/cm aproximadamente, con estos dos datos, y por tanto se podría decir que se trata de un sistema lineal. Pero para el caudal de 40 L/h y 50 L/h se observa un salto de 1 a 5.5 mS/cm y de 1 a 5.8 mS/cm, respectivamente, por lo que el aumento no es proporcional puesto que no se trata de un sistema lineal. Así el sistema llegará a un punto de saturación en el que, a pesar de introducir un mayor caudal de ácido clorhídrico al reactor, no existirá una variación significativa de la conductividad.

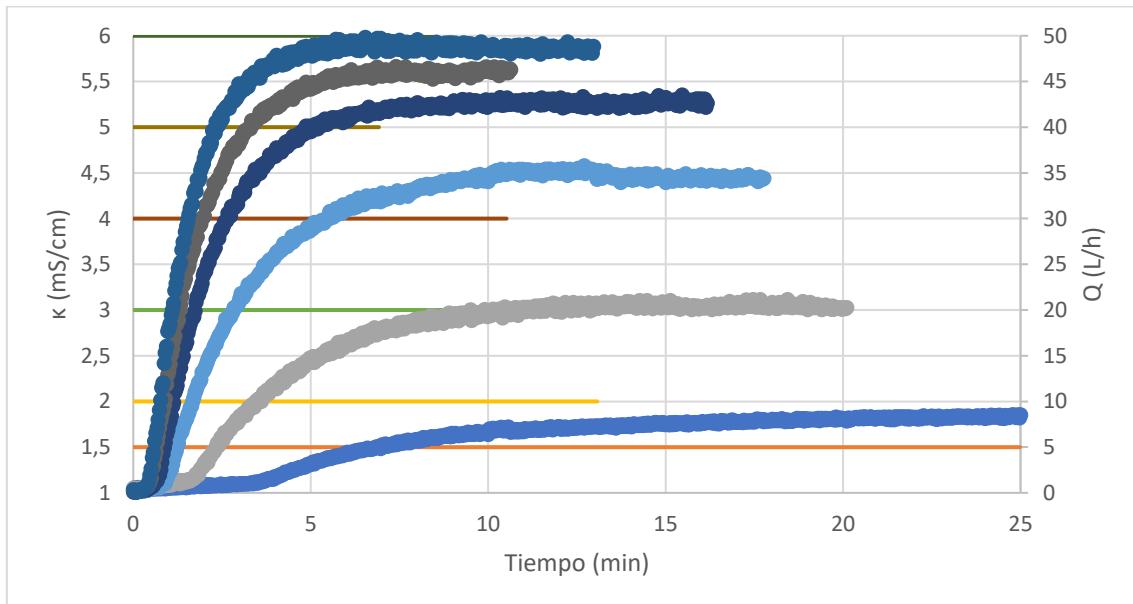


Figura 7.8 Comportamiento dinámico RCTA volviendo a condiciones iniciales para un caudal de agua de 20 L/h

En la *figura 7.9* se representa el mismo tipo de experiencia para el reactor actuando en forma de RFP, en este caso existe una diferencia, respecto al caso anterior, ya que en este caso el retraso de transporte que existe a la hora de trabajar con este reactor es mucho mayor que en el caso anterior, porque el RCTA al actuar con agitación, homogeneiza más rápido y la variación de conductividad se detecta más rápido en el sensor que mide dicha variable, que se encuentra a la salida del reactor. Además del tiempo muerto que presenta la medida de la variable hay que añadir el tiempo muerto que tarda el fluido en recorrer las conducciones o tuberías del sistema objeto de estudio.

Por último, cabe destacar que a medida que el caudal aumenta el tiempo muerto b disminuye, ya que al introducir al reactor un mayor caudal, el tiempo que tarda el ácido clorhídrico en ser detectado por

el sensor de conductividad es menor, porque la velocidad es mayor. Además, el tiempo que tarda en estabilizarse el sistema es menor también a medida que aumenta el caudal.

Al igual que en la experiencia anterior mostrada en la figura 7.8 se observa que para los dos primeros saltos escalón de 5 L/h y 10 L/h el aumento de la conductividad es proporcional, en cambio para los saltos de 30 L/h y 40 L/h se observa que a medida que aumenta el caudal el aumento de la conductividad es menor, por tanto al tratarse de un sistema cuyo aumento en la conductividad no es proporcional al aumento en el caudal se puede decir que se trata de un sistema no lineal.

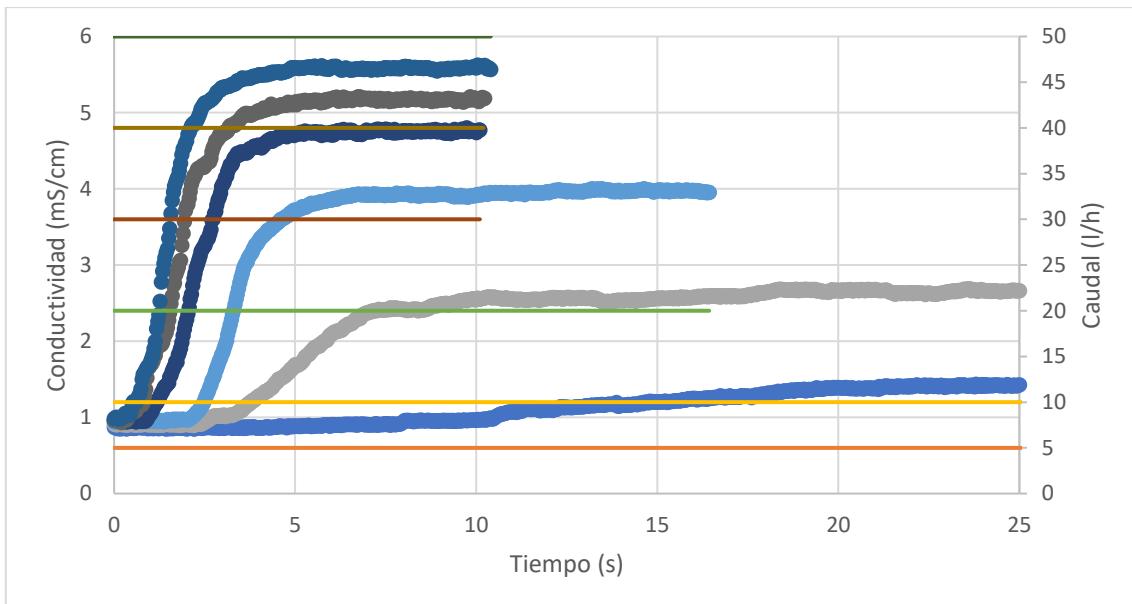


Figura 7.9 Comportamiento dinámico RFP volviendo a condiciones iniciales para un caudal de agua de 20 L/h

7.2 Diseño de los controladores

Una vez ya se ha realizado el estudio dinámico de los sistemas con agitación y sin agitación se procede al diseño de los distintos controladores para posteriormente evaluar su comportamiento.

Se ha trabajado en el diseño de dos tipos de controladores: el Controlador P y el Controlador PI. Estos dos tipos de controladores se diseñarán para cada uno de los casos mencionados anteriormente. Cabe destacar que la función de transferencia que se ha obtenido en cada uno de los escalones tan solo tiene en cuenta los elementos que hay entre u e y, es decir el proceso $G(s)$ y el instrumento de medida $H(s)$.

Para el diseño de cada uno de los controladores se tendrá que tener en cuenta la bomba que inyecta el ácido al tanque, que es un sistema de ganancia pura cuya ganancia es $K_b=17.2 \frac{L}{V \cdot h}$.

En la *figura 7.10* se representa un esquema del sistema de control de alimentación con los principales elementos que lo componen.

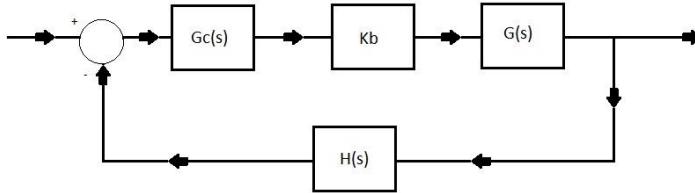


Figura 7.10 Diagrama de bloques del ciclo de realimentación estudiado.

Las funciones de transferencia obtenidas en el *punto 7.1* incluyen el conductímetro $H(s)$, el proceso $G(s)$, y elemento final de control, G_b :

$$G(s) \cdot K_b \cdot G_b(s) \cdot H(s) = \frac{K_b \cdot K}{\tau \cdot s + 1} e^{-bs} \quad (7.2)$$

Para el diseño de controladores por el **método de la curva de reacción del proceso**, tal y como se ha explicado en el *capítulo 3.4.1*, se calculará el valor del cociente entre los parámetros **b** y **τ**, para cada una de las funciones de transferencia calculadas anteriormente. El cociente entre estos dos parámetros se debe encontrar entre 0.1 y 1. En caso contrario se aplicará de otro método que se expondrá después.

A continuación, se muestran unas tablas resumen con los valores de cada K' , b y τ y el cociente entre estos dos últimos valores, tanto para las experiencias con y sin agitación. K' representa el producto de la ganancia estacionaria obtenida anteriormente, K y la constante K_b de la bomba.

Tabla 7.3 Tabla resumen de los parámetros para las experiencias con agitación

Caudal (L/h)	K' (mS/cm·V)	b (min)	τ (min)	b/τ
5	1.99	2.01	2.21	0.913
10	4.34	0.61	2.32	0.261
20	2.59	0.29	1.95	0.153
30	1.77	0.24	1.30	0.184
40	0.84	0.20	1.31	0.152
50	0.83	0.15	1.37	0.114

Tabla 7.4 Tabla resumen de los parámetros para las experiencias sin agitación

Caudal (L/h)	K' (mS/cm·V)	b (min)	τ (min)	b/τ
5	2.59	5.65	1.91	2.954
10	4.35	2.34	2.06	1.146
20	2.68	1.46	2.56	0.572
30	1.65	0.68	1.95	0.348
40	0.86	0.75	1.31	0.575
50	0.62	0.92	1.80	0.511

Tal y como se observa en las Tablas anteriores casi todos los escalones se van a poder calcular mediante el método de la curva de reacción del proceso excepto para los caudales de 5 L/h y de 10 L/h en las experiencias sin agitación, estos seguirán otros criterios de diseño.

A continuación, se expone un ejemplo de diseño para cada uno de los controladores en función de la aplicación de cada tipo de método.

Escalón 20 L/h con agitación

Este escalón tiene una amplitud de 10 L/h cuya función de transferencia teniendo en cuenta el elemento final de control es:

$$G(s) = \frac{2.59}{1.95 \cdot s + 1} \cdot e^{-0.29 \cdot s} \quad (7.3)$$

Entonces, observando el cociente entre sus parámetros b y τ: $b/\tau = 0.153$ donde $0.1 < b/\tau < 1$. Por tanto, en este caso se pueden aplicar las reglas de diseño de Ziegler Nichols de Ciclo abierto. Recogidas en la *Tabla 3.1*. Los parámetros característicos de cada uno de los controladores se encuentran recogidos en la siguiente tabla:

Tabla 7.5 Parámetros de los Controladores para el escalón de 20 L/h con agitación

	K _c	τ _i
P	2,52	
PI	2,27	0.991

Escalón 10 L/h sin agitación.

En este caso la función de transferencia queda de la siguiente forma

$$G(s) = \frac{4.35}{2.062 \cdot s + 1} \cdot e^{-2.36 \cdot s} \quad (7.4)$$

Donde $b/\tau = 1.146$, por tanto, como no cumple las condiciones necesarias para aplicar el método de la curva de reacción del proceso, se aplicará el criterio de estabilidad de Bode, explicado en el *punto 3.4.2*.

Primeramente, se supone un Controlador P de $K_c=1$. Así, la relación de amplitudes, para un sistema de primer orden con retraso de transporte, como es en nuestro caso quedará de la siguiente manera.

$$RA = \frac{Kc}{\sqrt{1 + (w \cdot \tau)^2}} \cdot 1 \quad (7.5)$$

Y el desfase quedará expresado de la siguiente forma:

$$\Phi = \text{arctg}(-\tau \cdot \omega_{\text{lim}}) - b \cdot \omega_{\text{lim}} = -\text{arctg}(2.062 \cdot \omega_{\text{lim}}) - 2.36 \cdot \omega_{\text{lim}} \quad (7.6)$$

La frecuencia límite, que es la frecuencia correspondiente a un desfase de -180° se obtiene, igualando la expresión anterior a $-\pi$:

$$-\pi = \text{arctg}(-\tau \cdot \omega_{\text{lim}}) - b \cdot \omega_{\text{lim}} = -\text{arctg}(2.062 \cdot \omega_{\text{lim}}) - 2.36 \cdot \omega_{\text{lim}} \quad (7.7)$$

$$\omega_{\text{lim}} = 0.879 \text{ rad/min} \quad (7.8)$$

Ahora, una vez se tiene el valor de la ω_{lim} , se sustituye en la *ecuación 7.5* para obtener la RA_L (relación de amplitudes en el límite de estabilidad).

$$RA_L = \frac{4.35}{\sqrt{1 + (0.879 \cdot 2.062)^2}} \cdot 1 = 2.11 \quad (7.9)$$

A continuación, la ganancia del controlador en el límite de estabilidad se obtiene:

$$K_C = \frac{1}{R A_L} = 0.4738 \quad (7.10)$$

Por último, para el diseño del controlador, habrá que calcular cuál es el periodo de oscilación en el límite de la estabilidad.

$$P_{\text{lim}} = \frac{2\pi}{w_{\text{lim}}} = 7.14 \quad (7.11)$$

Una vez calculadas todos los parámetros necesarios para el diseño de los controladores, simplemente hay que aplicar las reglas de Ziegler-Nichols de ciclo cerrado que se muestran en el *punto 3.4.2*. Los resultados obtenidos se muestran resumidos en la *Tabla 7.6*.

Tabla 7.6 Parámetros de los controladores para el escalón 10 L/h sin agitación

	K_C	τ_I (min)
P	0.2369	-
PI	0.2132	5.956

Como se ha mencionado anteriormente, según el valor del parámetro b/τ se aplicará un criterio de diseño u otro. En las siguientes tablas se recoge un resumen de los parámetros de cada controlador según el escalón sobre el cuál se está diseñando, la *tabla 7.7* corresponde a las experiencias con agitación y la *tabla 7.8* a las experiencias sin agitación.

Tabla 7.7 Parámetros de los controladores para las experiencias con agitación

Q (L/h)	Controlador P		Controlador PI
	K_C	K_C	τ_I
5	0.550	0.495	6.71
10	0.883	0.795	2.015
20	2.523	2.268	0.991
30	3.074	2.766	0.799
40	7.822	9.386	0.663
50	10.625	9.562	0.52

Tabla 7.8 Parámetros de los controladores para las experiencias sin agitación

Q (L/h)	Controlador P		Controlador PI
	Kc	Kc	τ _i
5	0.251	0.2265	12.06
10	0.237	0.2132	5.96
20	0.652	0.587	4.87
30	1.744	1.569	2.27
40	2.012	1.817	2.51
50	2.424	2.182	3.07

Respecto a la **ganancia proporcional K_c** de los controladores, tanto para el controlador P como para el controlador PI se puede observar que ésta va aumentando a medida que aumenta el caudal de entrada de ácido al reactor, esto ocurre tanto en el sistema con agitación como en el sistema sin agitación. Este aumento de la **ganancia del controlador** es debido que a medida que aumenta el caudal de ácido de entrada al reactor, menores son las variaciones que produce en la conductividad del sistema.

Sobre la **constante τ_i**, a medida que aumenta el caudal de entrada al reactor esta disminuye, al contrario que la ganancia proporcional, esto es debido a que a medida que aumenta el caudal de entrada al sistema, más rápido es el sistema y menos tiempo tarda en estabilizarse.

Seguidamente se muestran los resultados obtenidos cuando se implementa cada uno de los controladores, tanto para el controlador P como el controlador PI, para los dos tipos de reactor estudiados (RCTA y RFP)

7.3 Controlador proporcional (P).

El controlador Proporcional es un controlador que tan solo presenta un parámetro, K_c, cuyo valor, como se puede observar en las *Tablas 7.7 y 7.8* varía en función del caudal de ácido clorhídrico que se introduce en el reactor. Como se ha comentado en el punto anterior se tomará un valor intermedio y se realizarán unos saltos escalón en el Set-Point de 0.5, 1 y 2 mS/cm respecto el punto inicial del cual se parte.

7.3.1 Experiencias con agitación

En la *figura 7.11* se muestra el comportamiento del RCTA controlado mediante un controlador P, para los distintos saltos de Set-Point definidos previamente. Las condiciones de partida son 20 L/h de agua y 20 L/h de HCl.

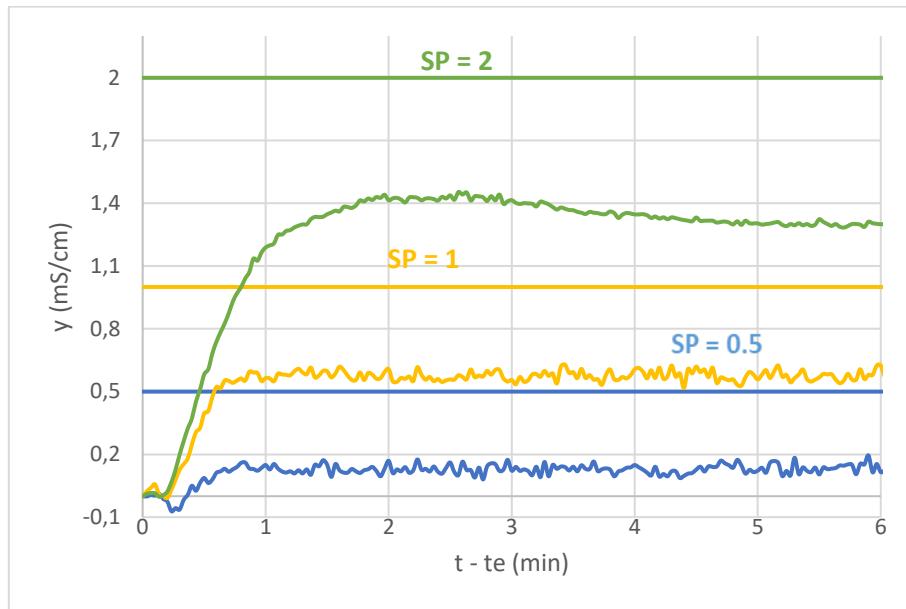


Figura 7.11 Evolución de la variable y con el tiempo para distintos cambios escalón en el Set-Point y para una K_c = 3.07

El primer cambio en el Set-Point es 0.5 mS/cm (representado de color azul en la *figura 7.11*). En este caso la variable y no alcanza el valor de Set-Point, sino que existe un offset bastante considerable, que se calcula como la diferencia entre el valor deseado de la variable, y_d , y el valor de dicha variable a tiempo infinito, $y(\infty)$. Para este caso: offset= SP- $y(\infty)$ = 0.5-0.15= 0.35 mS/cm. Cabe destacar que el valor de la ganancia del controlador seleccionado no es el correspondiente al de un salto de 0.5 mS/cm, esto provoca que al inicio de la experiencia de este salto de Set-point existan oscilaciones.

Para el segundo cambio en escalón en el Set-Point de 1 mS/cm, escalón próximo a las condiciones de diseño (representado de color amarillo en la *figura anterior*), al igual que en el salto anterior, existe un offset, es decir, que para este caso: offset= SP- $y(\infty)$ = 1- 0.6 = 0.4 mS/cm.

El último cambio escalón representado en la *figura 7.11* se trata de un salto en el Set-Point de 2 mS/cm (representado de color verde en el gráfico). Como es característico en los controladores proporcionales y se ha podido observar en los dos casos anteriores, existe un offset, que para este caso es: offset= SP- $y(\infty)$ = 2-1.4 = 0.6 mS/cm. En este salto se muestra un sobreimpulso máximo en la respuesta, que es oscilatoria.

Tras analizar los resultados, para el sistema con agitación, el controlador P podría ser una opción viable siempre y cuando el error permitido a la hora de controlar sea alto, o que el offset de los parámetros se encuentre entre cierto margen. Respecto a las oscilaciones se trata de un sistema que presenta pocas oscilaciones, por tanto, el elemento final de control (la bomba en nuestro caso) no se verá dañado.

7.3.2 Experiencias sin agitación

Una vez analizadas las experiencias con agitación para el controlador P se procede a analizar las experiencias sin agitación para el mismo controlador P. A Continuación, en la *figura 7.12* se muestra la variación de la variable y con el tiempo para un RFP en un Salto de Set-Point de 1 mS/cm. Las condiciones de partida son las mismas que en el caso anterior (20 L/h de agua y 20 L/h de HCl).

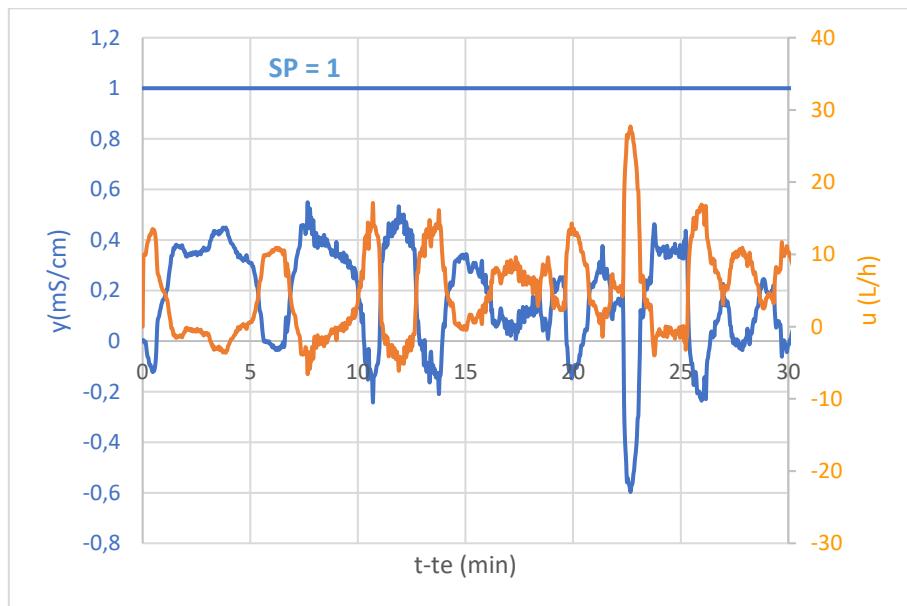


Figura 7.12 Evolución de las variables y e u con el tiempo para un cambio escalón en el SP de 1mS/cm utilizando un controlador P con $K_c = 1.74$

Tal y como se observa en la *figura 7.12* el sistema de control es totalmente inestable, a pesar de que se está utilizando la ganancia para el controlador P obtenida en el diseño. Por tanto, se decide reducir la ganancia del controlador, utilizando como ganancia del controlador un valor de $K_c = 0.5$.

En la figura 7.13 se muestra el comportamiento del RFP mediante un controlador P aplicando distintos cambios de Set-Point. Las condiciones de partida son las mismas que en los casos anteriores

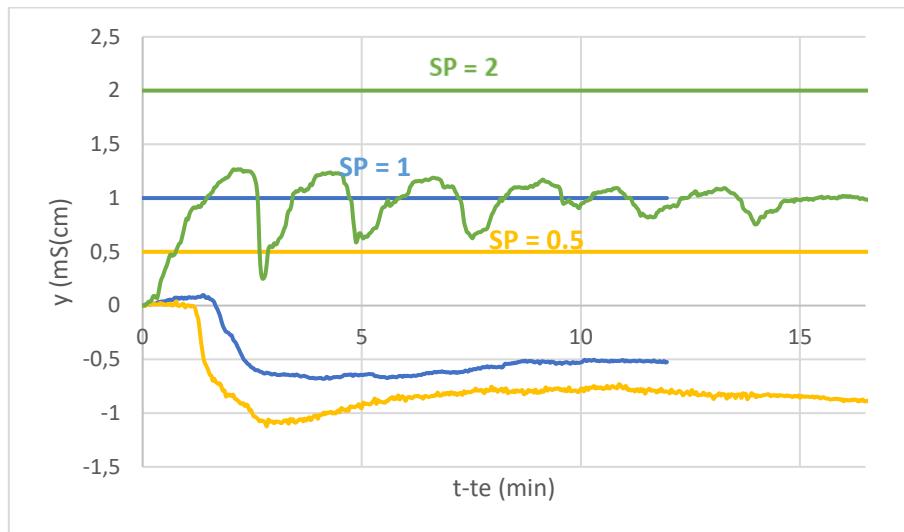


Figura 7.13 Evolución de la variable y con el tiempo para distintos cambios escalón en el Set-Point y para una $K_c=0.5$.

Para el salto en el Set-Point de 0.5 mS/cm, (que está representado de color amarillo en la *figura*), se observa que, al reducir tanto la ganancia, también disminuyen las oscilaciones del sistema, además de que se consigue estabilizar el sistema, pero presenta inconvenientes notables. El offset aumenta de forma considerable ya que el Set-Point es de 0.5 mS/cm y el valor obtenido para y (∞) es negativo, (cerca de y = -1 mS/cm), es decir, la variable a controlar se encuentra por debajo de las condiciones iniciales. Además, el sistema tarda cerca de 30 minutos en estabilizarse, por tanto, es un sistema muy lento e ineficiente a la hora de controlar un sistema.

Para el salto de Set-Point de 1 mS/cm (representado de color azul en la *figura*), las conclusiones que se extraen son las mismas que para el salto de 0.5 mS/cm

Por último, para el salto de Set-Point de 2 mS/cm (representado de color verde en la *figura*), se observa que el sistema alcanza el estado estacionario con un gran número de oscilaciones, pero al igual que en los casos anteriores presenta un offset demasiado grande. Para este Set-Point es interesante estudiar como varía la variable controlada con el tiempo por el tipo de respuesta que presenta. En la *figura* 7.14 se representa como varían las variables desviación u e y en un reactor RFP en el tiempo para este caso: Controlador P con K_c = 0.5.

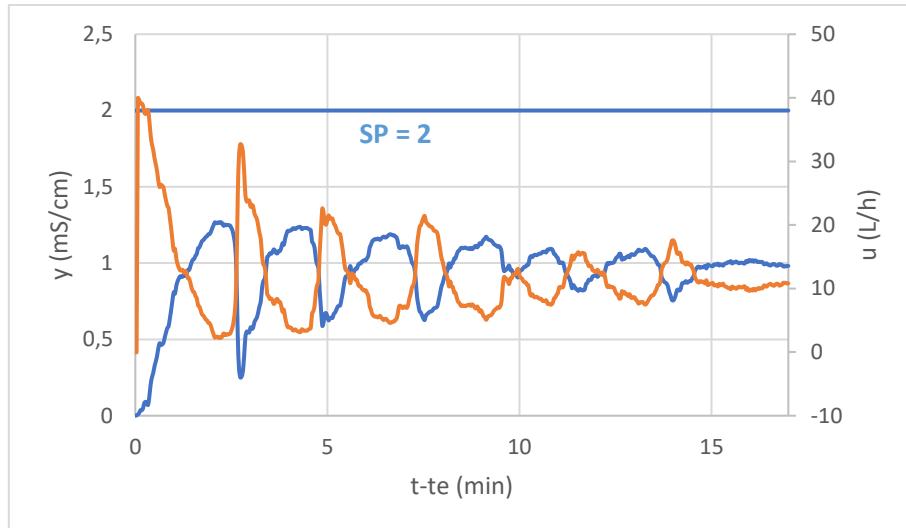


Figura 7.14 Evolución de las variables y e u con el tiempo para un cambio en el Set-Point de 2 mS/cm, utilizando un Controlador P con $K_c= 0.5$.

En la figura 7.14 se observa como a los 15 minutos el sistema se estabiliza prácticamente. La variable manipulada, Q_{HCl} , también presenta muchas oscilaciones, lo cual no interesa que suceda, ya que estas oscilaciones llevan a un mayor deterioro del elemento final de control, en este caso la bomba.

7.3.3 Simulación del Sistema

A continuación, se muestra una comparativa de los resultados obtenidos en las simulaciones realizadas para el sistema.

Primero se muestran las experiencias realizadas para el **sistema con agitación**. En la figura 7.15 se muestra la primera simulación realizada para un salto de Set-Point de 0.5 mS/cm para una $K_c=3.07$.

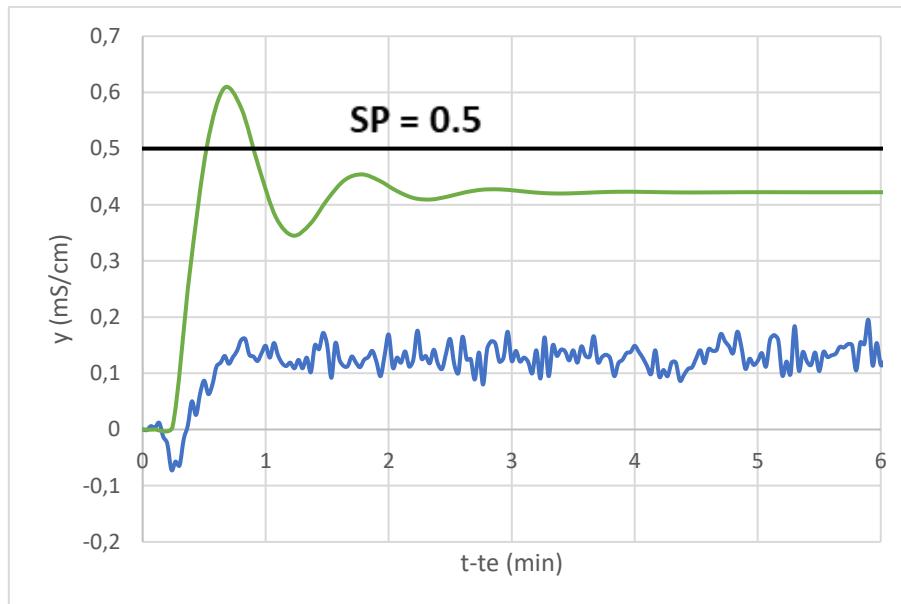


Figura 7.15 Comparativa de la simulación con el comportamiento real del sistema para un salto de Set-Point de 0.5 mS/cm y un controlador P cuya $K_c=3.07$. (RCTA).

En la *figura 7.15* se observan dos representaciones ante el salto en el Set-Point, la línea representada de color azul en el gráfico, corresponde al comportamiento real del sistema, y la línea de color verde representa la simulación realizada con la herramienta matemática Simulink. Se pueden observar claras diferencias entre el comportamiento del sistema simulado y el comportamiento real del sistema. La más notable es el offset existente, ya que el offset en la simulación es mucho menor que en la experiencia real, esto se debe a que se ha supuesto que el sistema es un sistema lineal, aunque como se ha comentado en el *punto 7.1* no se trata de un sistema lineal, aunque se pueda ajustar a un sistema lineal de primer orden con retraso de transporte. Otra diferencia significativa son los picos a la hora de medir la variable y , ya que al tratarse de una simulación no existen errores a la hora de medir este, pero en cambio en la experiencia realizada en el laboratorio, se observan picos, en la medición de la variable y .

A continuación, en las *figuras 7.16* y *17* se muestran las comparativas de las simulaciones con el comportamiento real del sistema para los saltos del Set-Point de 1 mS/cm y 2 mS/cm respectivamente.

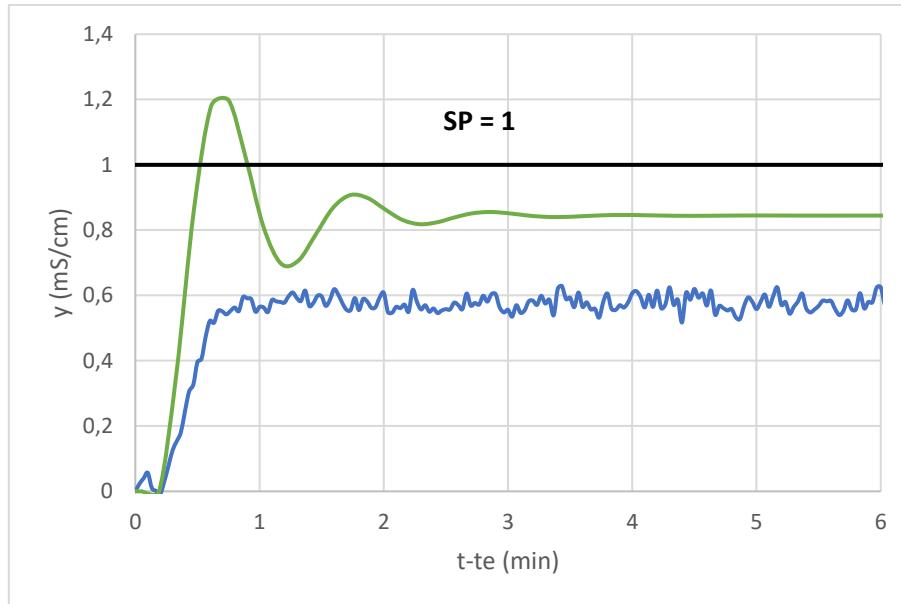


Figura 7.16 Comparativa de la simulación con el comportamiento real del sistema para un salto de Set-Point de 1 mS/cm y un controlador P cuya $K_c=3.07$, (RCTA).

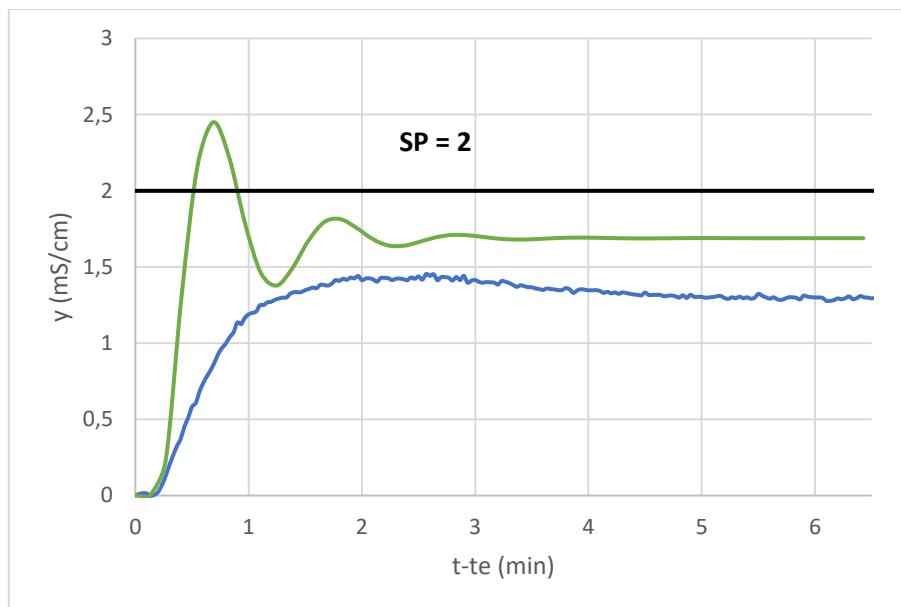


Figura 7.17 Comparativa de la simulación con el comportamiento real del sistema para un salto de Set-Point de 2 mS/cm y un controlador P cuya $K_c=3.07$ (RCTA).

Al igual que en el caso anterior la experiencia realizada en el laboratorio se muestra de color azul en el gráfico y la simulación del sistema de color verde. En todas las experiencias anteriores se observa la misma la presencia de offset, que en el caso de la simulación es menor. También se observa, que a medida que aumenta Set-Point, la diferencia entre ambos es menor. En la *figura 7.16* se observan las mismas oscilaciones que en la *figura 7.15* a la hora de medir la variable *y*. En cambio, en la *figura 7.17* estas oscilaciones a la hora de medir la variable *y* se observan menos acentuadas, aunque no se eliminan del todo.

Una vez analizadas las experiencias con agitación para el controlador P se muestran las comparativas de las simulaciones con los resultados obtenidos en el laboratorio, se procede a analizar las experiencias **sin agitación**. En la *figura 7.18* se muestra la comparativa realizada para el sistema sin agitación para un salto de Set-Point de 1 mS/cm cuya $K_c=1.57$.

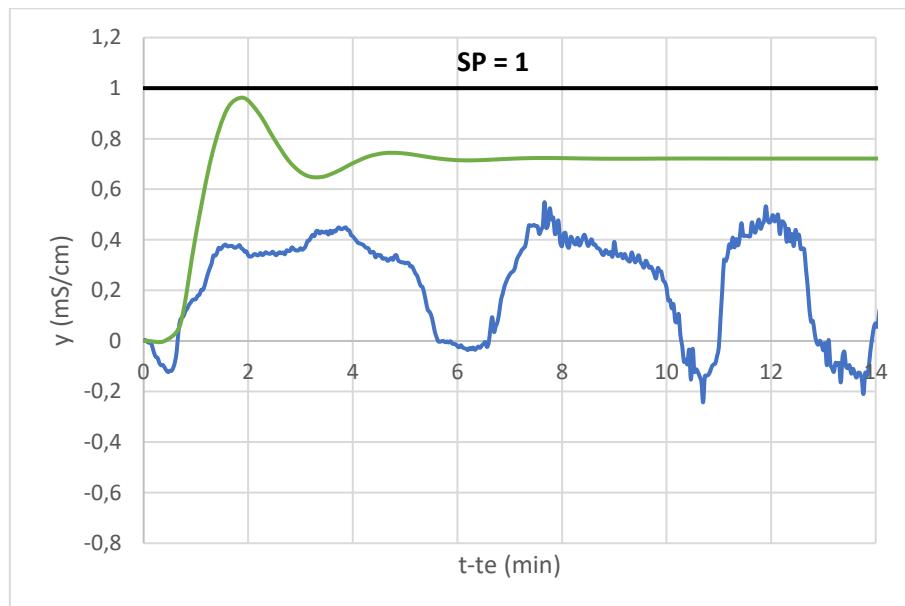


Figura 7.18 Comparativa de la simulación con el comportamiento real del sistema para un salto de Set-Point de 1 mS/cm y un controlador P con una $K_c=1.57$. (RFP).

En la *figura 7.18* se observa una clara diferencia entre la simulación de color verde y la experiencia realizada en el laboratorio de color azul. En la experiencia realizada en el laboratorio el sistema es inestable, sin llegar a estabilizarse en ningún momento, en cambio en la simulación se observa que el sistema tras unos 7 minutos aproximadamente se muestra estable con un pequeño off-set.

Al igual que en las experiencias realizadas en el laboratorio, se reduce la ganancia proporcional del controlador para así comparar los resultados obtenidos con las simulaciones. En la figura 7.19 se muestra la comparativa de la simulación (color verde) con el comportamiento real (color azul) para un salto en el Set-Point de 0.5 mS/cm y una $K_c = 0.5$. Se observa una clara diferencia entre las dos experiencias diferentes, la primera y la más notable es la del offset existente, ya que en la experiencia simulada el offset es mucho menor que en la experiencia realizada en el laboratorio, en la que la variable controlada se encuentra en valores inferiores a los del estado estacionario inicial. Otra diferencia notable es que en el sistema simulado se estabiliza mucho más rápido que en el sistema real, en el que en los 20 minutos que se muestra el gráfico no se encuentra estable.

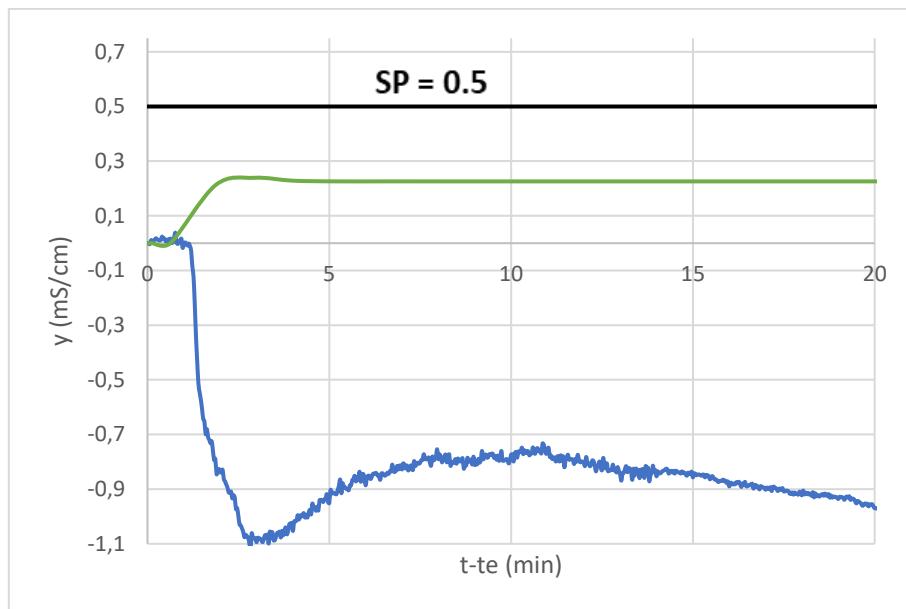


Figura 7.19 Comparativa de la simulación con el comportamiento real del sistema para un salto de Set-Point de 0.5 mS/cm y un controlador P con una $K_c=0.5$. (RFP).

A continuación, en las figuras 7.20 y 21 se muestran las comparativas para los saltos de Set-Point de 1 mS/cm y 2 mS/cm respectivamente, representando de color verde las experiencias simuladas y de color azul las realizadas en el laboratorio. En la figura 7.20 se observan las mismas diferencias que para el salto de Set-Point de 0.5 mS/cm.

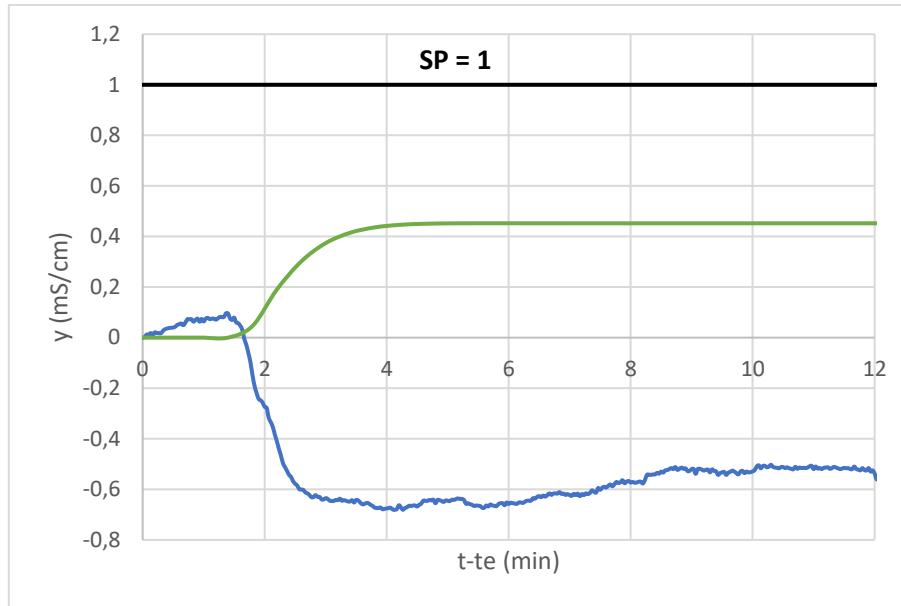


Figura 7.20 Comparativa de la simulación con el comportamiento real del sistema para un salto de Set-Point de 1 mS/cm y un controlador P con una $K_c=0.5$. (RFP).

En la figura 7.20, a diferencia de las anteriores el offset que existe entre la experiencia real y la experiencia simulada es muy parecido, la diferencia entre la experiencia real y la experiencia simulada para este caso radica en las oscilaciones y el tiempo que tarda en estabilizarse el sistema, en el cual la experiencia simulada apenas tarda 2-3 minutos y en la experiencia real tarda hasta 15 minutos.

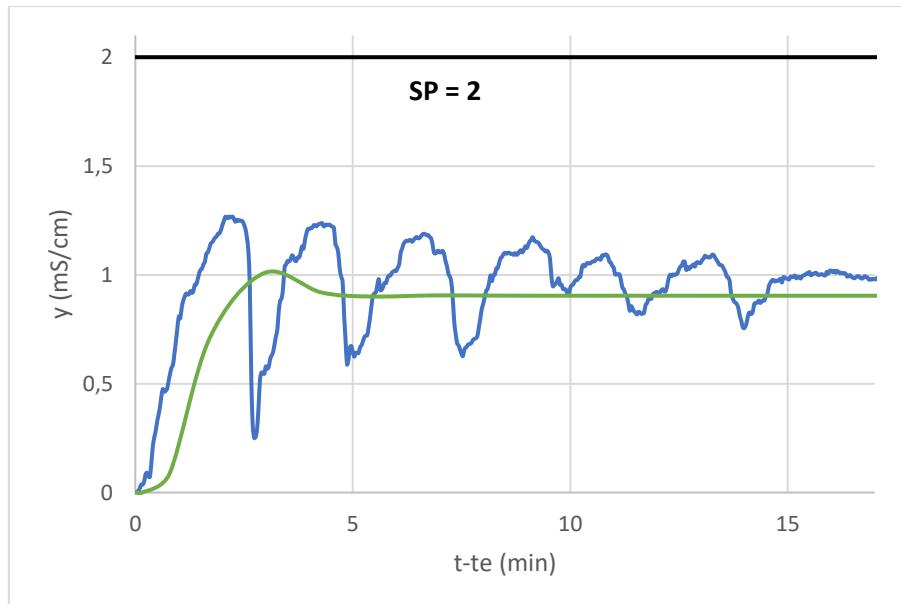


Figura 7.20 Comparativa de la simulación con el comportamiento real del sistema para un salto de Set-Point de 2 mS/cm y un controlador P con una $K_c=0.5$. (RFP).

7.4 Controlador PI

A continuación, una vez estudiado el sistema ante un controlador P, se procede a estudiar el sistema para un controlador PI. De la misma forma que para el controlador P, es decir, introduciendo cambios en forma de escalón en el Set-Point y seleccionando diferentes valores de los parámetros del controlador K_c y τ_i .

7.4.1 Sistema con agitación.

En la *figura 7.21* se muestra el comportamiento del RCTA controlado mediante un controlador PI para los distintos saltos de Set-Point estudiados anteriormente. Las condiciones de partida son 20 L/h HCl y 20 L/h de agua.

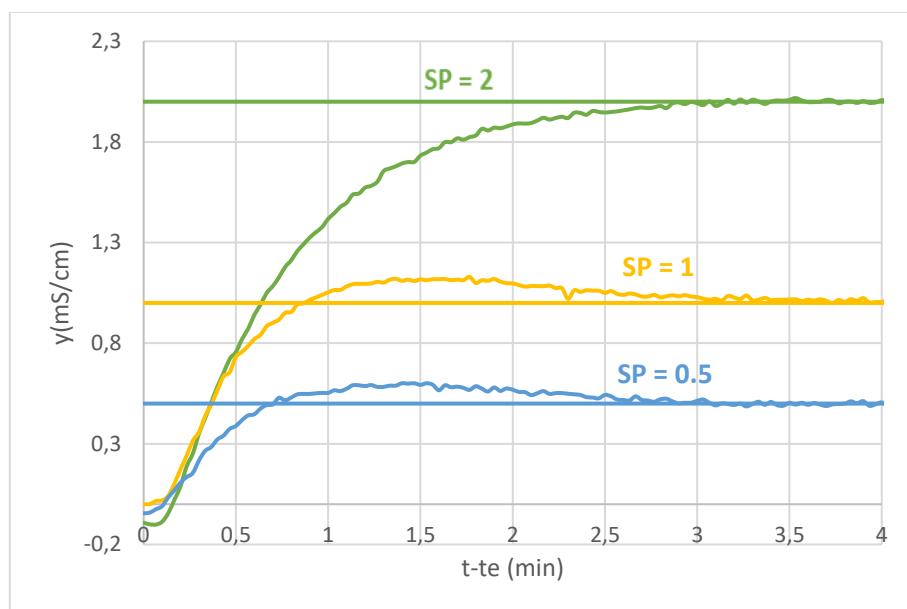


Figura 7.21 Evolución de la variable y con el tiempo para distintos cambios escalón en el Set-Point, y para los parámetros $K_c= 2.77$ y $\tau_i= 0.8$ min, (RCTA)

El primer cambio en el Set-Point realizado se trata de un cambio en el Set-Point de 0.5 mS/cm (representado en color azul en la *figura 7.21*). Se observa que, tal y como es característico en el controlador PI, se alcanza el Set-Point asignado sin ningún problema. La respuesta que muestra el sistema es una respuesta con una pequeña oscilación, que no es una oscilación muy notoria.

El segundo cambio aplicado en el Set-Point realizado se trata de un salto de 1 mS/cm (representado en la *figura 7.21 de color naranja*), muy próximo al cambio en las condiciones nominales (dónde se aplica un salto cuya amplitud en el Q_{HCl} es de 10 L/h de 20 L/h a 30 L/h). En este caso la respuesta del sistema muestra también una ligera subamortiguación. Del mismo modo que en el caso anterior, al tratarse de un controlador PI el offset es cero, y se consigue llegar al valor deseado.

Por último, el último salto en el Set-Point, de 2 mS/cm, (representado de color verde en la figura) no presenta oscilaciones y muestra una respuesta sobreamortiguada. Se trata de un fenómeno curioso ya que el salto aplicado en el Set-Point, no es cercano al salto en las condiciones nominales. Por tanto, en la figura 7.22 se analiza que es lo que puede suceder. Se muestra como varía la conductividad y el caudal con el tiempo en forma desviación, para un salto del Set-Point de 2 mS/cm.

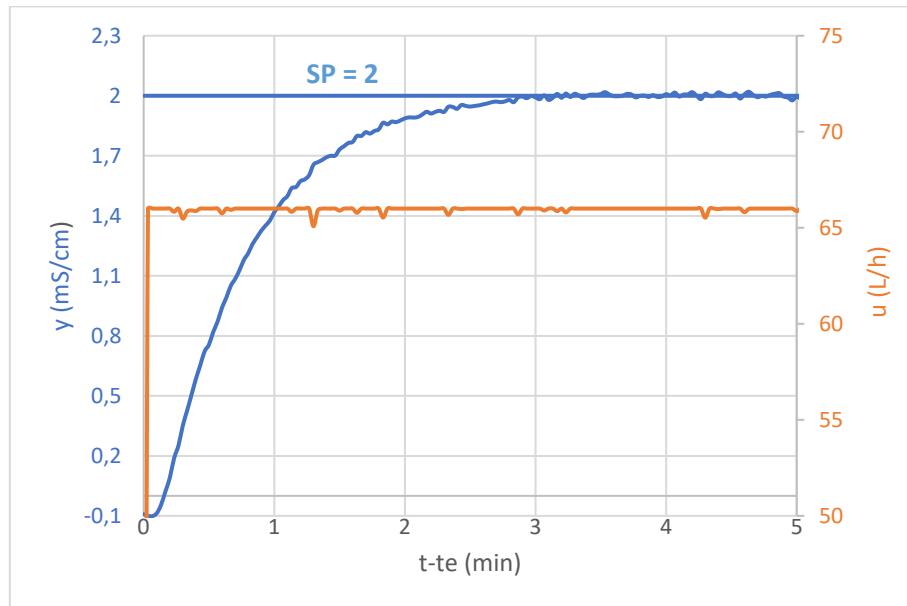


Figura 7.22 Evolución de las variables y e u con el tiempo para un salto de Set-Point de 2 mS/cm utilizando un Controlador PI con parámetros $K_c = 2.77$ y $\tau_i = 0.8$ min

Observando la Figura 7.22, se puede llegar a la conclusión de que la variable controlada (en este caso el caudal que impulsa la bomba), llega a un estado en el que se mantiene constante, y de ahí una vez ha alcanzado el Set-Point, este sigue sin variar ni oscilar, por tanto se puede concluir que la variable manipulada se encuentra saturada, y esto puede ser un inconveniente a la hora de controlar el sistema, porque significa que es el valor máximo que se puede obtener del elemento final de control, con lo que si se desea impulsar mayor caudal será imposible.

En conclusión, para un RCTA, un controlador PI podría ser una buena opción para controlarlo, ya que, tal y como se muestra en las experiencias anteriores, el sistema presenta estabilidad y además se observa que alcanza siempre el Set-Point en un tiempo bastante razonable y más bien corto, aproximadamente 4-5 minutos.

7.4.2 Sistema sin agitación.

Seguidamente se analiza el controlador PI ante un sistema sin agitación para observar si este será un buen sistema de control para un reactor de flujo pistón ya que en el punto 7.3.2 se ha llegado a la conclusión de que el controlador P no es un controlador adecuado para dicho reactor.

En la *figura 7.23*, al igual que en los casos anteriores se representan los tres saltos de Set-Point juntos para posteriormente analizarlos.

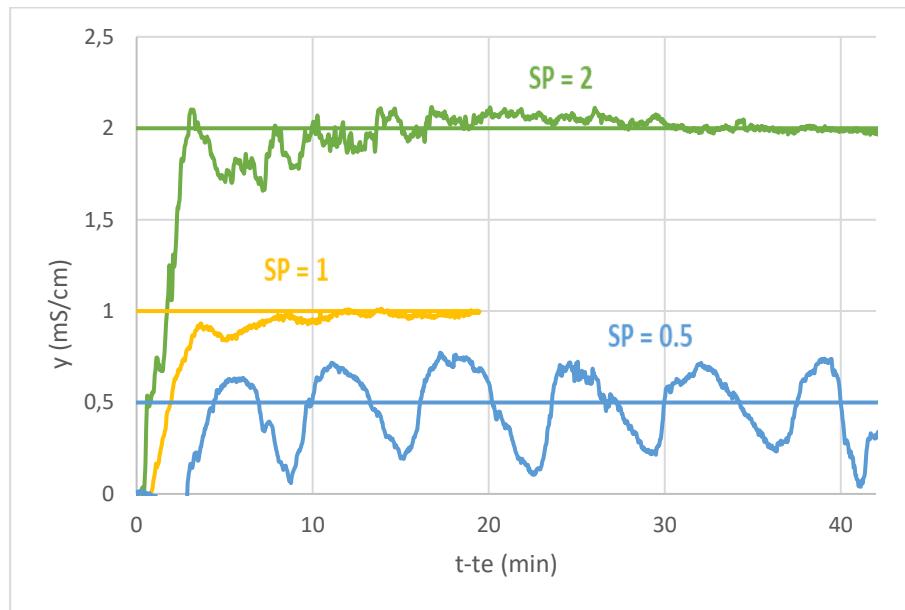


Figura 7.23 Evolución de la variable y con el tiempo para distintos cambios escalón en el Set-Point y para los parámetros $K_c = 1.57$ y $\tau_i = 2.27$ min.

El primer cambio en forma de escalón en el Set-Point es de 0.5 mS/cm, (representado de color azul en la *figura 7.23*). A simple vista este cambio escalón destaca ya que, a diferencia de los otros, a pesar de ser un controlador PI no alcanza un estado estacionario. Por tanto, se llega a la conclusión de que este sistema es inestable y, por tanto, para estabilizarlo se deberá reducir la ganancia del controlador.

El segundo salto de Set-Point es de 1 mS/cm, (representado de color amarillo en la *figura*). Este cambio se encuentra cercano a las condiciones de diseño. A pesar de ello, el sistema presenta oscilaciones y la respuesta que presenta el sistema es una respuesta sub amortiguada. Para este caso, al contrario que en el salto anterior se alcanza el Set-Point. El único inconveniente es que se trata de un sistema lento que tarda 20 minutos en alcanzar el Set-Point.

El último cambio escalón es el correspondiente a un salto en el Set-Point de 2 mS/cm, (representado de color verde en la *figura*). Aparentemente el sistema no presenta ningún tipo de complicación en alcanzar el Set-Point excepto algunas oscilaciones, puesto que el sistema presenta una respuesta subamortiguada. Además de que el tiempo que tarda en llegar al Set-Point es un tiempo excesivo, ya que, tarda 40 minutos hasta alcanzar el estado estacionario final.

Teniendo en cuenta el salto de Set-Point de 0.5 mS/cm, observado en la *figura* anterior que daba una respuesta inestable, se disminuye la ganancia del controlador, para ver si así el proceso se puede controlar. En la *figura 7.24* se observa como varían las variables desviación y e u , una vez se ha reducido la ganancia del controlador.

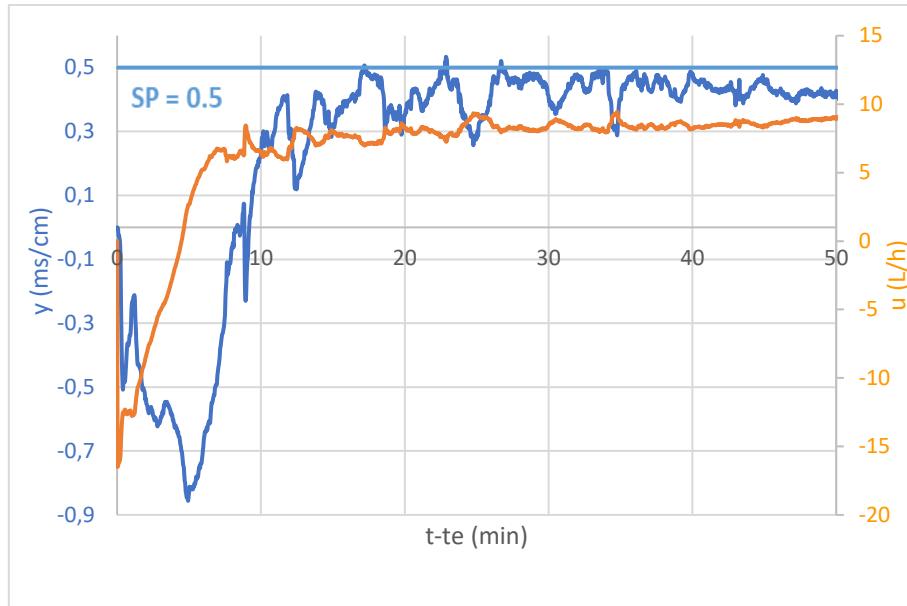


Figura 7.24 Evolución de las variables y , e y u con el tiempo para un cambio escalón en el Set-Point, de 0.5 mS/cm utilizando un Controlador PI con los parámetros $K_c = 0.38$ y $\tau_i = 2.27 \text{ min}$.

En la figura 7.24 se ha representado un Salto escalón de 0.5 mS/cm en el Set-Point reduciendo el valor de la ganancia estacionaria del controlador. Se trata de un sistema mucho más lento a la hora de estabilizarse, además se observa que presenta muchas oscilaciones. Finalmente, el sistema llega a estabilizarse tras unos 50 minutos.

Resumiendo, el **controlador PI** para un sistema en el que se utiliza un reactor flujo pistón es mejor que un controlador P. Pero esta mejora respecto el controlador P no lo hace el idóneo para este tipo de reactor, ya que, a pesar de que alcanza el Set-Point en todas las experiencias realizadas, el sistema de control es muy lento y por tanto no lo hace un sistema de control adecuado para este tipo de reactor.

7.4.3 Simulación del Sistema

Al igual que se ha realizado con el controlador P, para el controlador PI también se van a realizar una simulación del sistema, y se va a comparar la simulación del sistema con el comportamiento real de este. En las figuras siguientes, las representaciones de color verde corresponden a las simulaciones realizadas mediante Simulink y las representaciones de color azul corresponden a las experiencias realizadas en el laboratorio.

En la figura 7.25 se muestra la comparación entre el sistema simulado y la experiencia realizada en el laboratorio para el RCTA ante un cambio en el Set-Point de 0.5 mS/cm . Se observa que el controlador alcanza el Set-Point sin ningún problema, tanto en el sistema simulado como en la experiencia realizada en el laboratorio, tal y como es característico en un controlador PI. Pero, existe una diferencia entre la simulación y el comportamiento real y es el número de oscilaciones, el sistema real presenta menos oscilaciones que en la simulación.

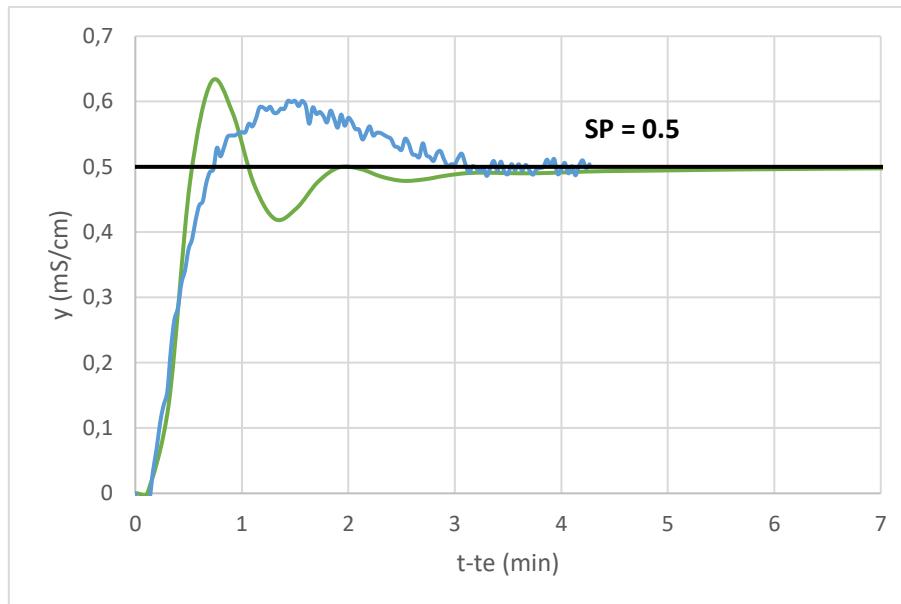


Figura 7.25 Comparativa de la simulación con el comportamiento real del sistema para un salto de Set-Point de 0.5 mS/cm y un controlador PI con $K_c=2.77$ y $\tau_i=0.8$ min (RCTA)

En las *figuras 7.26 y 27* se representan las comparativas para los saltos en el Set-Point de 1 mS/cm y 2 mS/cm respectivamente. En estas figuras se observan los mismos comportamientos que en la *figura 7.25*, mayor número de oscilaciones en la experiencia simulada y en los dos casos se alcanza el Set-Point sin ningún problema.

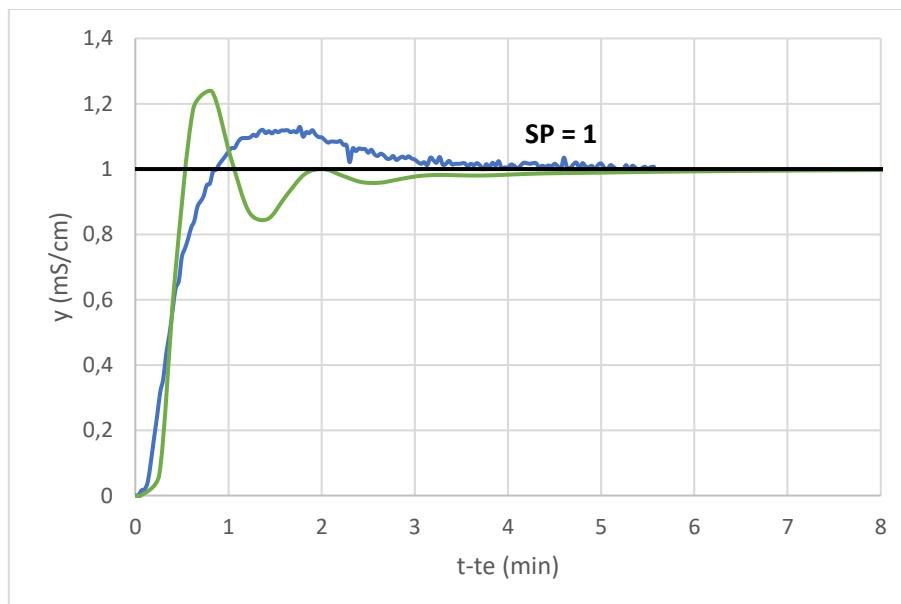


Figura 7.26 Comparativa de la simulación con el comportamiento real del sistema para un salto de Set-Point de 1 mS/cm y un controlador PI con $K_c=2.77$ y $\tau_i=0.8$ min. (RCTA).

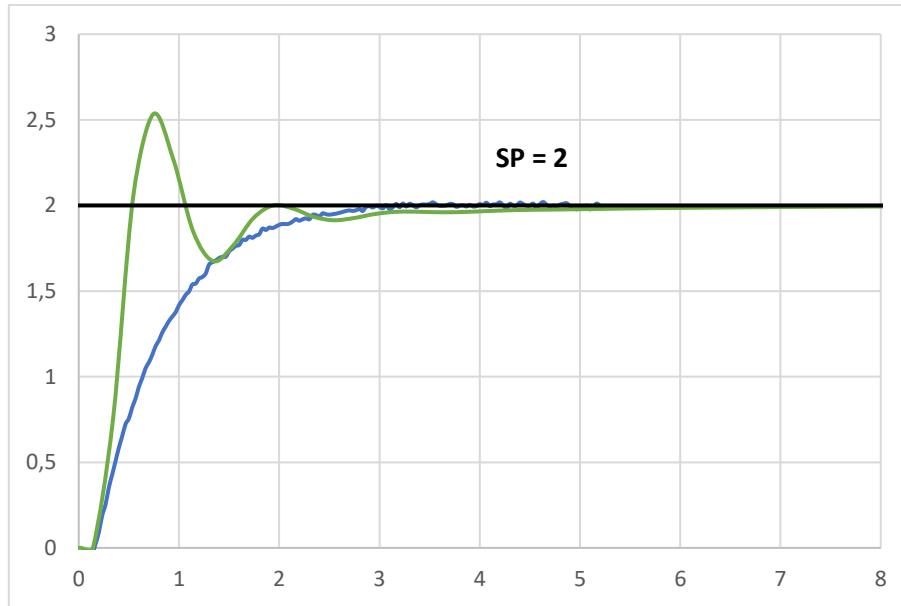


Figura 7.27 Comparativa de la simulación con el comportamiento real del sistema para un salto de Set-Point de 2 mS/cm y un controlador PI $K_c = 2.77$ y $\tau_i = 0.8$ min, (RCTA).

Una vez analizadas las comparaciones en las experiencias con agitación, se procede a analizar las experiencias **sin agitación**. En la figura 7.28 se muestra la experiencia para un salto de Set-Point de 0.5 mS/cm. En esta figura se observa que ni en la experiencia realizada en el laboratorio, se alcanza el Set-Point, ya que se muestra inestable, tal y como se ha comentado en el punto 7.4.1, y en la experiencia simulada tampoco se alcanza el Set-Point, sino que el sistema se queda oscilando alrededor de este.

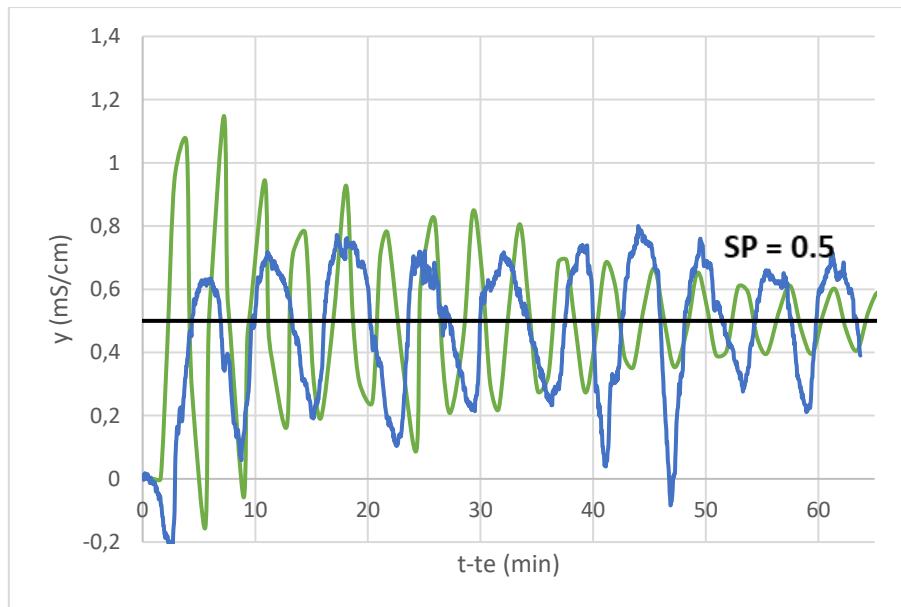


Figura 7.28 Comparativa de la simulación con el comportamiento real del sistema para un salto de Set-Point de 0.5 mS/cm y un controlador PI con $K_c = 1.57$ $\tau_i = 2.27$ min. (RFP).

En las siguientes *figuras 7.29 y 7.30* se muestran las comparativas entre las experiencias simuladas y el comportamiento real del sistema para un salto de Set-Point de 1 mS/cm y 2 mS/cm, respectivamente. Las conclusiones que se pueden extraer para estas dos figuras son las mismas, ya que, para la experiencia real, en los dos casos se alcanza el Set-Point tras un tiempo de 10-15 minutos aproximadamente, en cambio para la experiencia simulada, el sistema se muestra inestable, en el cual las oscilaciones se van disminuyendo a medida que pasa el tiempo, pero no se alcanza el valor deseado en el tiempo que dura el experimento.

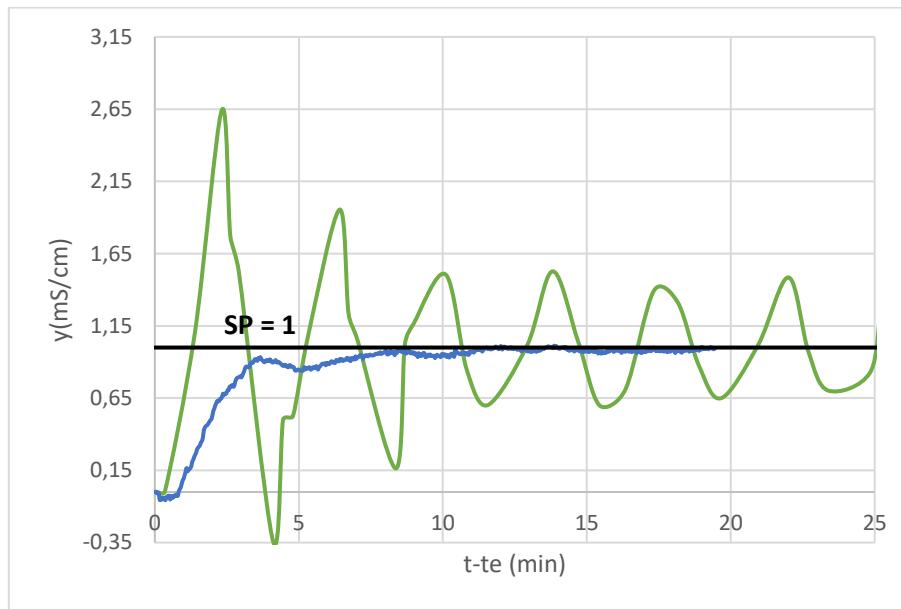


Figura 7.29 Comparativa de la simulación con el comportamiento real del sistema para un salto de Set-Point de 1 mS/cm y un controlador PI con $K_c= 1.57$ y $\tau_i= 2.27 \text{ min.}$ (RFP).

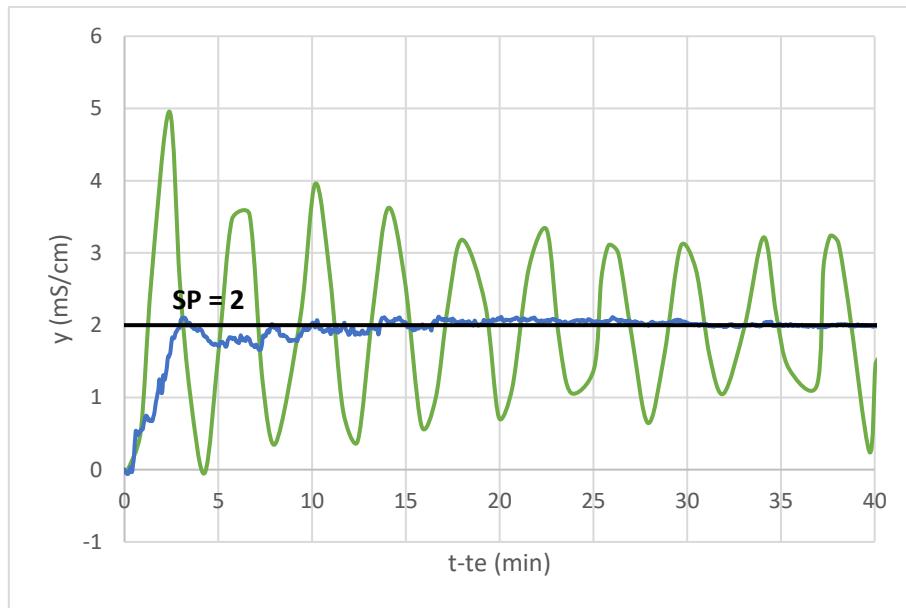


Figura 7.30 Comparativa de la simulación con el comportamiento real del sistema para un salto de Set-Point de 2 mS/cm y un controlador con PI $K_c = 1.57$ y $\tau_i = 2.27$ min, (RFP).

7.5 Propuestas de mejora: Predictor Smith

Como se ha podido observar en los puntos anteriores, el control del reactor **sin agitación** es complicado, ya que, se muestra inestable en algunos casos y para los casos que no se muestra inestable presenta un tiempo muy alto hasta alcanzar el nuevo estado estacionario e introduce muchas oscilaciones en el sistema, lo cual lo convierte en un control ineficiente.

Por tanto, para conseguir mejorar el sistema de control cuando el reactor actúa como un RFP se decide implementar un Predictor de Smith. Se decide realizar una simulación mediante la herramienta matemática Simulink, incluida en el software informático de MATLAB. La simulación se realizará a partir de la función de transferencia obtenida en el estudio del comportamiento dinámico del sistema, para un caudal de 30 L/h, que se encuentra en la *Tabla 7.4*. A continuación en la *figura 7.31* se muestra el diagrama de bloques realizado en Simulink, para la implementación del predictor Smith.

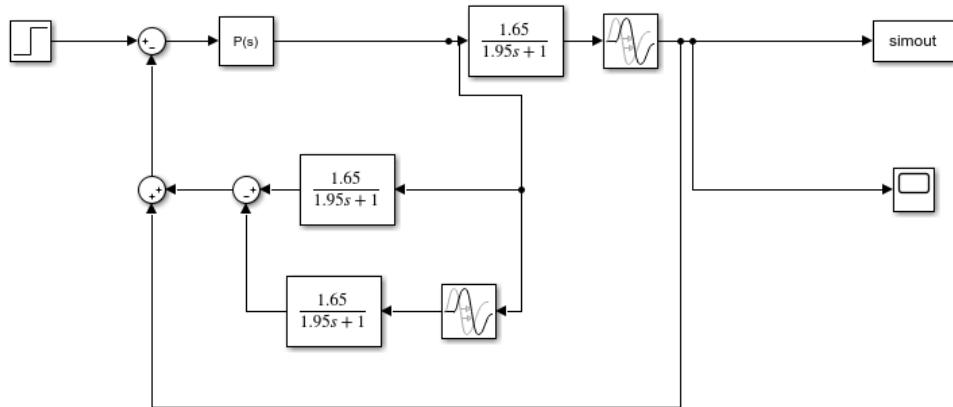


Figura 7.31 Predictor Smith implementado en Simulink.

El Predictor Smith que se decide implementar es suponiendo un modelado perfecto en donde $G'(s)=G(s)$, como se puede observar en la figura 7.31 y como se ha detallado previamente en el punto 4. Seguidamente en la figura 7.32 se muestra la simulación del predictor de Smith para cada uno de los saltos en el Set-Point descritos anteriormente y utilizando un controlador P. Como se observa en la figura, el predictor de Smith ayuda al sistema a que se estabilice sin oscilaciones, ya que se consigue corregir el efecto del tiempo muerto en el sistema. Además, el tiempo que tarda en alcanzar el nuevo estado estacionario es mucho menor que utilizando un controlador convencional en un ciclo de realimentación. La respuesta del sistema con el controlador P se muestra una respuesta sobre amortiguada, en la que no existen oscilaciones para alcanzar el nuevo estado estacionario.

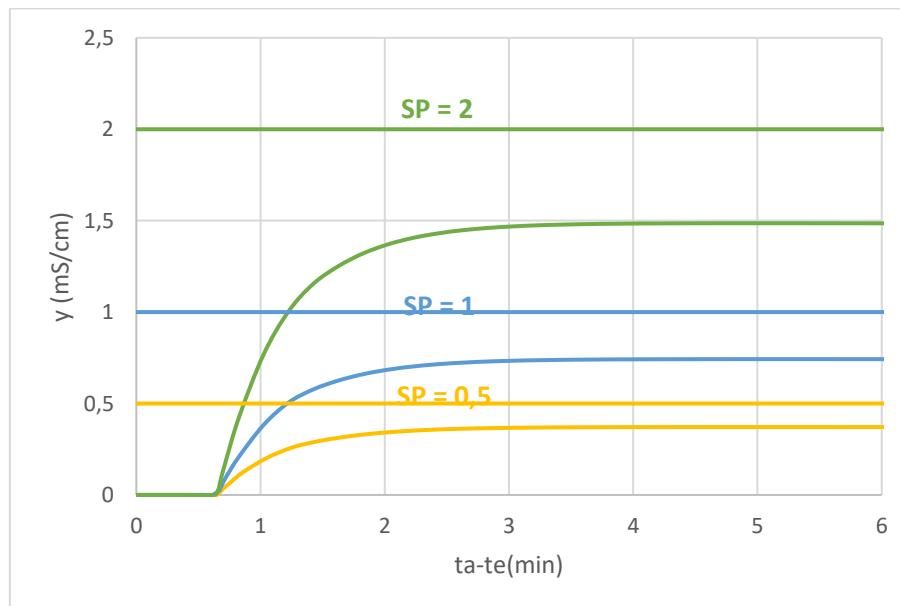


Figura 7.32 Simulación del Predictor de Smith utilizando un Controlador P con $K_c = 1.74$, (RFP).

A continuación, en la *figura 7.33* se muestra la simulación utilizando el predictor de Smith realizada con Simulink en presencia del Controlador PI. en los tres casos la respuesta del sistema se muestra con una ligera subamortiguación, esta se acentúa a medida que el salto en el Set-Point es mayor. Además, siempre se alcanza el valor deseado, como es característico de los controladores PI.

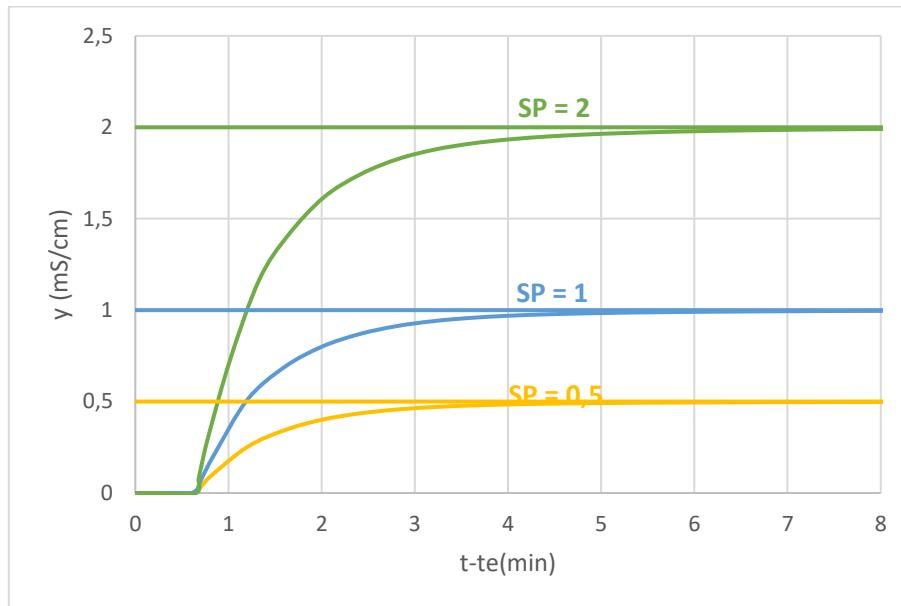


Figura 7.32 Simulación del Predictor de Smith perfecto utilizando un Controlador PI con $K_c = 1.57$ y $\tau_i = 2.27$, (RFP).

En las experiencias anteriores, el modelado del predictor de Smith es un modelado perfecto, pero tal y como se ha comentado en el punto 4, el modelado perfecto no se cumple en la realidad debido a la simplicidad de linealizar el sistema. Así, para realizar una simulación más aproximada a la realidad se realiza un cambio en el Predictor de Smith, suponiendo que existe un error del 25% en el tiempo muerto del predictor de Smith. En la *figura 7.33* se representa la simulación de este predictor de Smith. En esta se observa como los distintos Set-Point, alcanzan el nuevo estado estacionario, con un ligero subamortiguamiento en la respuesta.

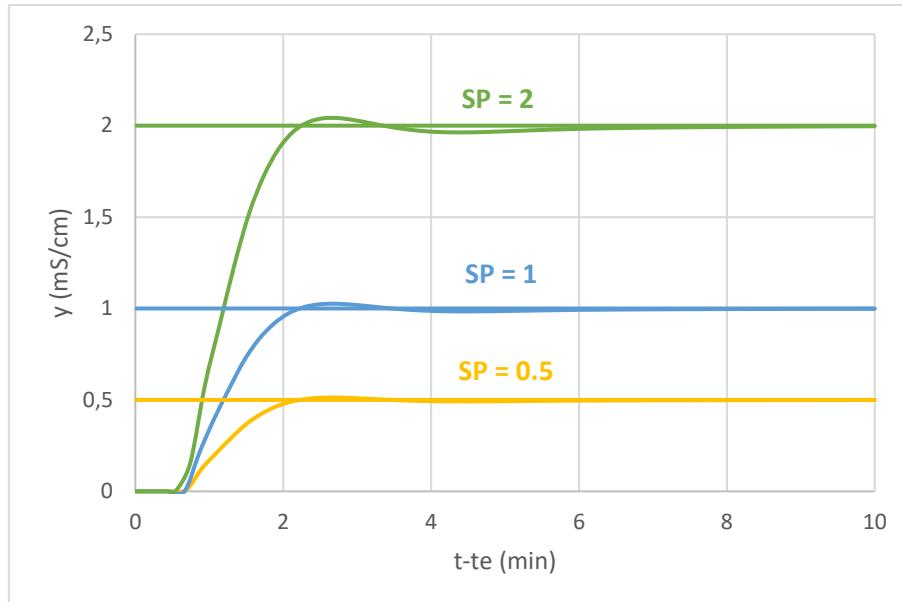


Figura 7.33 Simulación del Predictor de Smith utilizando un Controlador PI con $K_c = 1.57$ y $\tau_i=2.27$, (RFP)

En la *figura* anterior se observa que a pesar de que el modelado del Predictor de Smith no es perfecto, se alcanza el nuevo estado estacionario mostrando una respuesta subamortiguada con ligeras oscilaciones.

A continuación, en la *figura 7.34*, se representa la diferencia entre los diferentes controladores, cuando el modelado del predictor es perfecto, cuando el modelado del predictor tiene errores y por último el controlador PI mediante un ciclo de realimentación convencional, para un Set-Point de 1 mS/cm. En la *figura* se representa de color azul la experiencia para el modelado perfecto, de color amarillo la experiencia para el modelado con errores y de color verde la experiencia para el sistema controlado mediante un ciclo de realimentación. Se observa cómo las respuestas del control del sistema cuando se utiliza un Predictor de Smith son muy parecidas entre sí. La principal diferencia es que cuando se utiliza un Predictor con errores de modelado el tiempo que tarda en alcanzar el nuevo estado estacionario es mayor y la respuesta es más oscilatoria, por tanto, presenta una subamortiguación mayor. Para el control del sistema con un controlador PI mediante un ciclo de realimentación convencional la respuesta del sistema es inestable.

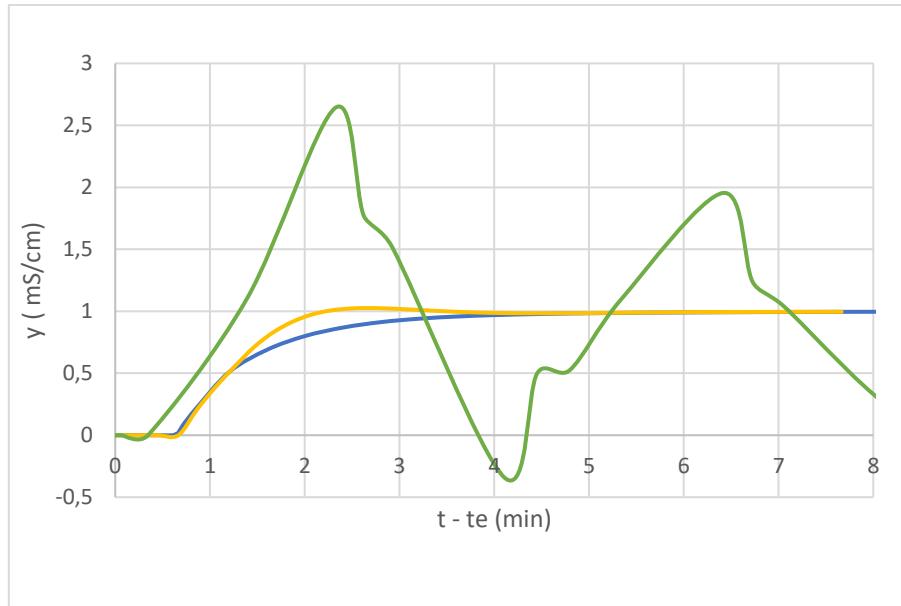


Figura 7.34 Comparación de las simulaciones entre un predictor de Smith perfecto, un predictor de Smith con errores de modelado y un controlador PI convencional cuyos parámetros son $K_c = 1.57$ y $\tau_i = 2.27$ (RFP).

Resumiendo, el **predictor Smith** para un RFP es mejor que los controladores convencionales por realimentación. En todos los casos se alcanza el nuevo estado estacionario, en el caso del Controlador P con offset y en el Controlador PI, sin offset. El predictor Smith reduce el tiempo que tarda en alcanzar el nuevo estado estacionario y reduce en gran medida las oscilaciones del sistema hasta que alcanza el nuevo estado estacionario, independientemente de que el modelado del Predictor sea perfecto o tenga errores en su modelado.

8. CONCLUSIONES

8.1 Comportamiento dinámico del sistema

Con respecto a las curvas del comportamiento dinámico, cabe destacar que el sistema como se ha podido comprobar no es un sistema totalmente lineal, aunque se pueda tratar como un sistema de primer orden con retraso de transporte.

Así que teniendo en cuenta los parámetros del sistema obtenidos para cada uno de los cambios escalón producidos en la variable manipulada, se puede concluir que:

El valor de la **ganancia estacionaria (K')** del sistema, tanto para el RCTA como para el RFP aumenta cuando se da un salto en el caudal de ácido clorhídrico de 5 L/h y disminuye a medida que se van aplicando consecutivamente los siguientes saltos en el caudal de ácido clorhídrico de 10 L/h. Esto se debe a que al aumentar el caudal con amplitud de 5 L/h la conductividad variará en mayor medida que cuando se aplican los cambios de 10 L/h en la que los cambios serán menores. Como se ha comentado el sistema no es lineal, ya que, si este sistema fuese lineal, la ganancia estacionaria permanecería constante ante un mismo salto en la variable de entrada.

Respecto a los valores obtenidos de la **constante de tiempo (τ)**, éstos para los saltos de 5 L/h. Cuando se aplican los sucesivos saltos de caudal, la constante de tiempo tiende a disminuir, para estabilizarse. Esta tendencia se observa tanto en el RCTA como en el RFP.

Por último, para el **retraso de transporte (b)**, disminuye a medida que aumenta el caudal de ácido clorhídrico. Este parámetro depende del tiempo de respuesta del conductímetro y del caudal. Respecto al retraso de transporte, en el RFP se ve un retraso de transporte mucho mayor que en el RCTA.

8.2 Control de la conductividad aplicando controladores de realimentación.

En este TFG se emplearon controladores convencionales de tipo P y PI. Respecto al efecto de parámetros de cada uno de los controladores se puede destacar que:

- Para la **ganancia del controlador (K_c)**, se observa que a medida que se va aumentando el caudal de entrada de ácido clorhídrico al reactor, esta va aumentando, esto ocurre tanto en el RCTA como en el RFP, esto es debido a que a medida que aumenta la ganancia proporcional (K) menor son las variaciones que produce en la conductividad del sistema.
- Sobre la **constante de tiempo (τ_i)** disminuye a medida que aumenta el caudal de ácido. Cuanto menor es τ_i más intensa es la acción integral y el error en régimen permanente tiende a corregirse más rápidamente, pero también a costa de mayores oscilaciones en la respuesta.
- Cuando se emplea un controlador convencional P en un RCTA no se consigue eliminar en la respuesta el error en régimen permanente, pero el sistema siempre se muestra estable, llegando siempre a un nuevo estado estacionario, aunque con un error bastante alto.

- Cuando se emplea el controlador convencional P en un RFP se observa que con los valores con los que se ha diseñado el controlador, el sistema es inestable y por tanto no se consigue controlar. Esto se debe al retraso de transporte tan alto que presenta el RFP. Al reducir K_c se consigue estabilizar el sistema, pero con problemas, como la presencia de offset muy grande y un tiempo necesario para obtener el nuevo estado estacionario muy alto.
- Al emplear un controlador PI, en un RCTA se consigue controlar la conductividad, en un tiempo razonable y llegando al Set-Point establecido por el usuario sin ningún tipo de problema aparente.
- Cuando se emplea el controlador PI, en un RFP, para cambios pequeños en el Set-Point el sistema es inestable. Para el resto de los cambios en el Set-Point el sistema se muestra estable con ciertas oscilaciones. El principal problema de la utilización del controlador PI en el RFP es el tiempo que tarda el sistema en estabilizar, ya que para Set-Point bajos, al reducir la ganancia se consigue llegar al Set-Point, pero con una constante de tiempo elevada.

Resumiendo, para un RCTA sería óptimo utilizar un controlador PI, ya que se alcanza el Set-Point en tiempos bajos y sin que presente muchas oscilaciones. En cambio, para un RFP no sería lo óptimo utilizar un controlador convencional (P o PI) para controlar la conductividad, ya que el tiempo que tarda hasta estabilizarse es demasiado alto, lo ideal para este tipo de reactor sería la utilización de un sistema de control avanzado que compense el tiempo muerto que presenta el RFP.

8.3 Simulaciones del sistema: Predictor de Smith Implementado

De las simulaciones realizadas, se ha observado que difiere en cierta medida la simulación realizada con la herramienta matemática Simulink respecto el comportamiento real del sistema. Esto se debe a la aproximación realizada a un sistema de primer orden con retraso de transporte del sistema, ya que el sistema real no se trata de un sistema lineal. Cuando se simula el sistema agitado (RCTA), tanto el controlador P como el controlador PI se muestran estables, alcanzando el nuevo estado estacionario. En cambio, cuando se simula el RFP se muestra un sistema inestable, que se queda oscilando cerca del Set-Point asignado por el usuario.

Respecto a las simulaciones realizadas con Simulink, se ha implementado un Predictor de Smith para corregir el efecto del tiempo muerto que hace que el RFP no se puede controlar de forma eficiente mediante controladores convencionales. Cuando se usa un controlador P el sistema alcanza el nuevo estado estacionario en un tiempo menor que utilizando un ciclo de realimentación convencional. También, cabe destacar que al ser mayor la ganancia proporcional del controlador el offset en un predictor de Smith es menor que en el ciclo de realimentación.

Cuando se utiliza controlador PI en la simulación del Predictor Smith, al igual que con el controlador P, se alcanza el nuevo estado estacionario en un tiempo menor que en el ciclo de realimentación convencional. El sistema presenta una respuesta subamortiguada, pero a diferencia del controlador P alcanza el Set-Point establecido por el usuario.

Por tanto, el Predictor de Smith sería una solución a contemplar en el control de la conductividad de un RFP, ya que, mediante la compensación de los tiempos muertos, alcanza el nuevo estado estacionario en un tiempo menor que en los controladores de realimentación convencionales. Para realizar una implementación correcta del Predictor de Smith es necesario un buen modelado del sistema. Este nunca podrá ser perfecto debido a los errores asumidos al tratar el sistema como lineal, pero, a pesar de que el modelado del Predictor de Smith no sea perfecto y existan errores en él se podrá controlar, con la diferencia de que el sistema tendrá un mayor número de oscilaciones y el tiempo hasta llegar al estado estacionario será mayor.

9. BIBLIOGRAFÍA

- [1] CARRERA FLORES, Iliana Elizabeth. *Diseño de sistemas de control para procesos aplicados a reactores continuos tipo tanque agitado (CSTR)*. 2014. Tesis de Licenciatura. Quito, 2014.
- [2] VERDEZA, Arnaldo, et al. Diseño de Ecuaciones de Sintonía para Controladores PID (Proporcional-Integral-Derivativo) Implementados en Fotobiorreactores. *Información tecnológica*, 2016, vol. 27, no 4, p. 121-132.
- [3] REGALADO-MÉNDEZ, A.; VÁSQUEZ-AGUILAR, H. M.; VALDÉZ-DOMÍNGUEZ, I. COMPARACIÓN DE CONTROL LINEAL Y NO-LINEAL DE UN REACTOR ELECTROQUÍMICO. 2009.
- [4] REYES, E. Peralta; RUGERIO, CA González; MÉNDEZ, A. Regalado. COMPARACIÓN DEL CONTROL NO-LINEAL Y LINEAL EN REACTORES CONTINUOS DE TANQUE AGITADO.
- [5] PEÑA, Eliana, et al. Modelado de un reactor químico tipo CSTR y evaluación del control predictivo aplicando Matlab-Simulink. *Revista Ingeniería UC*, 2008, vol. 15, no 3.
- [6] PEDRAZA, Nelly Morales; ALDANA, Luis Alejandro Diaz. Diseño y Operación de Planta Piloto para la Producción de Biodiesel a Partir de Aceites de Freído. *Publicaciones e Investigación*, 2008, vol. 2, no 1, p. 29-41
- [7] GUTIÉRREZ, Julio Terrón; PERNÍA, J. Rómulo T. DISEÑO Y AUTOMATIZACIÓN DE UNA PLANTA PILOTO PARA PRODUCCIÓN DE BIODIESEL.
- [8] BOŠKOVIĆ, Dejan M.; KRSTIĆ, Miroslav. Backstepping control of chemical tubular reactors. *Computers & chemical engineering*, 2002, vol. 26, no 7-8, p. 1077-1085.
- [9] GARCÍA, Galo Rafael Urrea; RAMÍREZ, José de Jesús Álvarez. Esquemas de Control Lineal PI para Procesos Distribuidos.
- [10] ESPINOSA, Juan Hernández; GARCÍA, Galo Rafael Urrea; SOLANO, Guadalupe Luna. Estructura de Control Variable en Cascada para Compensar Variaciones en Parámetros en un Reactor Tubular.
- [11] HERNÁNDEZ-MARTÍNEZ, E.; URREA, R.; ALVAREZ-RAMIREZ, J. Mejora en el control en cascada para reactores tubulares. *Revista mexicana de ingeniería química*, 2008, vol. 7, no 3, p. 309-318.
- [12] RUÍZ, Á.; GARCÉS, F. Influencia de la conductividad eléctrica en la electrocoagulación de aguas residuales de la industria láctea. *Producción+ Limpia*, 2009, vol. 4, no 2, p. 54-64.
- [13] ARMANDO ULLOA, Jose, et al. La miel de abeja y su importancia. 2010.
- [14] ARANGO RUÍZ, Álvaro. La electrocoagulación: una alternativa para el tratamiento de aguas residuales. *Revista Lasallista de investigación*, 2005, vol. 2, no 1.
- [15] SILVA, Jorge; TORRES, Patricia; MADERA, Carlos. Reuso de aguas residuales domésticas en agricultura. Una revisión. *Agronomía Colombiana*, 2008, vol. 26, no 2.

[16] MARTÍN-DOMÍNGUEZ, Alejandra, et al. Incidencia del gradiente de velocidad en la eficiencia de la electrocoagulación para remover arsénico en un reactor a flujo pistón. *Interciencia*, 2008, vol. 33, no 7, p. 503-509.

[17] [http://gecousb.com.ve/guias/GECO/Sistemas%20De%20Control%20\(PS-4313\)/Material%20Te%C3%B3rico%20\(PS-4313\)/PS-4313%20Efecto%20de%20Controladores.pdf](http://gecousb.com.ve/guias/GECO/Sistemas%20De%20Control%20(PS-4313)/Material%20Te%C3%B3rico%20(PS-4313)/PS-4313%20Efecto%20de%20Controladores.pdf)

[18] A. Flores T. Respuesta Dinámica de Sistemas Lineales de Primer Orden. 2006

[19] Ollero de Castro, P.: Fernández Camacho, E.: *“Control e instrumentación de procesos químicos”*. Madrid, Ed. Síntesis, 1997.

PRESUPUESTO

PRESUPUESTO

En este capítulo se estudia el presupuesto necesario para llevar a cabo el Trabajo Final de Grado y poder determinar su viabilidad económica mediante el cálculo del coste que requería el proyecto. Para determinar la viabilidad se ha presupuestado la mano de obra, la maquinaria y los materiales utilizados durante la realización de este trabajo, obteniéndose el cuadro de precios parcial para cada uno de los elementos presupuestados.

A partir de los elementos presupuestados se ha determinado el presupuesto de ejecución de material (PEM), el presupuesto de ejecución por contrata (PEC) y por último el presupuesto general del proyecto, también conocido como Presupuesto base de licitación.

Para la realización del presupuesto se han tenido en cuenta los siguientes factores:

- El consumo de gas, luz, limpieza etc. se incluye en el apartado de gastos generales
- Los precios no incluyen el IVA (21%) estos se aplican en el PEC.
- Para el cálculo del coste de los equipos no se considera el precio de compra ya que estos no se han adquirido específicamente para este trabajo. Para ello se ha calculado la amortización considerando una vida útil de 10 años, que cada año tiene 250 días laborales y que una jornada laboral diaria es de 8 h/día.
- Para el software empleado también se ha calculado la amortización, ya que no ha sido adquirido específicamente para la realización de este trabajo. Además, como el software se actualiza cada poco tiempo se ha considerado una vida útil de 6 años y que cada año tiene un total de 250 días laborables.

Los recursos del presupuesto se han clasificado mediante código, que queda resumido en la *Tabla 1.1*

Tabla 1.1 Tabla de códigos empleados para la realización del presupuesto

<i>Código</i>	<i>Descripción del Código</i>
<i>MO</i>	Mano de Obra
<i>MT</i>	Materiales
<i>MQ</i>	Maquinaria

1. CUADRO DE PRECIOS MANO DE OBRA

En La *Tabla 1.2* se describen los precios de la mano de obra para la realización del Trabajo final de Grado. En cantidad de horas empleadas se han considerado los siguientes aspectos: Reuniones de planificación, experiencias de laboratorio, análisis de resultados, así como seguimiento y corrección junto con el tutor y el cotutor del proyecto. Además, se considera como mano de obra el Autor del TFG (Graduado en Ingeniería Química).

Para el coste de la mano de obra del alumno que va a ser graduado en Ingeniería Química se ha supuesto que está cobrando el salario mínimo que la Escuela Técnica Superior de Ingenieros Industriales establece (750 €/mes), en un contrato de prácticas durante 8 h/día, suponiendo un total de 21 días hábiles en 1 mes.

Tabla 1.2 Presupuesto de la mano de obra del proyecto

Código	Unidad (u)	Descripción	Importe			
			Costes (€/h)	Cantidad (h)	Subtotal (€)	Precio Total (€)
MO1	h	Graduado en Ingeniería Química	4.5	300	1350	
MO2	h	Tutor del TFG	40	50	2000	
MO3	h	Cotutor del TFG	25	50	1250	
Precio Total Mano de obra						4600

Total, Partida: 4600,00 €

El presupuesto de la mano de obra del proyecto asciende a la cantidad de: **CUATRO MIL SEISCIENTOS EUROS.**

2. CUADRO DE PRECIOS DE MAQUINARIA

Para el cálculo del precio por hora de la maquinaria utilizada se tiene en cuenta la amortización de los equipos, que, al considerarlos como maquinaria, es de 10 años.

Seguidamente en la *ecuación 1.1* se muestra la forma de amortizar los Equipos:

$$C_A = \frac{C_{eq} \cdot t_{uso}}{P_{amort}} \quad (1.1)$$

Donde: C_{eq} es el Coste del equipo adquirido, t_{uso} tiempo de uso del equipo durante la realización del TFG y por último P_{amort} es el período de amortización de cada equipo.

En la *Tabla 1.3* se muestra un resumen del presupuesto de la maquinaria utilizada.

Tabla 1.3 Presupuesto de la maquinaria del proyecto

Código	Unidad (u)	Descripción	Importe				
			Costes (€) C_{eq}	Tiempo (h) t_{uso}	Precio unitario (€/h)	Subtotal (€)	Precio total (€)
MQ1	h	Bombas “Parmer Masterflex L/S Digital Standard Drive 7523- 70”	1766,17	160	0,088	14,129	
MQ2	h	Conductivity Meter CDM3	185	160	0,009	1,480	
MQ3	h	Célula Conductividad	115	170	0,006	0,978	
MQ4	h	Agitador heidolph rzt 1	622,5	80	0,031	2,490	
MQ5	h	Reactor	2400	170	0,120	20,400	

MQ6	h	Ordenador Toshiba	600	170	0,030	5,100	
MQ7	h	Ordenador Personal	550	130	0,028	3,575	
MQ8	h	Tarjeta de Adquisición de Datos DAQ USB-6525	381	170	0,019	3,239	
MQ9	h	Paquete de Office	149	60	0,012	0,745	
MQ10	h	Software LabView	5747	170	0,479	81,416	
MQ 11	h	Software Matlab	2000	5	0,167	0,833	
Precio Total Maquinaria							134,38

Total Partida 134.38 €

Por tanto, el presupuesto de la maquinaria del proyecto asciende a la cantidad de: **CIENTO TREINTA Y CUATRO EUROS CON TREINTA Y OCHO CÉNTIMOS.**

3. CUADRO DE PRECIOS DEL MATERIAL

En el cuadro de materiales se contempla el material no amortizable, es decir, los materiales de laboratorio utilizados a lo largo del proyecto, así como los reactivos empleados.

Tabla 1.4 Presupuesto del material utilizado en el proyecto

Código	Unidad (u)	Descripción	Importe			
			Costes (€/u)	Cantidad (u)	Subtotal (€)	Precio Total (€)
MT1	Ud	Probeta 100 mL	5,64	1	5,64	
MT2	L	Ácido Clorhídrico J.T Baker (36,5-38%)	232,90	1,5	349,35	
MT3	m	Tuberías Silicona	1,25	3,5	4,38	
MT4	Ud	Bidón 50 L PVC	29,17	2	58,34	
MT5	Ud	Caja de guantes látex 100 ud	11,45	0,5	5,73	
MT6	Ud	Bata de laboratorio	30,05	1	30,05	
MT7	Ud	Gafas de Seguridad	6	1	6,00	
MT8	Ud	Vaso de Precipitado 150 mL	0,71	1	0,71	
MT9	m ³	Aqua de Red	2,15	0,794	1,71	
Precio Total Material						460,20

Total Partida: 460,20 €

El presupuesto correspondiente al material empleado en el proyecto es de: **CUATROCIENTOS SESENTA EUROS CON VEINTE CÉNTIMOS.**

4. PRESUPUESTO DE EJECUCIÓN DEL MATERIAL, POR CONTRATA Y BASE DE LICITACIÓN

A continuación, se obtiene el presupuesto de ejecución material, como la suma de los presupuestos parciales calculados anteriormente.

El presupuesto de ejecución por contrata resulta de la suma del presupuesto de ejecución material y los gastos generales (13% del presupuesto de ejecución de material)

Por último, se obtiene el presupuesto base de licitación al cual se le añade el 21 % de IVA al presupuesto de ejecución por contrata.

En la *Tabla 1.5* se muestra un resumen de las partidas del presupuesto

Tabla 1.5 Resumen partidas del presupuesto

Concepto	Subtotal (€)	Importe (€)
Mano de Obra	4600	
Maquinaria	134,38	
Material	460,2	
Presupuesto de Ejecución Material (PEM)		5194,58

El Presupuesto de Ejecución Material (PEM) asciende a la cantidad de: **CINCO MIL CIENTO NOVENTA Y CUATRO EUROS CON CINCUENTA Y OCHO CÉNTIMOS.**

PEM	5.194,58 €
15 % Gastos Generales (GG)	779,19 €
Presupuesto de Ejecución por Contrata (PEC)	5.973,77 €
21 % IVA	1.254,49 €
PRESUPUESTO BASE DE LICITACIÓN	7.228,26 €

Total Presupuesto Base por Licitación: **7.228,26 €.**

Por tanto, el Presupuesto Base por Licitación a la cantidad expresada de: **SIETE MIL DOSCIENTOS VEINTIOCHO EUROS CON VEINTISEIS CÉNTIMOS.**