

**EVALUACION DEL DESEMPEÑO DE UN CONTROLADOR MPC PARA LA
PLANTA MULTIVARIABLE DE TANQUES INTERACTUANTES**



**PEDRO LEON RIVERA WILCHES
MARIO ANDRES ZUÑIGA MEDINA**

**UNIVERSIDAD DEL CAUCA
FACULTAD DE INGENIERIA ELECTRONICA Y TELECOMUNICACIONES
DEPARTAMENTO DE CONTROL
INGENIERIA AUTOMATICA INDUSTRIAL
POPAYAN**

2013

**EVALUCION DEL DESEMPEÑO DE UN CONTROLADOR MPC PARA LA
PLANTA MULTIVARIABLE DE TANQUES INTERACTUANTES**

**PEDRO LEON RIVERA WILCHES
MARIO ANDRES ZUÑIGA MEDINA**

**Documento Final de Trabajo de Grado para optar el título de Ingeniero en
Automática Industrial**

**Director: Ing. Francisco Franco
Co-Director: Mg. Victor Mosquera Leyton**

**UNIVERSIDAD DEL CAUCA
FACULTAD DE INGENIERIA ELECTRONICA Y TELECOMUNICACIONES
DEPARTAMENTO DE CONTROL
INGENIERIA AUTOMATICA INDUSTRIAL
POPAYAN
2013**

Hoja de Aprobación

Director _____
Ing. Francisco Franco

Co-Director _____
Ing. Victor Mosquera

Jurado _____

Jurado _____

Fecha de sustentación: Popayán, Junio 2013

A...

AGRADECIMIENTOS

Al Magister Víctor Mosquera por su eficiente labor administrativa y su diligencia a la hora de procurar las condiciones aptas para cumplir con los objetivos del presente trabajo.

Al Magister Francisco Franco por su colaboración en cada meta propuesta en el trabajo y por su interés como director

ÍNDICE

1	CONTROL PREDICTIVO MPC	2
1.1	Modelo de predicción	4
1.2	Horizonte de predicción	8
1.3	Función de coste	8
1.4	Sintonización	10
1.5	Restricciones	12
2	MODELO DE LA PLANTA CASO DE ESTUDIO	13
2.1	Descripción de la planta caso de estudio	13
2.2	Descripción del proceso	14
2.3	Modelo del sistema de tanques	17
2.4	Validación del modelo	20
2.4.1	Validación del modelo de la planta	22
3	CONTROL PREDICTIVO DE LA PLANTA MULTIVARIABLE	26
3.1	Análisis del proceso	26
3.2	Crear un modelo de predicción para el controlador	30
3.3	Montaje del controlador y sintonización	32
3.4	Sintonización	35
4	DESEMPEÑO CONTROLADOR PREDICTIVO	40
4.1	Seguimiento de consigna	42
4.2	Compensación de lazos de control	55
4.3	Disturbios externos	65
4.4	Disturbios internos	72
	CONCLUSIONES	73

LISTA DE FIGURAS

Figura 1.1 Diagrama de flujo de un controlador predictivo básico.....	2
Figura 1.2 Esquema de entradas-salidas de un modelo de predicción.....	4
Figura 1.3. Composición de criterios de funciones de costo.....	9
Figura 2.1 Diagrama general Planta Multivariable.....	13
Figura 2.2 Diagrama de flujo de proceso Planta Multivariable.....	15
Figura 2.3 Diagrama P&ID Planta Multivariable	15
Figura 2.4 Disturbio introducido por apertura de electroválvula.	19
Figura 2.5 Asistente de calibración.	20
Figura 2.6 Visualización y control manual.....	21
Figura 2.7 Sistema de medición Semiautomático.....	22
Figura 3.1.-Diagrama estructural del controlador.	27
Figura 3.2.-Transiente máximo en lazo abierto.	28
Figura 3.3.-Conexión del modelo con señales normalizadas	31
Figura 3.4.-Resultado linealización de Matlab.	31
Figura 3.5.- Configuración del número de variables manipuladas.....	33
Figura 3.6.-Computo de punto de operación.....	33
Figura 3.7.-Configuración del esquema básico del controlador MPC.....	34
Figura 3.8.-Configuración de los parámetros de tiempo diseñados.	34
Figura 3.9.-Configuración de restricciones de las variables del controlador.	35
Figura 3.10. Interfaz de sintonización.	36
Figura 3.11. Respuesta de escenario de simulación.	37
Figura 3.12. Tuning Advisor.....	38
Figura 3.13. Resultado de sintonización en Tuning Advisor.....	39
Figura 4.1 Respuesta en el dominio en el tiempo.....	40
Figura 4.2 Seguimiento de consigna, controlador MPC con configuración Abierta para consignas bajas.....	42
Figura 4.3 Seguimiento de consigna, controlador PID con configuración Abierta para bajas.	43
Figura 4.4 Seguimiento de consigna, controlador MPC con configuración Abierta para consignas medias.	43
Figura 4.5 Seguimiento de consigna, controlador PID con configuración Abierta para medias.	44
Figura 4.40 Tiempo de subida para disturbios externos.....	70

LISTA DE TABLAS

Tabla 2.1 Lista de etiquetas Planta Multivariable	16
Tabla 2.2. Valores citados de los parámetros del modelo de la planta.	23
Tabla 3.1 Variables de la planta multivariable de tanques interactuantes.	26
Tabla 3.2.-Restricciones en las variables del controlador.	27
Tabla 3.3.-Parámetros hallados mediante el análisis de la planta.	29
Tabla 3.4.-Punto de operación de la linealización.	31
Tabla 4.1 Configuraciones del análisis y evaluación del desempeño.....	41
Tabla 4.2 Tipos de consignas.	41
Tabla 4.3 Tiempo de estabilización para el seguimiento de consigna.	51
Tabla 4.4 Tiempo de subida para el seguimiento de consigna.	53
Tabla 4.5 Integral de error cuadrática para seguimiento de consigna.	54
Tabla 4.6 Compensación de lazos.	56
Tabla 4.7 Tiempo de estabilización para compensación de lazos de control.	61
Tabla 4.8 Tiempo de subida para compensación de lazos de control.	62
Tabla 4.9 Integral de error cuadrática ante compensación de lazos de control.....	64
Tabla 4.10 Tiempo de estabilización para disturbios externos.....	69
Tabla 4.11 Tiempo de subida para disturbios externos.	70
Tabla 4.12 Integral de error cuadrática para disturbios externos.	71

INTRODUCCIÓN

El Control Predictivo Basado en Modelo (CPBM), conocido también como Model Based Predictive Control (MBPC) o simplemente Model Predictive Control (MPC), planteado a finales de los setenta y ha tenido un desarrollo considerable desde entonces. En los últimos años ha alcanzado un nivel muy significativo de aceptabilidad industrial en aplicaciones prácticas de control de procesos [1]. El MPC es una estrategia de control en tiempo discreto que utiliza de forma explícita un modelo de comportamiento del proceso para predecir el valor de las variables controladas a lo largo de un horizonte temporal. Un algoritmo de optimización genera variaciones del esfuerzo de control que se ingresan en el modelo hasta lograr obtener el valor mínimo del error. De esta forma, el valor del esfuerzo de control que debe enviarse a la planta en el instante actual, es el valor actual del esfuerzo de control más la variación del esfuerzo de control que se halló mediante el algoritmo de optimización. Este valor es enviado a la planta como esfuerzo de control y empieza el cálculo del esfuerzo de control para el siguiente instante de tiempo [2].

El control predictivo tiene como objetivo resolver de forma efectiva problemas de control y automatización de procesos industriales que se caractericen por presentar un comportamiento dinámico complicado, multivariable, y/o inestable. El control predictivo integra disciplinas como el control óptimo, control estocástico, control de procesos con retardo de tiempo, control multivariable, y control con restricciones, entre otros [3].

Una de las propiedades más atractivas del MPC es su formulación abierta, que permite la incorporación de distintos tipos de modelos de predicción, sean lineales o no lineales, monovariantes o multivariantes, y la consideración de restricciones sobre las señales del sistema. Esto hace que sea una estrategia utilizada en muy diversas áreas del control, como se pone de manifiesto en los diversos trabajos encontrados en la literatura algunos de ellos nombrados a continuación [4]-[8].

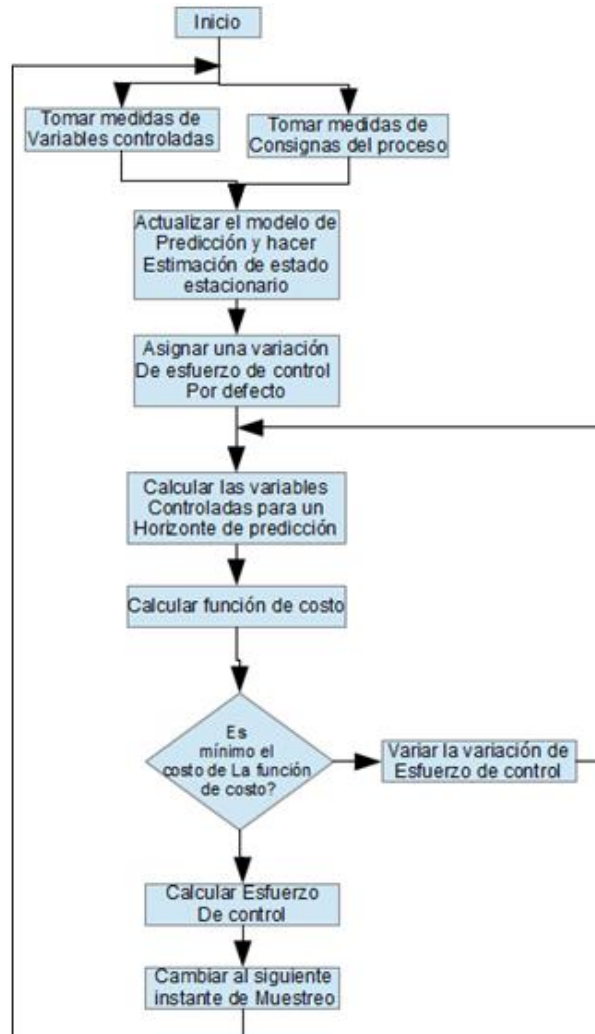
Es importante destacar que el control predictivo se ha desarrollado en el mundo de la industria, y ha sido la comunidad académica la que se ha esforzado en dar un soporte teórico a los resultados prácticos obtenidos.

En esta tesis se expone el estudio y diseño de la técnica de control predictivo para un proceso MIMO con control de nivel en un sistema de tanques interactuantes no lineales. Para el estudio y desarrollo del mismo, se hace uso de la Planta Multivariable no lineal del Laboratorio de Procesos de la Universidad del Cauca, diseñada y construida por los estudiantes Miguel Vélez y William Cuellar, en el trabajo de grado '*Planta Multivariable De Tanques Interactuantes*' a finales del 2010 [35]. En el primer capítulo del presente trabajo, se habla sobre los conceptos y lineamientos de la técnica de control MPC, posteriormente se explica la planta multivariable y su representación matemática de la dinámica de las variables en la misma. En una tercera parte, se tiene una descripción del diseño del controlador MPC para el modelo computacional de la planta para después, en el cuarto capítulo, analizar el comportamiento y desempeño del controlador diseñado, teniendo como referencia la estrategia de control PID multivariable, evaluando el seguimiento de consigna, comportamiento ante disturbios de caudal y la interacción de los lazos que hacen parte del sistema multivariable. Por último, las conclusiones.

1 CONTROL PREDICTIVO MPC

En líneas generales, el MPC es un algoritmo de control en tiempo discreto que consiste en encontrar la variación del esfuerzo de control que pueda hacer mínimo el error futuro en un proceso controlado, haciendo uso de un modelo del mismo [9].

Figura 1.1 Diagrama de flujo de un controlador predictivo básico.



Fuente: Propia, febrero de 2013.

Viéndolo de una manera más clara, lo que distingue a este tipo de controlador, es que hace uso de un modelo del comportamiento del proceso para poder pronosticar cuál será la reacción del proceso ante la acción que se planea ejecutar [10], y utiliza esta información para ajustar las acciones hasta encontrar una que sea satisfactoria, de manera análoga a cuando se busca encestar en el baloncesto, gracias al entrenamiento previo, se obtiene un modelo mental que relaciona fuerza del tiro con trayectoria de la bola, y de acuerdo a la distancia entre el punto de tiro y la cesta, se puede calcular mentalmente cuanta fuerza se necesita en el tiro para encestar a fuerza de imaginar una sucesión de intentos en los que se va ajustando la fuerza del tiro.

El algoritmo MPC hace una medición directa o indirecta de las variables controladas (control feedback), usa un modelo matemático del proceso a controlar (modelo de predicción) para simular la evolución de las variables controladas durante un tiempo futuro (ventana u horizonte de predicción) ante variaciones del esfuerzo de control [11], tomando como condiciones iniciales las medidas realizadas de las variables controladas. Entonces, un algoritmo de optimización genera variaciones del esfuerzo de control que se ingresan en el modelo mencionado hasta lograr obtener el valor mínimo del error en un tiempo futuro establecido. Posteriormente, el valor del esfuerzo de control que debe enviarse a la planta es el valor actual del esfuerzo de control más la variación del esfuerzo de control que se halló mediante el algoritmo de optimización. Este valor es enviado a la planta como esfuerzo de control y empieza el cálculo del esfuerzo de control para el siguiente instante de tiempo. En la Figura 1.1 se muestra un diagrama básico de un algoritmo MPC mientras en [12] puede apreciarse un diagrama más completo

El MPC se enmarca dentro de los controladores óptimos, es decir, aquellos en los que las actuaciones responden a la optimización de un criterio, gracias a que el cálculo de las variables manipuladas se realiza empleando un algoritmo de optimización que minimiza el error de la salida y el esfuerzo de control en un horizonte de predicción entre otros criterios susceptibles de ser usados [13]. En general, todos los criterios a optimizar y las medidas de ajuste del controlador (acción de compensación, reacción ante disturbios y ruido) se expresan en una función de costo, la cual está relacionada con el comportamiento futuro del sistema, que se predice utilizando el modelo dinámico del mismo, más conocido en el ámbito del MPC como modelo de predicción [14].

El control predictivo se desarrollo siguiendo dos líneas principalmente. Una de estas líneas sigue los algoritmos en los cuales se hace uso explícito de un modelo dinámico del proceso para predecir el futuro de las salidas del sistema, como el IDCOM (Identification and Command) de 1987, OPC (Optimum Predictive Control) de 1987, PCT (Predictive Control Technology) de 1984, HMPC (Horizon multivariable Predictive Control) con RMPCT (Robust Model Predictive Control Technology) de 1991, y el DMC (Dynamic Matrix Control) de 1985, representando estos algoritmos la primera generación de MPC y de los cuales se podría encontrar información más detallada en [15] y [16]. La otra línea nos lleva al control adaptativo, esta técnica es desarrollada especialmente en procesos monovariantes. Algunas de estas técnicas son el controlador de mínima varianza y el GPC (Generalized Predictive Control), de las cuales se puede profundizar en [17] y [18].

Para facilitar la aproximación al entendimiento del algoritmo MPC, se pueden resaltar los siguientes conceptos importantes en cuanto a la composición y funcionamiento del mismo:

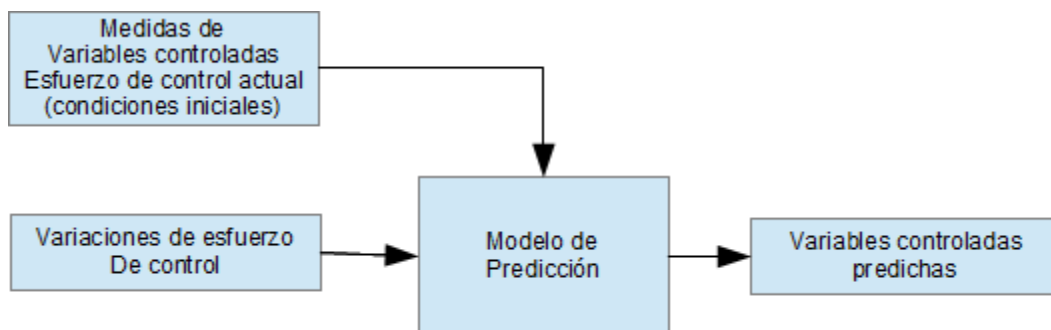
- Modelo de predicción.
- Horizonte de predicción.
- Función de coste.
- Sintonización.
- Restricciones.

A continuación se describen los conceptos anteriormente mencionados de forma general.

1.1 Modelo de predicción

Para predecir el comportamiento futuro de un proceso ante una variación en el esfuerzo de control, se debe contar con un modelo de comportamiento del proceso. El MPC cuenta con una formulación abierta que permite trabajar con modelos de predicción lineales, no lineales, monovariantes, multivariantes, y la consideración de restricciones sobre las señales del sistema [19]. En particular, este modelo debe mostrar la dependencia de la variable controlada respecto a las variaciones del esfuerzo de control, tomando en cuenta las variables controladas medidas en el instante actual y los esfuerzos de control actuales y futuros, como se ve en la Figura 1.2.

Figura 1.2 Esquema de entradas-salidas de un modelo de predicción.



Fuente: Propia, febrero de 2013.

Como modelos de predicción pueden usarse modelos lineales (espacio de estados, función de transferencia, etc.) o no lineales (redes neuronales, modelos difusos, etc.) y, de hecho, puede ser casi cualquier cosa, refiriéndose a que permite trabajar con modelos complejos, mixtos o simples, dependiendo de los requerimientos y características del proceso y de la dificultad que implique realizar la identificación de uno u otro modelo.

La elección del modelo es la parte más importante del diseño de un controlador MPC. Desempeños pobres de un controlador MPC pueden ser debidos a pobres consideraciones en el modelo de un sistema. Al momento de elegir un modelo de predicción se debe tener en cuenta la precisión del modelo y la carga computacional que este conlleva.

Un modelo debe ser suficientemente preciso como para seguir de manera aproximada la dinámica de la planta, es decir, que la dinámica de las variables controladas del proceso y del modelo converjan. No importa si se presentan algunos retrasos, se presentan ligeras diferencias en estado estacionario o se ignoran dinámicas menores, pues el algoritmo de control predictivo compensa la incertidumbre del modelo mediante la acción de compensación de estado estacionario y la estimación de estados. La robustez del controlador se logra de un buen balance entre acción integral y predicciones del modelo [19] y [20]. De no ser convergentes, entonces se tendrá que el error de la ecuación de costo que se está optimizando no corresponde a la realidad del proceso, y debido a que el algoritmo de optimización recibe un error que es contradictorio con la acción integral, puede el controlador hacerse inestable [21].

Otro punto clave a tener en cuenta es que no siempre es necesario un modelo de predicción preciso para obtener un buen control. Para elegir un modelo de predicción hay que sopesar precisión del modelo contra peso computacional, a mayor precisión mayor peso computacional. En la práctica, la mayoría de los algoritmos MPC utilizan modelos lineales, porque la dependencia de las predicciones sobre las acciones de control futuras sería lineal y esto facilita los cálculos de la optimización, así como el análisis del comportamiento esperado del lazo cerrado. Sin embargo, los modelos no lineales pueden ser utilizados donde la carga computacional implícita no es un problema y las aproximaciones lineales no son lo suficientemente precisas para el desempeño deseado del controlador.

Los modelos lineales son los más utilizados [22], gracias a que muchas no linealidades pueden ser tratadas de manera efectiva por la incertidumbre del modelo y restricciones de la ley de control. Un modelo lineal en espacio de estados observa en el tiempo las transformaciones que suceden al interior de un proceso, y no solo la relación entrada a salida. El método divide un modelo de orden n , en n ecuaciones de orden uno, cada una llamada, ecuación de estado. El uso de un modelo de predicción basado en espacio de estados supone como ventaja la flexibilidad para trabajar con sistemas MIMO debido a que de esta manera el caso MIMO se reduce a un caso SISO, baja carga computacional en las predicciones, son ampliamente usados y desarrollados en círculos académicos y facilidad para análisis de estabilidad.

Los modelos en espacio de estados se podrían ver representados por la ecuación (1.1), recordando que para la técnica de control a implementar, se trabaja en tiempo discreto.

$$\begin{aligned} \dot{x}_{(k+1)} &= Ax_{(k)} + Bu_{(k)} \\ y_{(k)} &= Cx_{(k)} + Du_{(k)} \end{aligned} \quad (1.1)$$

Donde:

$$\dot{x}_{(k+1)} = \begin{bmatrix} x_{1(k+1)} \\ x_{2(k+1)} \\ \vdots \\ x_{n(k+1)} \end{bmatrix}, A = \begin{bmatrix} a_{11} & a_{12} & \dots & a_{1n} \\ a_{21} & a_{22} & \dots & a_{2n} \\ \vdots & \vdots & \ddots & \vdots \\ a_{n1} & a_{n2} & \dots & a_{nn} \end{bmatrix}, x_{(k)} = \begin{bmatrix} x_{1(k)} \\ x_{2(k)} \\ \vdots \\ x_{n(k)} \end{bmatrix} B = \begin{bmatrix} b_{11} & b_{12} & \dots & b_{1m} \\ b_{21} & b_{22} & \dots & b_{2m} \\ \vdots & \vdots & \ddots & \vdots \\ b_{n1} & b_{n2} & \dots & b_{nm} \end{bmatrix}$$

$$y_{(k)} = \begin{bmatrix} y_{1(k)} \\ y_{2(k)} \\ \vdots \\ y_{l(k)} \end{bmatrix}, C = \begin{bmatrix} c_{11} & c_{12} & \dots & c_{1n} \\ c_{21} & c_{22} & \dots & c_{2n} \\ \vdots & \vdots & \ddots & \vdots \\ c_{l1} & c_{l2} & \dots & c_{ln} \end{bmatrix}, u_{(k)} = \begin{bmatrix} U_{1(k)} \\ U_{2(k)} \\ \vdots \\ U_{m(k)} \end{bmatrix}, D = \begin{bmatrix} d_{11} & d_{12} & \dots & d_{1m} \\ d_{21} & d_{22} & \dots & d_{2m} \\ \vdots & \vdots & \ddots & \vdots \\ d_{n1} & d_{n2} & \dots & d_{nm} \end{bmatrix}$$

En el lado izquierdo en la ecuación (1.1) se encuentra ubicada la derivada del estado \dot{x} ; a la derecha, una combinación lineal de todos los estados y las entradas del sistema, donde x indica el vector de estados, y denota las salidas del proceso a controlar, u representa las entradas del proceso o salidas del controlador, A , B , C , D son las matrices que definen el modelo de espacio de estados, n es el número de estados, l es el número de salidas, m el número de entradas y el subíndice k es el instante de tiempo actual.

Usar un modelo de función de transferencia se facilita, gracias a que no requieren de observadores de estados y que los métodos de identificación de este tipo de modelos es más sencillo y más difundido. Por definición una función de transferencia se puede determinar según la expresión:

$$G(s) = \frac{Y(s)}{U(s)} \quad (1.2)$$

Donde, $Y(s)$ es la transformada de Laplace de la respuesta y $U(s)$ es la transformada de Laplace de la señal de entrada.

Los modelos no lineales nos permiten obtener aproximaciones más cercanas a las dinámicas del proceso, para usar alguno de estos modelos, lo importante es plantear de una manera adecuada la función de coste, la función de predicción y el algoritmo de optimización de acuerdo con el modelo que se use. Puede tratarse de modelos como los basados en redes neuronales o modelos compuestos.

En el control predictivo, el modelo se utiliza exclusivamente para obtener predicciones del sistema de salida, de tal forma que el modelo se adecua lo suficiente para entregar predicciones exactas. El esfuerzo y el detalle se ponen en la etapa de modelado.

Una forma general de hacer un cálculo predictivo de las salidas de un proceso haciendo uso de un modelo del mismo, consiste en calcular las salidas actuales de la planta, basándose en el comportamiento dinámico de la misma y en una serie de estados ya registrados, sumado a la variación en la salida que produciría un cambio determinado en el esfuerzo de control. De esta forma, para calcular un vector cuyos elementos son las salidas futuras para cada instante de tiempo futuro, se utiliza la siguiente ecuación según [23]:

$$\vec{y} = H_T \Delta U_{\rightarrow k-1} + P X_{\leftarrow k} \quad (1.3)$$

- \vec{y} , es un vector columna donde la posición de cada elemento indica a cuantos instantes de tiempo en el futuro depende la predicción.
- $H_T \Delta U_{\rightarrow k-1}$, es la variación en la salida que produciría un cambio determinado en el esfuerzo de control, siendo $\Delta U_{\rightarrow k-1}$ el vector de variaciones del esfuerzo de control futuro que empieza en $k-1$; y H_T una matriz compuesta de tal manera que permite en una sola multiplicación vectorial, calcular las componentes de la salida de cada movida de control anterior a la actual, suele llamarse la matriz de toeplitz del sistema debido a que tiene dicha forma [24].
- $P X_{\leftarrow k}$, es el cálculo de las salidas actuales de la planta, P es una matriz cuyos coeficientes dependen de los parámetros del modelo y $X_{\leftarrow k}$ es un conjunto de estados anteriores de la planta.

Las predicciones para casos específicos siguen la forma de la ecuación (1.3), por ejemplo, al usar un modelo de espacio de estados para calcular las salidas en un instante

de tiempo serían de la forma (1.4).

$$x_{k+1} = Ax_k + Bu_k ; \quad y_{k+1} = Cx_{k+1} \quad (1.4)$$

Si se desea encontrar la predicción en n -pasos por delante, la forma general de la ecuación sería:

$$\begin{aligned} x_{k+n} &= A^n x_k + A^{n-1} B u_k + A^{n-2} B u_{k+1} + \dots + B u_{k+n-1}; \\ y_{k+n} &= c[A^n x_k + A^{n-1} B u_k + A^{n-2} B u_{k+1} + \dots + B u_{k+n-1}] \end{aligned} \quad (1.5)$$

Expresado con un modelo en espacio de estados en forma general:

$$\begin{aligned} \begin{bmatrix} x_{k+1} \\ x_{k+2} \\ x_{k+3} \\ \vdots \\ x_{k+ny} \end{bmatrix} &= \begin{bmatrix} A \\ A^2 \\ A^3 \\ \vdots \\ A^{ny} \end{bmatrix} x_k + \begin{bmatrix} B & 0 & 0 & \dots \\ AB & B & 0 & \dots \\ A^2 B & AB & B & \dots \\ \vdots & \vdots & \ddots & \vdots \\ A^{ny-1} B & A^{ny-2} B & A^{ny-3} B & \dots \end{bmatrix} \begin{bmatrix} U_k \\ U_{(k+1)} \\ U_{(k+2)} \\ \vdots \\ U_{k+ny-1} \end{bmatrix} \\ \begin{bmatrix} y_{k+1} \\ y_{k+2} \\ y_{k+3} \\ \vdots \\ y_{k+ny} \end{bmatrix} &= \begin{bmatrix} cA \\ cA^2 \\ cA^3 \\ \vdots \\ cA^{ny} \end{bmatrix} x_k + \begin{bmatrix} cB & 0 & 0 & \dots \\ cAB & cB & 0 & \dots \\ cA^2 B & cAB & cB & \dots \\ \vdots & \vdots & \ddots & \vdots \\ cA^{ny-1} B & cA^{ny-2} B & cA^{ny-3} B & \dots \end{bmatrix} \begin{bmatrix} U_k \\ U_{(k+1)} \\ U_{(k+2)} \\ \vdots \\ U_{k+ny-1} \end{bmatrix} \end{aligned} \quad (1.6)$$

Las ecuaciones de predicción no tienen en consideración el modelo de las perturbaciones de forma explícita. Sin embargo, puede ser incluido de tal forma que el uso de predicciones para encontrar la retroalimentación de estado nominal y luego adaptar la retroalimentación como en la ecuación (1.7) para garantizar el control con compensación [25].

$$U = -K(x - x_{ss}) + U_{ss} \quad (1.7)$$

Dónde:

x , estados medidos.

x_{ss} , son estimaciones de los valores de los valores de estado estacionario.

U_{ss} , el esfuerzo de control estimado para estado estacionario.

K , es una constante proporcional adimensional.

Para el caso específico de modelo en función de transferencia, existen varias formas de obtener las ecuaciones de predicción [26], no se entrara en detalle gracias a que lo que cambia es el procedimiento, pero la ecuación final es compartida por los diferentes autores.

Para el presente trabajo de grado, se hará uso de los métodos de la matriz, que son fáciles de relacionar a la predicción y por lo tanto más fáciles de comprender.

Antes de que se pueda elegir la acción de control actual, se necesitan criterios para juzgar qué acción es la mejor. Debido a que el MPC es generalmente aplicado por ordenador, esto requiere una denominación numérica, de manera que se puede hacer un cálculo exacto, es decir, cual predicción de la trayectoria de entrada da el menor valor numérico con el costo. La selección de un modelo de predicción es un área donde se debaten muchos criterios técnicos y teóricos tanto en la industria como en la academia debido a que pueden seleccionarse una gran cantidad de criterios dependientes de cada proceso en particular.

1.2 Horizonte de predicción

El horizonte de predicción es una ventana de tiempo a futuro. Este inicia desde el instante actual (u_k) y se extiende hasta (u_{k+n}) donde n es el valor del horizonte de predicción, tiempo para el cual se calcula el comportamiento de la planta. Este lapso puede expresarse en tiempo (segundos) o en tiempo discreto en instantes de muestreo.

Se podría pensar en alguien que quiere cruzar la calle. No es suficiente con que pueda verse en la calle los carros u obstáculos en ese instante de tiempo entre la persona que cruza y el otro lado de la calle. Es importante hacer una especie de cálculo mental desde el tiempo actual hasta el tiempo en el que ya haya terminado de cruzar la calle (horizonte de predicción) para saber si la trayectoria de la persona que cruza la calle no se intercepta en algún momento con la trayectoria de algún carro. De esta forma, la elección de este tiempo es vital debido a que un horizonte muy estrecho puede causar ser atropellado en el tramo de calle que no ha sido previsto o tornarse indeciso al encontrar nuevos obstáculos en la calle y tener que cambiar de manera brusca la acción que se ejecuta, y un horizonte muy amplio es inútil además de lograr que la persona tome acciones de una forma más tardía.

El horizonte temporal es un lapso que no está fijo en el tiempo, comprende desde el instante actual hasta el instante actual más n instantes en el futuro, pero en el próximo instante, comprenderá desde el próximo instante hasta el próximo instante más n instantes en el futuro, de ahí que se usa el término horizonte de corrimiento u horizonte deslizante.

Según Rossiter [27], el MPC, calcula explícitamente el comportamiento en algún horizonte temporal (n). Por consiguiente, puede restringir la elección de las trayectorias de entrada actuales, de tal forma que no den lugar a dificultades en el comportamiento futuro.

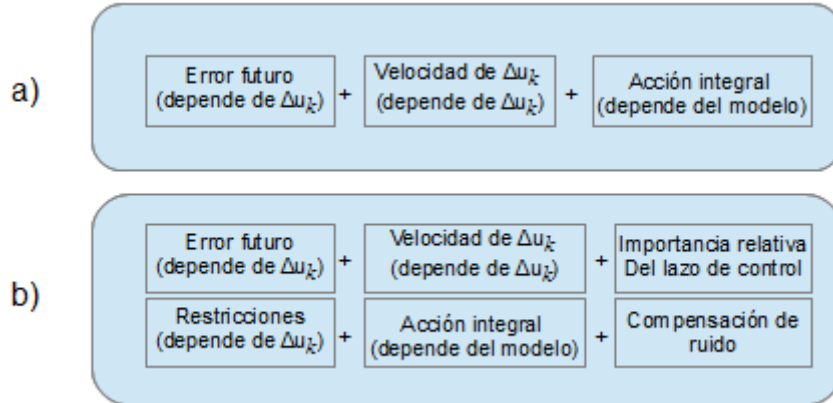
1.3 Función de coste

La función de coste de un controlador es una función matemática que contiene todos los criterios que tiene en cuenta el controlador al momento de elegir la acción de control.

Los requerimientos de los procesos son siempre diferentes, algunos procesos son sencillos y solo es necesario asegurar que luego de un transiente la salida del sistema converja a una consigna dada, sin embargo, hay procesos más complejos en los que se necesita tener una mayor cantidad de consideraciones como el ruido en la variable

controlada, la velocidad de respuesta, o la consideración de rangos de las variables manipuladas y/o controladas en los que debe evitarse trabajar, o por ejemplo, en el caso de un control MIMO, considerar las importancias relativas de los lazos de control para lograr un desempeño satisfactorio. Todos los anteriores criterios se expresan como términos en una suma que compone la función de costo, siendo esta susceptible de ser manipulada incluyendo o excluyendo dichos términos como puede verse en la Figura 1.3 donde el grupo de criterios a) son tenidos en cuenta para los procesos más sencillos y el grupo de criterios b) para procesos más complejos.

Figura 1.3. Composición de criterios de funciones de costo.



Fuente: Propia, febrero de 2013.

Una vez compuesta la función de costo, se procede mediante el algoritmo de optimización a encontrar una variación de esfuerzo de control Δu_k que haga mínimo su valor, es decir, permite valorar la respuesta basándose en los criterios seleccionados para evaluarla a lo largo del horizonte de predicción [14].

La función de coste es una función que suele ser dependiente del error (diferencia entre la salida de la planta $y(t)$ y la consigna $r(t)$), la velocidad de cambio en el esfuerzo de control Δu_k , la importancia de la acción de un lazo de control respecto a otro, llamado también matriz de importancias, o diversas restricciones o requerimientos especiales dependiendo del proceso, todos estos criterios evaluados para un horizonte finito de tiempo.

Existen varios tipos de algoritmos de minimización para la función de costo como el método simplex [28], programación cuadrática [29], Newton-Raphson [30], y Newton-Gauss[31]. La desventaja que presentan algunos de estos métodos es que necesitan de muchas iteraciones para encontrar un mínimo haciendo difícil la implementación de un controlador en tiempo real, por esto para la selección del método de minimización se debe de tener en cuenta la velocidad de convergencia y la idoneidad del algoritmo en cuestión para lidiar con el problema de optimización, que, en el caso de que esta exista la convergencia es cuadrática lo que garantiza alta velocidad en la minimización. En el caso particular, se usa el método de programación cuadrática, implementado en la herramienta Matlab a través de la función quadprog. La función de coste básica está definida como [32]:

$$J(\Delta u_k) = \left\{ \sum_{i=0}^{p-1} \left| \sum_{j=1}^{n_y} w_{i+1,j}^y e^{(k+i+1|k)} \right|^2 + \sum_{j=1}^{n_u} |w_{i,j}^{\Delta u} \Delta u_j(k + (i)k)|^2 \right\} \quad (1.8)$$

Para n_y el valor del horizonte de control y p el valor del horizonte de predicción se tiene que $e_{(k+i+1|k)}$ es un vector de error estimado de los estados hacia futuro en el horizonte de predicción y $\Delta u_{j(k+i|k)}$ es la variación estimada del esfuerzo de control en el horizonte de predicción mientras w_{i+1j}^y y $w_{i,j}^{\Delta u}$ son matrices de pesos que determinan la importancia del valor del error y de la velocidad de variación de la acción del control al valor de la función de costo.

Cada autor agrega términos o modifica la ecuación de acuerdo a las necesidades de su proceso, un ejemplo de esto, es la función de costo utilizada por el software Matlab en el bloque de Simulink “Model Predictive Control” del Toolbox Model Predictive Control para la implementación del controlador predictivo por defecto (1.9) [13] el cual incluye un término de penalización de incumplimiento de restricciones y un término de ajuste integral:

$$J_{(\Delta u_k)} = \sum_{i=0}^{p-1} \left| \sum_{j=1}^{n_y} w_{i+1j}^y \left(y_j(k+i+1|k) - r_j(k+i+1) \right) \right|^2 + \sum_{j=1}^{n_u} \left| w_{i,j}^{\Delta u} \Delta u_j(k+i|k) \right|^2 + \sum_{j=1}^{n_y} \left| w_{i,j}^u \left(u_j(k+i|k) - u_{jtarget}(k+i) \right) \right|^2 + \rho_\varepsilon \varepsilon^2 \quad (1.9)$$

Donde se han adicionado términos como $\rho_\varepsilon \varepsilon^2$ el cual introduce la penalización de violación de restricciones, y $\left| w_{i,j}^u \left(u_j(k+i|k) - u_{jtarget}(k+i) \right) \right|^2$ es usado para priorizar la atención a una de las variables de entrada sobre otras en caso de que se tengan más señales de entradas que de salidas.

1.4 Sintonización

Se comprende que la sintonización es el mejor aliado de una especificación de rendimiento deseado. Si se logra obtener la función de costo adecuada, la sintonización puede asegurar la estabilidad y los requerimientos del proceso, gracias a que por definición, la sintonización es la optimización de la función de costo para el caso particular del proceso.

Se podría entender de forma más clara encontrando la similitud de cuando un piloto de carreras tiene como objetivo ganar la carrera, para lo cual optimiza la velocidad de su automóvil, sujeto a la restricción de que el automóvil debe permanecer siempre en la pista. Si se optimiza la velocidad sin tener en cuenta explícita de la restricciones que representa el trazado de la pista, las condiciones atmosféricas, el desgaste de los neumáticos o el número válido de aprovisionamientos de combustible, el logro general de ganar la carrera puede verse comprometido debido a la posibilidad de salirse de la pista, dañar el auto, sufrir un accidente o quedar fuera de competición. Entonces para lograr el objetivo debe considerarse todos los criterios que aplican y darles una importancia relativa sobre la estrategia con la que se maneja la carrera, y a este proceso de definir la importancia relativa de todos los criterios sobre las decisiones del controlador es al que se llama sintonización.

Una vez se ha diseñado el controlador, la sintonización consiste en hallar valores numéricos para las matrices de ponderación de las salidas futuras w_{i+1j}^y y de las

variaciones de esfuerzos de control $w_{i,j}^{\Delta u}$, es decir, poniendo diferente ponderación en el rendimiento en lazos diferentes, en función de su importancia puede lograrse mayor sensibilidad en uno u otro lazo y también puede lograrse dar una mayor importancia a la velocidad de cambio de la variable controlada o a la suavidad de la acción de control.

Una pauta típica para dar un valor razonable para los pesos iniciales es para normalizar todas las señales (entrada y salida) de modo que el intervalo de 0 a 1 es igualmente importante para cada señal, y luego utilizar pesos diferentes para los diferentes lazos, esto se debe a que cada proceso tiene prioridades diferentes que pueden ser demasiado sutiles para incluir en las directrices generales. La sintonía es a menudo sencilla si se puede definir la importancia relativa de rendimiento en lazos diferentes.

Donde $w_{i+1,j}^y$ y $w_{i,j}^{\Delta u}$ pueden ser números en el caso SISO y vectores en el caso MIMO para el modelo en espacio de estados. El valor de estos determina la velocidad de respuesta y la robustez del controlador, si se sube el valor de $w_{i+1,j}^y$, el control es más rápido ya que hace que una reducción de error sea más significativa que una variación de esfuerzo de control, pero también hace que el sistema sea menos robusto y más oscilatorio al hacer que las variaciones del esfuerzo de control sean más bruscas. De igual manera, si se incrementa el valor de $w_{i,j}^{\Delta u}$, el controlador ejercerá cambios más suaves, lo que hará que la respuesta sea menos oscilatoria mejorando la estabilidad, aunque más lenta, ya que representa una mayor reducción de $J(\Delta u_k)$, la reducción de la variación del esfuerzo de control. Hay que tener cuidado ya que esta situación puede desembocar en error de estado estacionario, lo cual no es conveniente para un control de seguimiento de consigna.

Para el caso MIMO [33] hay que considerar que $w_{i+1,j}^y$ y $w_{i,j}^{\Delta u}$ son vectores o conjuntos de coeficientes del tamaño del número de variables manipuladas y controladas respectivamente, usualmente la sintonización en estos casos empieza definiendo valores por defecto a todos los coeficientes y mediante pruebas se determina si aumentar o disminuir los coeficientes buscando siempre un comportamiento deseado.

No existen metodologías universalmente aceptadas o seguidas al momento de hacer una sintonización en un controlador predictivo, pero se puede realizar de la siguiente manera:

Buscar el balance de estabilidad con velocidad de respuesta, cambiando los coeficientes de $w_{i+1,j}^y$ y $w_{i,j}^{\Delta u}$ de una manera simultánea hasta que uno o todos los lazos tengan el comportamiento de estabilidad y velocidad de respuesta deseados.

Buscar el balance entre los lazos de control, cuando estos están interactuando entre sí, puede haber un lazo con una respuesta no satisfactoria, en este caso se cambian solo los coeficientes de $w_{i+1,j}^y$ y $w_{i,j}^{\Delta u}$ asociados, teniendo en cuenta a su vez la respuesta de los otros lazos.

La sintonización también define la suavidad o dureza deseada para las respuestas del optimizador mediante las penalizaciones que por ello se establezcan, tema que se tratara al hablar de las restricciones.

1.5 Restricciones

Una de las principales ventajas del MPC es su capacidad para el manejo de restricciones en línea de una manera sistemática. Las restricciones son el conjunto de los valores de entradas, salidas, estados o esfuerzos de control que son prohibidos para el proceso debido a que estos pueden generar funcionamientos indeseados tales como destrucción o mal funcionamiento del proceso o de la instrumentación del mismo, e inestabilidad.

También comprende los valores de las variables manipuladas o controladas que el proceso no es capaz de alcanzar o cualquier otra restricción posible.

Las restricciones se manejan dentro de la función de coste de tal manera que violar una restricción introduce un costo muy alto que el algoritmo optimizador va a tratar de evitar. Las restricciones y el costo de la violación de las mismas se define en la ecuación (1.9) como $\rho_\varepsilon \varepsilon^2$, el cual introduce la penalización de violación de restricciones, siendo ρ_ε la prioridad que tiene la violación de las restricciones en la ecuación de costo, cuyo valor típico está en la ecuación (1.10) para una máxima penalización de violaciones de las consignas, mientras que el termino ε^2 es una variable suelta (slack variable) está sujeto a las inecuaciones que representan a las restricciones del proceso que podemos incluir en los modelos de control predictivo son [34], en la ecuación (1.11) se encuentran los vectores de restricciones, $u_{jmin}(i)$ y $u_{jmax}(i)$ formados por restricciones en los estados de la planta, $\Delta u_{jmin}(i)$ y $\Delta u_{jmax}(i)$ formados por las restricciones de la variación del esfuerzo de control y finalmente $y_{jmin}(i)$ y $y_{jmax}(i)$ formados por las restricciones en las salidas de la planta; mientras que los vectores V_{jmin}^u , V_{jmin}^y , $V_{jmin}^{\Delta u}$, $V_{jmax}^{\Delta u}$, V_{jmin}^y y V_{jmax}^y son vectores no negativos de tal manera que cuando su valor es cero hace que las restricciones sean duras y cuando son uno sean blandas, el manejo de las restricciones se hace hallando el valor del termino ε en (1.11)

$$\rho_\varepsilon = 10^5 \max\{w_{i,j}^{\Delta u}, w_{i+1,j}^y, w_{i,j}^u\} \quad (1.10)$$

$$u_{jmin}(i) - \varepsilon V_{jmin}^u(i) \leq u_j(k + ik) \leq u_{jmax}(i) + \varepsilon V_{jmax}^u(i)$$

$$\Delta u_{jmin}(i) - \varepsilon V_{jmin}^{\Delta u}(i) \leq \Delta u_j(k + ik) \leq \Delta u_{jmax}(i) + \varepsilon V_{jmax}^{\Delta u}(i) \quad (1.11)$$

$$y_{jmin}(i) - \varepsilon V_{jmin}^y(i) \leq y_j(k + i + (1)k) \leq y_{jmax}(i) + \varepsilon V_{jmax}^y(i)$$

$$\Delta u(k + (h)k) = 0$$

$$\varepsilon \geq 0$$

2 MODELO DE LA PLANTA CASO DE ESTUDIO

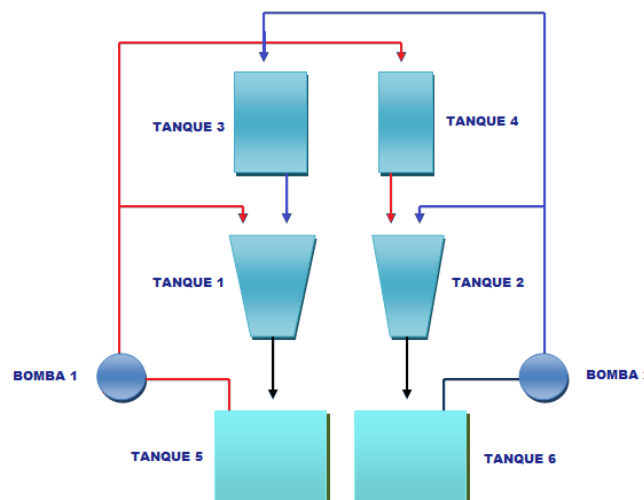
El presente trabajo se desarrolla para la Planta Multivariable del Laboratorio de Procesos de la Universidad del Cauca, diseñada por CUELLAR y VELEZ [35] para permitir a los estudiantes aplicar conocimientos en el área de control. Se escogió esta planta debido a su estructura MIMO con dos circuitos hidráulicos interconectados y dos tanques que presentan no-linealidades, el tipo de procesos para los cuales fue diseñado el control predictivo en sus inicios; donde se puede apreciar sus ventajas en cuanto a metodología de diseño y flexibilidad, a la hora de manejar criterios y restricciones.

Previamente, AGUILAR y CASTRO [36] desarrollaron en su trabajo de grado la descripción del proceso para la Planta Multivariable, el levantamiento de planos según la norma ISA 8.5 y el modelado del comportamiento dinámico del sistema de tanques. Para una mejor comprensión del sistema a tratar, sus resultados se citaran a continuación.

2.1 Descripción de la planta caso de estudio

La planta multivariable de tanques interactuantes es un sistema compuesto por seis tanques y un sistema de tuberías que conecta los diferentes tanques entre sí, de esta manera se puede asumir que la planta es un circuito hidráulico dividido en dos lazos (El lazo 1 consta de los tanques 1, 4 y 5, y la motobomba 1; y el lazo 2 consta de los tanques 2, 3 y 6, y la motobomba 2) como se puede observar en la Figura 2.1, cada uno de estos lazos está compuesto por tres tanques interconectados mediante tuberías y una motobomba.

Figura 2.1 Diagrama general Planta Multivariable



Fuente: AGUILAR y CASTRO [36], junio 2012

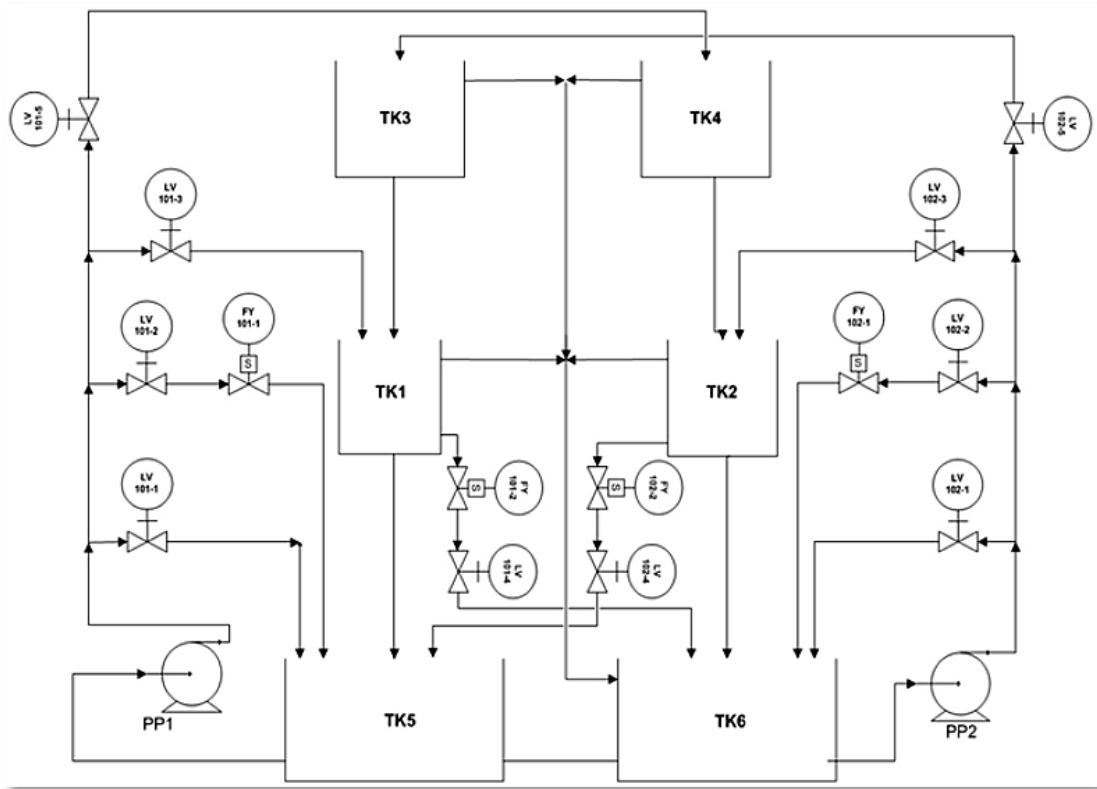
Como se puede ver en la Figura 2.1, los tanques se encuentran distribuidos en tres niveles, desde abajo hacia arriba se puede observar en el primer nivel dos tanques de almacenamiento (tanques 5 y 6) o también llamados tanques pulmón, en el segundo nivel los tanques 1 y 2 y por ultimo en el tercer nivel los tanques 3 y 4. De esta manera el sistema genera la siguiente dinámica: la motobomba 1 se encarga de impulsar el agua desde el tanque de almacenamiento 5 hacia los tanques 1 y 4 mientras la motobomba 2 alimenta los tanques 2 y 3 con el fluido que se encuentra en el tanque de almacenamiento 6 de esta manera entre el nivel medio y el ultimo nivel es donde se lleva a cabo la interacción entre los dos lazos ya mencionados en el sentido por ejemplo para el lazo 1 el flujo de salida del tanque 4 llena directamente el tanque 2 produciéndose una interacción entre el lazo 1 y el lazo 2 a través de este flujo de salida, de la misma forma sucede con el tanque 3 cuyo flujo de salida llena directamente el tanque 1 generándose de esta manera la interacción entre el lazo 2 y el lazo 1 a través de este flujo de salida.

En cuanto a instrumentación, se cuenta con dos medidores de flujo, dos medidores de nivel, dos motobombas y dos variadores de frecuencia. Para una descripción más detallada de los componentes e instrumentos de la misma, ver [36].

2.2 Descripción del proceso

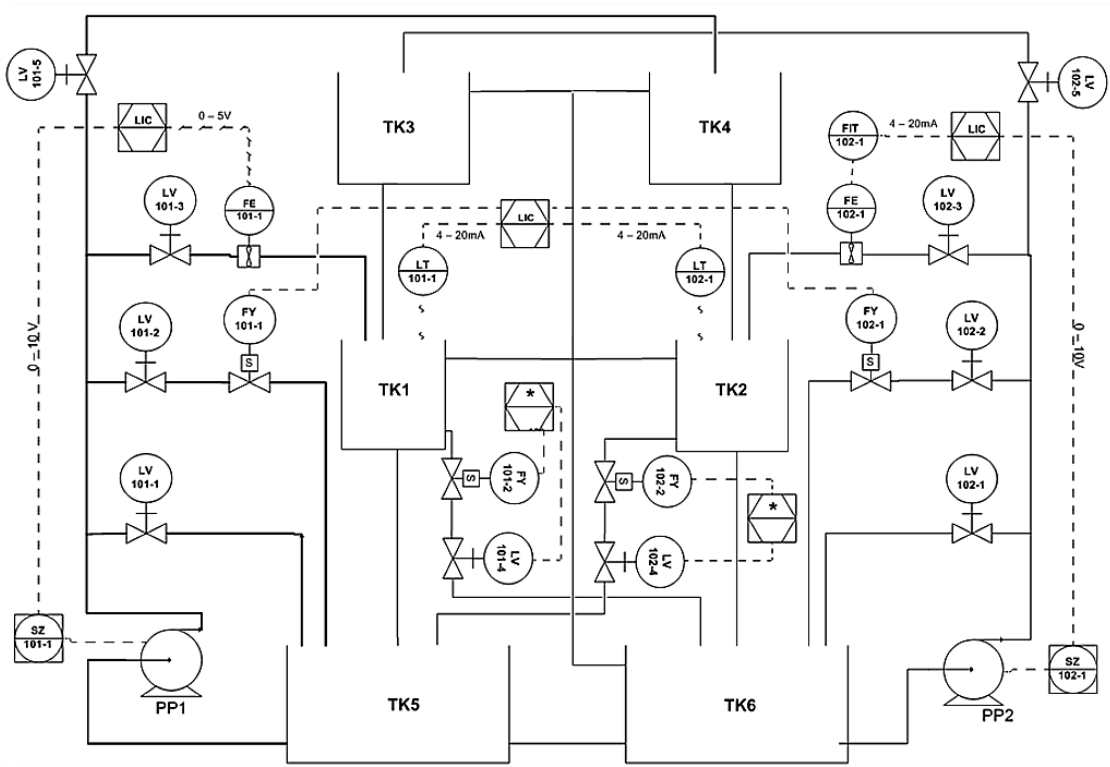
En la Figura 2.2, se observa el diagrama de flujo de proceso de la Planta Multivariable, en este se indican los diferentes caminos que puede tomar el fluido. Por cada lazo existe una tubería de alivio o también llamada *bypass* cuya función es la de evitar el fenómeno conocido como golpe de ariete, el cual puede ocasionar daños tanto en la tubería como en las motobombas debido a la sobrepresión que puede presentar el fluido en el momento en que no encuentre un camino por donde desalojarse, haciendo que la presión en la tubería aumente, ocasionando daños en el circuito hidráulico. La cantidad de flujo que ingresa a cada tanque es regulada a través de diferentes válvulas manuales tipo bola. El sistema también ofrece la posibilidad de generar disturbios en el flujo tanto a el caudal de entrada como de salida de cada uno de los tanques 1 y 2, debido a que es sobre ellos se va a llevar a cabo el control del nivel de agua, estos disturbios son activados a través de válvulas manuales y electroválvulas tal como se puede apreciar en la Figura 2.2, cada electroválvula está encargada de activar el disturbio mientras que con cada válvula manual asociada a cada electroválvula regula la magnitud del disturbio logrando que pase más o menos flujo dependiendo de la apertura de cada válvula. Por último la planta cuenta con tuberías de rebosadero las cuales llevan el agua desde los cuatro tanques superiores hacia los tanques de almacenamiento en el caso de que el nivel del agua en cualquiera de los cuatro tanques alcance su máximo nivel.

Figura 2.2 Diagrama de flujo de proceso Planta Multivariable



Fuente: AGUILAR y CASTRO [36], julio 2012.

Figura 2.3 Diagrama P&ID Planta Multivariable



Fuente: AGUILAR y CASTRO [36], julio 2012

En el diagrama P&ID de la Figura 2.3 se pueden ubicar en cada equipo todas las señales que entran o salen de él, en la Tabla 2.1 se puede identificar los diferentes componentes por sus respectivas etiquetas. Se puede apreciar las diferentes señales eléctricas que corresponden las señales de salida de los sensores adaptados al sistema, dos de flujo (ubicados en las tuberías de entrada a los tanques 1 y 2) y dos de nivel (en los tanques 1 y 2), así mismo se aprecia las señales que gobiernan cada motobomba y cuatro señales discretas con las que se activan las cuatro electroválvulas encargadas de generar perturbaciones en el nivel de cada tanque (FY101-1, FY101-2, FY102-1 y FY102-2)

Tabla 2.1 Lista de etiquetas Planta Multivariable

Etiqueta	Descripción
TK1	Tanque 1.
TK2	Tanque 2.
TK3	Tanque 3.
TK4	Tanque 4.
FY101-1	Electroválvula para introducción de disturbios en TK1.
FY101-2	Electroválvula para introducción de disturbios en TK1.
FY102-1	Electroválvula para introducción de disturbios en TK2.
FY102-2	Electroválvula para introducción de disturbios en TK2.
LV101-1	Válvula Manual para alterar el caudal de entrada a los tanques y tuberías auxiliares.
LV101-2	Válvula Manual para aislar circuitos hidráulicos.
LV101-3	Válvula Manual para alterar el caudal de entrada a los tanques y tuberías auxiliares.
LV101-4	Válvula Manual para aislar circuitos hidráulicos.
LV101-5	Válvula Manual para alterar el caudal de entrada a los tanques y tuberías auxiliares.
LV102-1	Válvula Manual para alterar el caudal de entrada a los tanques y tuberías auxiliares.
LV102-2	Válvula Manual para aislar circuitos hidráulicos.
LV102-3	Válvula Manual para alterar el caudal de entrada a los tanques y tuberías auxiliares.
LV102-4	Válvula Manual para aislar circuitos hidráulicos.
LV102-5	Válvula Manual para alterar el caudal de entrada a los tanques y tuberías auxiliares.
FE101-1	Sensor de Flujo.
FE102-1	Sensor de Flujo.
FIT102-1	Transmisor Indicador de Flujo.
LT101-1	Transmisor de nivel.
LT102-1	Transmisor de nivel.
PP1	Motobomba 1.
PP2	Motobomba 2.
SZ101-1	Variador de velocidad.
SZ101-2	Variador de velocidad.
LIC	Controlador Indicador de Nivel.

Fuente: Propia, febrero 2013

Según lo expuesto anteriormente, la *Variable Controlada* del sistema es el nivel del agua en los tanques TK1 y TK2, y la *Variable Manipulada* del sistema es el caudal de entrada que es impulsado por las motobombas con ayuda de los variadores de frecuencia, a este conjunto (variador y motobomba) se considera como el *Actuador del sistema*.

2.3 Modelo del sistema de tanques

Retomando el trabajo realizado por los estudiantes CUELLAR y VELEZ [35], así como el de AGUILAR y CASTRO [36], el modelo de la dinámica de los tanques se obtiene mediante la descripción de la conservación de masa total de fluido en el sistema.

El comportamiento dinámico de la altura de un tanque esta descrito por un modelo dinámico de primer orden, donde la altura es proporcional a la diferencia entre los caudales de entrada y salida del mismo. El comportamiento dinámico de los tanques de la planta está representado por las ecuaciones (2.1) a (2.4) que relacionan la altura de los tanques con los caudales de entrada y salida de los mismos. Los tanques de tercer nivel, están descritos por las ecuaciones (2.1) y (2.2) donde los caudales de entrada provienen directamente de las motobombas. Para los tanques del segundo nivel, las ecuaciones (2.3) y (2.4) donde los caudales de entrada provienen de las motobombas así como del caudal de salida de los tanques 3 y 4. Tal como se muestra en el diagrama de la Figura 2.1.

$$\frac{dh_3}{dt} = \frac{Q_{in3}}{A_3} - \frac{a_3}{A_3} C_{d3} \sqrt{2gh_3} dt \quad (2.1)$$

$$\frac{dh_4}{dt} = \frac{Q_{in4}}{A_4} - \frac{a_4}{A_4} C_{d4} \sqrt{2gh_4} dt \quad (2.2)$$

$$\frac{dh_1}{dt} = \frac{Q_{in1}}{A_1} + \frac{a_3 C_{d3} \sqrt{2gh_3}}{A_1} - \frac{a_1}{A_1} C_{d1} \sqrt{2gh_1} dt \quad (2.3)$$

$$\frac{dh_2}{dt} = \frac{Q_{in2}}{A_2} + \frac{a_4 C_{d4} \sqrt{2gh_4}}{A_2} - \frac{a_2}{A_2} C_{d2} \sqrt{2gh_2} dt \quad (2.4)$$

Donde:

h_i : Nivel del líquido en el tanque i , expresada en m.

Q_{ini} : Caudal proveniente de la motobomba hacia el tanque i , expresada en m^3/s .

A_i : Área del tanque i , expresada en m^2 .

a_i : Área del orificio de descarga de salida del tanque i , expresada en m^2 .

C_{di} : Coeficiente de descarga del fluido del tanque i , constante adimensional.

g : Gravedad en m/s^2 .

AGUILAR y CASTRO han introducido el término de coeficiente de descarga C_{di} , como la relación entre la velocidad media real en la sección recta de la corriente (chorro) y la

velocidad media ideal que se tendría sin rozamiento, para ajustar de alguna manera las diferencias producidas por fenómenos como turbulencia o viscosidad entre otros, que alteran la variación de la velocidad de salida del fluido del tanque, lo cual influye de manera proporcional en el cálculo del nivel del mismo como se puede observar en las ecuaciones (2.1)-(2.4).

Los caudales de entrada a los tanques están definidos por las aperturas de las válvulas manuales. Hay válvulas que permiten aislar los circuitos hidráulicos, otras están en las líneas de entrada a los tanques y hay otras que actúan como válvulas de alivio, tal como se indica en el diagrama de la Figura 2.2. Tomando una configuración de las válvulas manuales donde estas se encuentran cerradas a excepción de LV101-3, LV101-5, LV102-3 y LV102-5, AGUILAR y CASTRO modelaron mediante una aproximación lineal la división del caudal Q_i . Dicho modelo se encuentra en las ecuaciones (2.5) a (2.8).

$$Q_{1_1} = (1 - C_2 \delta_2) \delta_1 Q_1 \quad (2.5)$$

$$Q_{1_2} = (1 - C_1 \delta_1) \delta_2 Q_1 \quad (2.6)$$

$$Q_{2_1} = (1 - C_4 \delta_4) \delta_3 Q_2 \quad (2.7)$$

$$Q_{2_2} = (1 - C_3 \delta_3) \delta_4 Q_2 \quad (2.8)$$

Donde:

Q_{1_1} : Caudal desde la motobomba 1 hacia TK1, expresado en m³/s.

Q_{1_2} : Caudal desde la motobomba 1 hacia TK4.

Q_{2_1} : Caudal desde la motobomba 2 hacia TK2.

Q_{2_2} : Caudal desde la motobomba 2 hacia TK3.

C_1 : Constante de proporcionalidad entre el caudal Q_{1_1} y el caudal de la motobomba Q_1 , constante adimensional.

C_2 : Constante de proporcionalidad entre el caudal Q_{1_2} y el caudal de la motobomba Q_1 .

C_3 : Constante de proporcionalidad entre el caudal Q_{2_1} y el caudal de la motobomba Q_2 .

C_4 : Constante de proporcionalidad entre el caudal Q_{2_2} y el caudal de la motobomba Q_2 .

δ_1 : Apertura de la válvula LV 101-3, valor entre 0 y 1 siendo 0 cerrado y 1 abierto.

δ_2 : Apertura de la válvula LV 101-5.

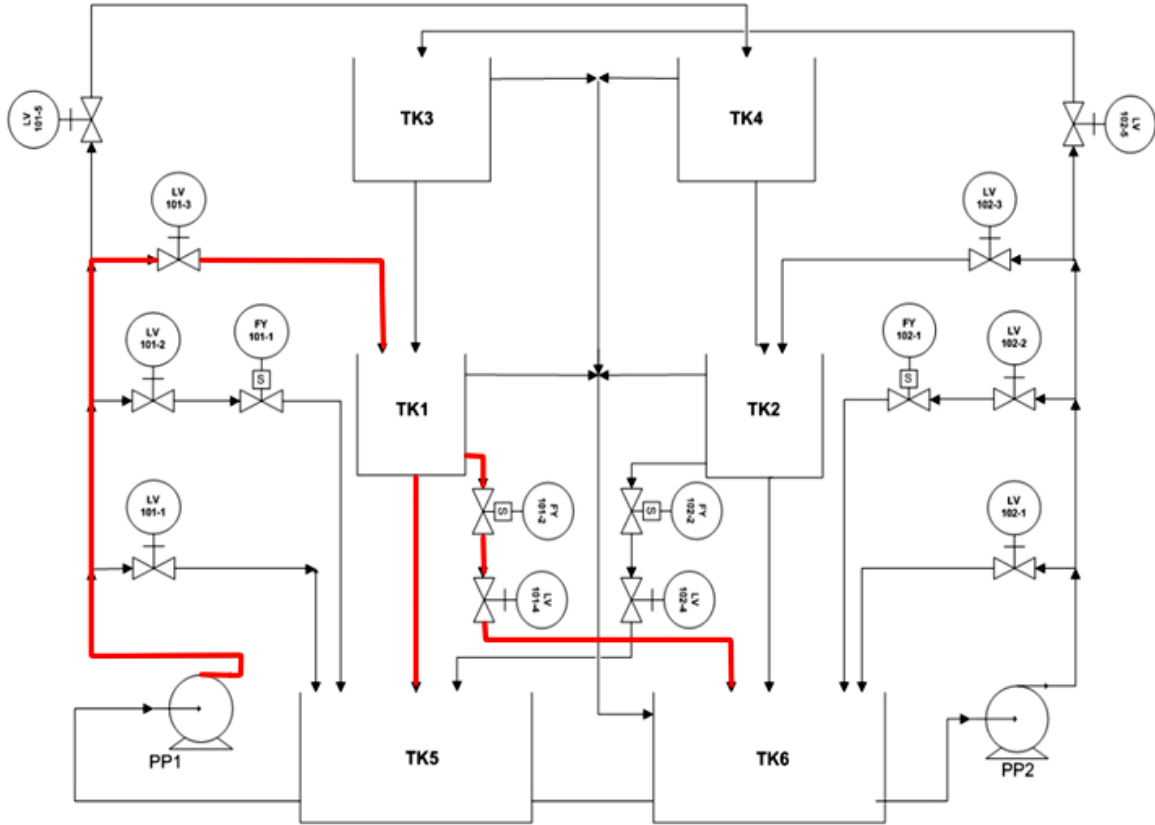
δ_3 : Apertura de la válvula LV 102-3.

δ_4 : Apertura de la válvula LV 102-5.

Por último, mediante la activación de las electroválvulas es posible introducir disturbios debido a que modifican los caudales de salida de los tanques (FY101-2 o FY102-2) o

los caudales totales de entrada al sistema (FY101-1 o FY102-1). En la Figura 2.4 se nota cómo cambian las líneas de flujo del sistema al presentarse un disturbio introducido por la apertura de una electroválvula.

Figura 2.4 Disturbio introducido por apertura de electroválvula.



Fuente: Propia, febrero 2013

Puesto que el control predictivo puede manejar modelos de perturbaciones, el modelo de las perturbaciones causadas por FY101-2 o FY102-2 está incluido en el modelo de la planta según las ecuaciones (2.9) y (2.10), donde los valores de FY 101-2 y FY 102-2 son cero cuando están cerrados y uno cuando están abiertas.

$$a_{1t} = a_1 + a_1' * \delta_5 \quad (2.9)$$

$$a_{2t} = a_2 + a_2' * \delta_6 \quad (2.10)$$

Con:

δ_5 : Apertura de la Electroválvula FY 101-2, con valor de 0 cuando la electroválvula está cerrada y 1 cuando está abierta.

δ_6 : Apertura de la Electroválvula FY 102-2.

a_1' : Área del orificio de descarga de la electroválvula FY 101-2, expresada en m^2 .

a_2' : Área del orificio de descarga de la electroválvula FY 102-2.

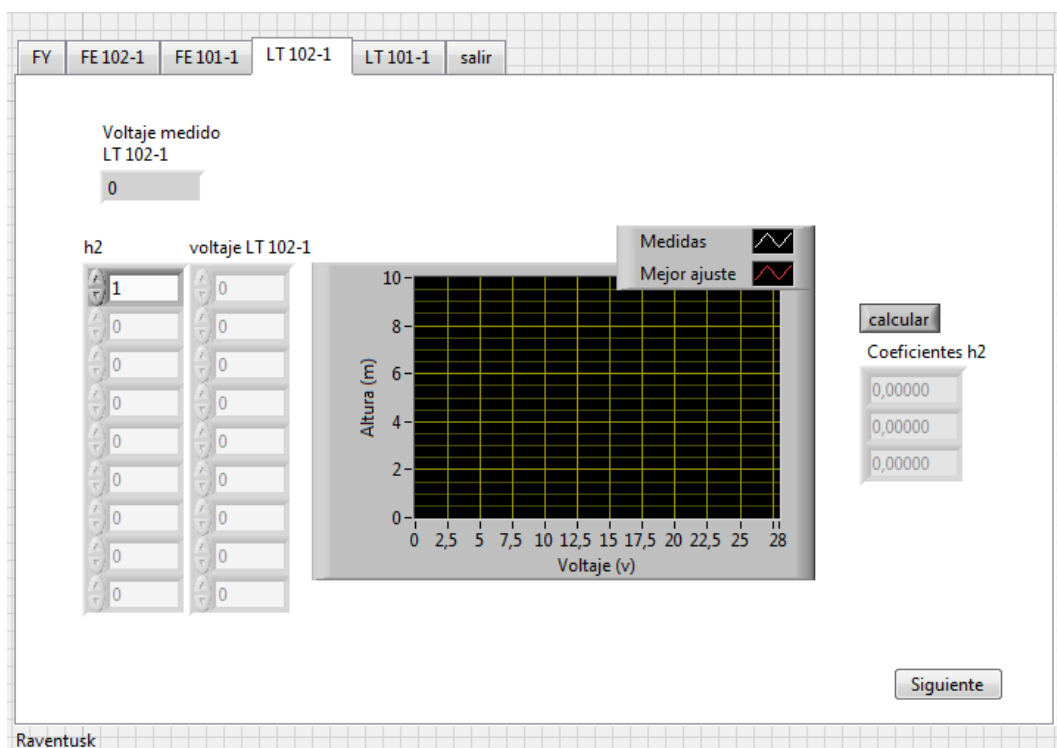
2.4 Validación del modelo

Con el objetivo de realizar una validación del modelo se hizo una caracterización de los parámetros del modelo descrito por las ecuaciones (2.1) a (2.4), se diseñó e implemento un sistema de adquisición de datos haciendo uso de la herramienta LabVIEW.

El sistema de adquisición de datos está diseñado como un conjunto de aplicaciones para diferentes tareas de medición las cuales hacen uso de recursos comunes, por eso se han diseñado en un proyecto de LabVIEW, el cual es una estructura de datos [37] que gestiona de manera automática aplicaciones donde hay gran cantidad de código compartido, instrumentos virtuales trabajando coordinados y ciclos anidados, permitiendo también crear ejecutables, instaladores y hacer manejo de subversiones y administración de hardware.

Hay un asistente de calibración, mostrado en la Figura 2.5, el cual es una rutina que permite al usuario calibrar los sensores de nivel y ajustar los coeficientes del polinomio con los que AGUILAR y CASTRO modelan la relación entre voltaje de salida de la tarjeta y flujo de salida de las motobombas, ajuste realizado mediante la adquisición de datos de las respuestas de las señales de los sensores ante alturas y caudales de magnitud conocida, para los cuales el programa calcula un polinomio de ajuste correspondiente que relaciona el voltaje con las unidades de ingeniería deseadas. Los coeficientes de dichos polinomios pueden exportarse al resto de programas o guardarse en un documento de texto separado por tabulaciones. Más información al respecto puede encontrarse en el literal Calibración en el anexo A.

Figura 2.5 Asistente de calibración.

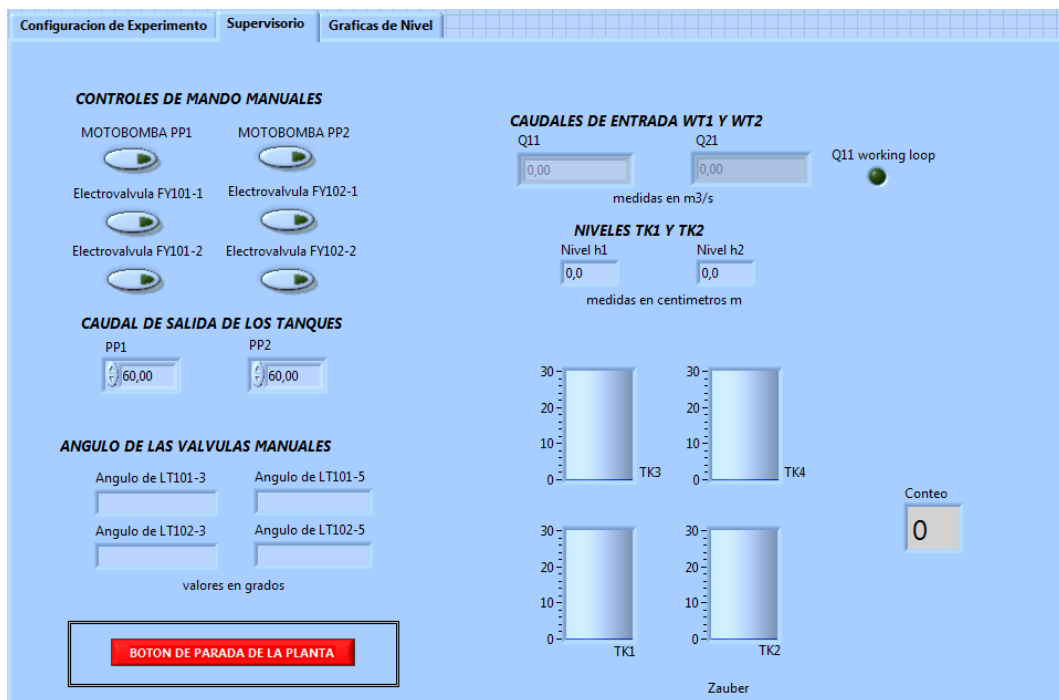


Fuente: Propia, febrero 2013

La interfaz se compone de un conjunto de ventanas asociadas en un panel con pestañas de tal manera que el programa las activa secuencialmente para hacer una tarea de calibración a la vez. La ventana “FY” permite evaluar el estado de las electroválvulas mediante controles de apertura y cierre, con los que el usuario puede notar si todas funcionan adecuadamente. Las pestañas “FE102-1” y “FE101-1” permiten al usuario prender la motobomba respectiva a cada lazo (101 o 102) y variar su flujo para tomar puntos de voltaje y flujo, con lo que el programa calcula el polinomio de cuarto orden propuesto por AGUILAR y CASTRO al presionar el botón “calcular”. Las pestañas “LT101-1” y “LT102-1” muestran lecturas de voltaje de los respectivos sensores de nivel para que el usuario pueda registrar manualmente los datos de voltaje que obtenga al variar el nivel, con lo cual puede después calcular un polinomio de conversión de voltaje a la unidad de ingeniería que desee, y en la última ventana de “salir” se ofrece al usuario la opción de guardar los coeficientes de los polinomios hallados en un documento .txt separado por tabulaciones o exportarlos a una variable global para que queden disponibles para los otros programas del sistema.

Se cuenta también, con un sistema de visualización y control manual, mostrado en la Figura 2.6, que permite al usuario manipular los instrumentos de la planta, tomar las mediciones de todas las variables medidas y guardarlas en documentos de texto separados por tabulaciones.

Figura 2.6 Visualización y control manual.



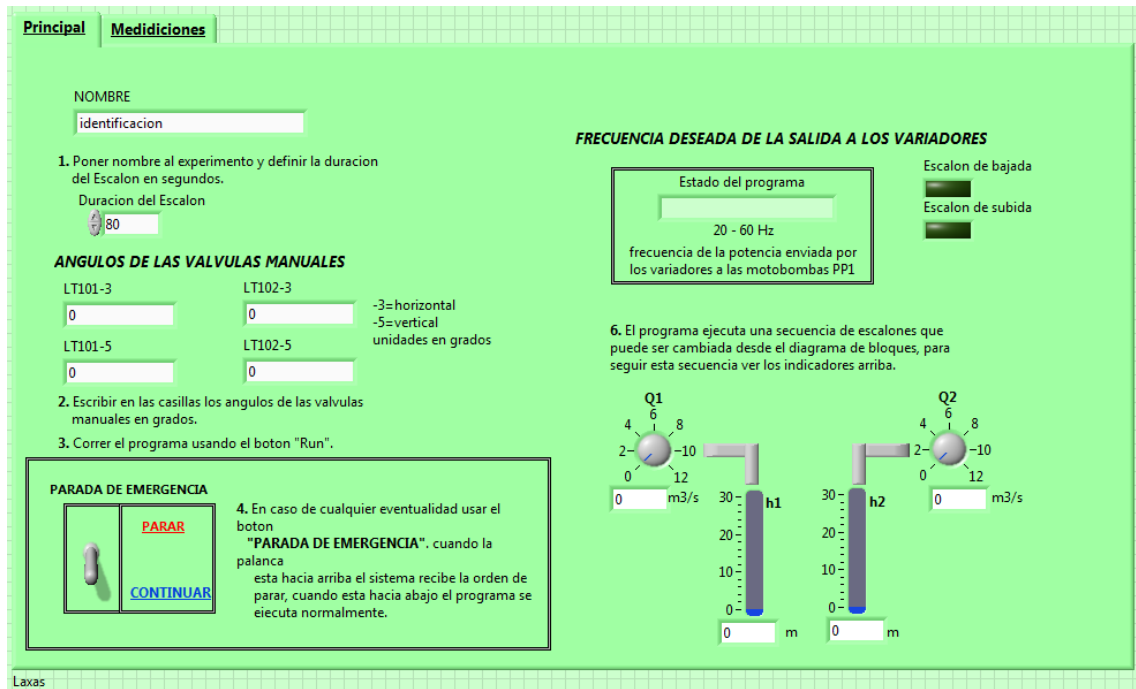
Fuente: Propia, febrero 2013

Consta de tres pestañas, en la pestaña de “Configuración de experimentos” en la que se pueden consignar las aperturas de las válvulas para que dichos valores queden consignados al momento de guardar los datos. La pestaña de “Supervisorio” tiene los controles e indicadores de los instrumentos de la planta además de un botón de parada de emergencia, y por último, la pestaña de “Graficas de nivel” la cual despliega las

graficas de los niveles y flujos, para profundizar al respecto está el literal Sistema de visualización y control manual, en el anexo A.

Para programar experimentos de toma de datos, también se dispone de un sistema de medición semiautomático en el que se pueden programar escalones de duración variable en el esfuerzo de control y tomar los datos de dicha prueba de forma automática, guardándolas en documentos de texto separados por tabulaciones, la interfaz de la misma puede verse en la Figura 2.7.

Figura 2.7 Sistema de medición Semiautomático.



Fuente: Propia, febrero 2013

Esta rutina cuenta con dos pestañas, “Principal” en la que se puede definir un conjunto de escalones mediante un valor de flujo constante representado por un valor de frecuencia constante para las motobombas, adicionalmente se puede introducir datos sobre las aperturas de las válvulas manuales y se cuenta con una palanca para paradas de emergencia, y “Mediciones” para ver las variables medidas con indicadores gráficos. Sobre su diseño se discute en el literal Sistema de medición semiautomático en el anexo A.

En el anexo A, Diseño de sistema de adquisición de datos, se encuentra de una manera más detallada las consideraciones realizadas, las arquitecturas de diseño [38] usadas y el diseño de flujo de datos entre aplicaciones.

2.4.1 Validación del modelo de la planta

Los parámetros empleados en el modelo de la planta a usar están dados en las ecuaciones (2.1) a (2.10), de los cuales los parámetros de la Tabla 2.2 han sido calculados por AGUILAR y CASTRO de manera experimental, encontrándose en la

misma tabla los valores obtenidos en su trabajo. Al ser estos parámetros dependientes tanto de la geometría de los tanques como de las características del fluido en los mismos son parámetros que no varían de forma significativa.

Tabla 2.2. Valores citados de los parámetros del modelo de la planta.

PARAMETRO	TANQUE				MOTOBOMBA	
	1	2	3	4	1	2
Caudal máximo o Q_i (GPM)	--	--	--	--	8.5	10
Área (m^2)	Variable	Variable	$203,510^{-4}$	28510^{-4}	--	--
Área orificio de descarga (m^2)	38.01310^{-4}	38.01310^{-4}	13.27310^{-4}	13.27310^{-4}	--	--
Altura (m)	0.30	0.30	0.30	0.30	--	--
Coefficiente de descarga (C_d)	0.67	0.66	0.77	0.8	--	--
Constante de proporcionalidad de caudal (C_i)	0.6377	0.3623	0.6596	0.3404	--	--
Gravedad (m/s^2)	9,81					

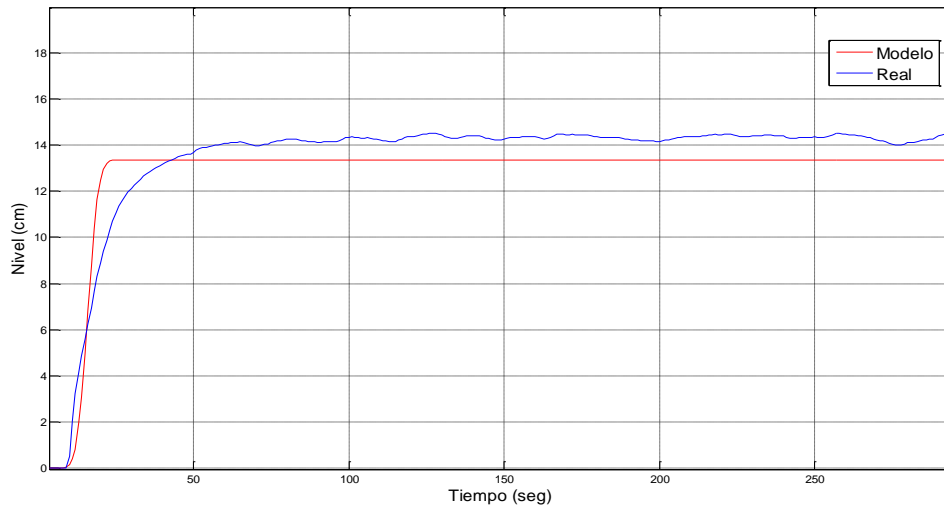
Fuente: AGUILAR y CASTRO [36], julio 2012

De acuerdo a los parámetros anteriormente planteados, se llevó a cabo la correspondiente validación del modelo respecto al comportamiento real. Con ello en mente, se realizó la adquisición de señales del sistema con la herramienta desarrollada en el entorno de programación de *Labview* cuya escogencia facilito el monitoreo del comportamiento del sistema. Posteriormente a las señales adquiridas se le realizo su correspondiente procesamiento dichos datos fueron guardados para luego ser cotejados con el comportamiento del modelo. Para esto se llevó a cabo una serie de pruebas las cuales manejaron la siguiente dinámica:

- Aplicar escalones de caudal de diferente magnitud alimentando los tanques de manera tanto simultanea como independiente.
- Una vez aplicados los escalones se guardan los datos y se cotejan con los datos del modelo para las mismas pruebas con el propósito final de determinar qué tan válido es el modelo obtenido.

La figura 2.8 muestran la respuesta del modelo y del sistema real frente a un escalón de 6.5 GPM aplicado directamente al tanque 1 lo cual hace que el fluido alcance un valor de 14cm con un error de 0.81cm aproximadamente con respecto al modelo.

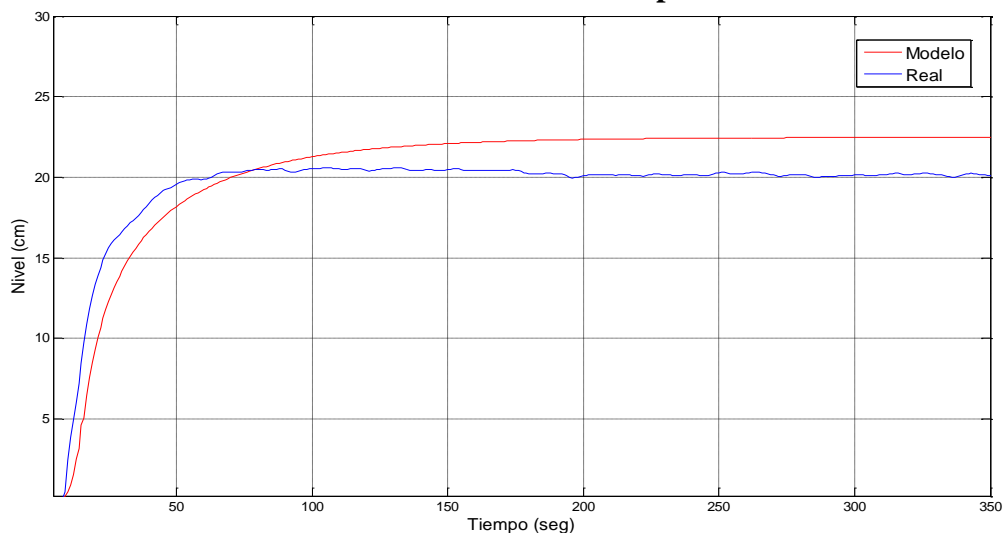
Figura 2.8 Comportamiento Real vs Estimado frente a un escalón de 6.5 GPM con la válvula manual LV 101-3 completamente abierta



Fuente: AGUILAR y CASTRO [36], julio 2012

En este segundo caso (Figura 2.9) se aplica un escalón de 8.5 GPM directamente al tanque 1 lo que genero que el nivel alcance un valor de 20 cm con error de 1.93 cm aproximadamente con respecto al modelo.

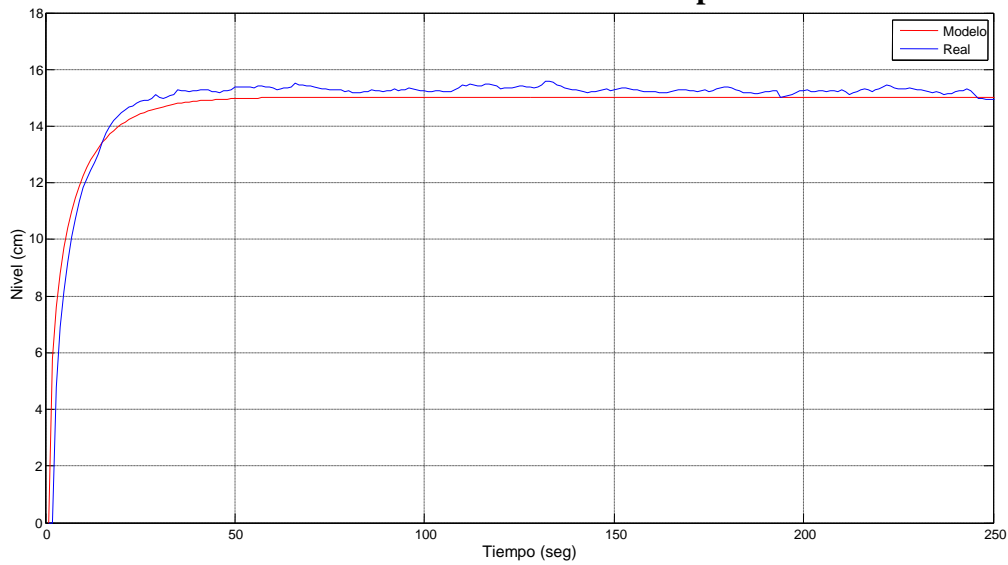
Figura 2.9 Comportamiento Real vs Estimado frente a un escalón de 8.5 GPM con la válvula manual LV 101-3 completamente abierta



Fuente: AGUILAR y CASTRO [36], julio 2012

El mismo experimento se llevó a cabo pero esta vez aplicando primero un escalón de 6.82 GPM directamente al tanque 2 lo que ocasiono que el nivel alcanzado por el líquido sea de 15 cm con un error de 0.16 cm aproximadamente con respecto al modelo lo cual se pudo apreciar en la figura 2.10.

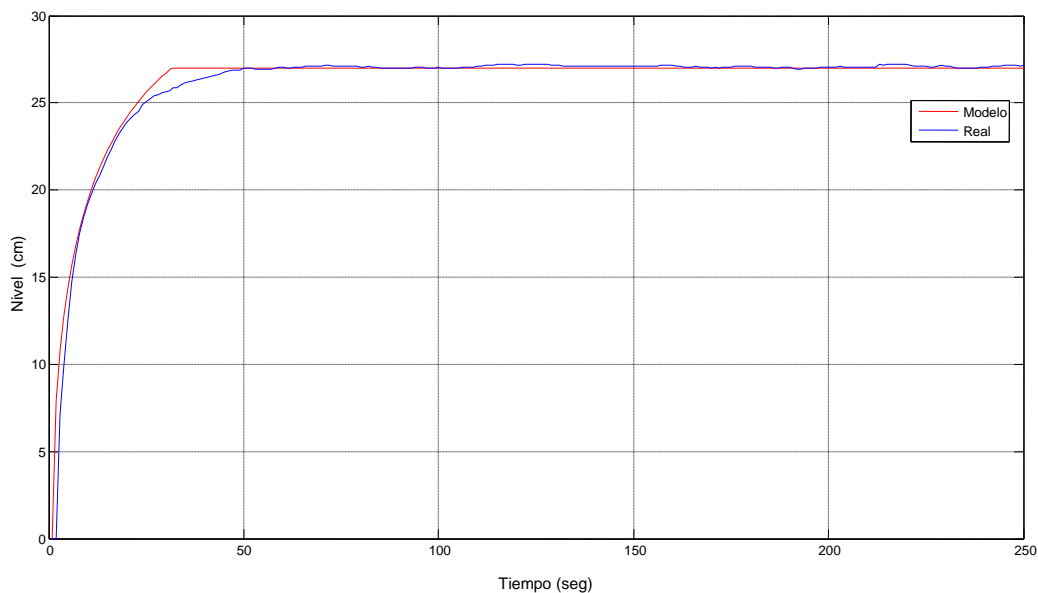
Figura 2.10. Comportamiento Real vs Estimado frente a un escalón de 6.82 GPM con la válvula manual LV 102-3 completamente abierta.



Fuente: AGUILAR y CASTRO [36], julio 2012

En este segundo caso (Figura 2.11) se aplicó un escalón de 10 GPM nuevamente al tanque 2 lo que generó que el nivel alcance un valor de 27 cm con un error de 0.11 cm aproximadamente con respecto al modelo.

Figura 2.11. Comportamiento Real vs Estimado frente a un escalón de 10 GPM con la válvula manual LV 102-3 completamente abierta



Fuente: AGUILAR y CASTRO [36], julio 2012

Como se puede observar en las gráficas 2.8 a la 2.11, el modelo matemático obtenido por AGUILAR Y CASTRO representa el sistema real, unas ciertas diferencias o errores pretendemos sean asumidas por el controlador.

3 CONTROL PREDICTIVO DE LA PLANTA MULTIVARIABLE

En este capítulo se encuentra consignado el proceso de diseño que tuvo lugar para concebir el controlador predictivo, objeto del presente trabajo, basándose en los fundamentos teóricos del MPC ya establecidos en el Capítulo 1 y en las características de la planta caso de estudio, tratadas en el Capítulo 2.

La filosofía del control predictivo está orientada al desarrollo ágil, por ende, el diseño se ha modularizado de tal manera que puede dividirse en hacer un modelo predictivo que represente el comportamiento del sistema, elegir un tipo de control eligiendo de los términos para la ecuación de costo y su optimización, para finalmente realizar la sintonización para los pesos de dichos términos durante la puesta a punto del sistema.

Debido a la modularidad de la definición del problema de diseño, el problema de diseño de un controlador predictivo para un sistema SISO no dista mucho de un sistema MIMO, para el que además definirse la importancia para la función de costo tanto de las variables controladas como de las manipuladas dada la importancia de que cada lazo de control presente.

En el presente capítulo se realizará un análisis previo para elegir los parámetros iniciales del controlador y el modelo de predicción, a continuación, realizar la sintonización del controlador.

3.1 Análisis del proceso

Para la planta caso de estudio tratada en el Capítulo 2, se planea realizar un controlador predictivo para seguimiento de consigna. Las variables que intervienen en dicho problema de control se encuentran en la Tabla 3.1 y los rangos de las variables manipuladas y controladas se encuentran en la Tabla 3.2

Tabla 3.1 Variables de la planta multivariable de tanques interactuantes.

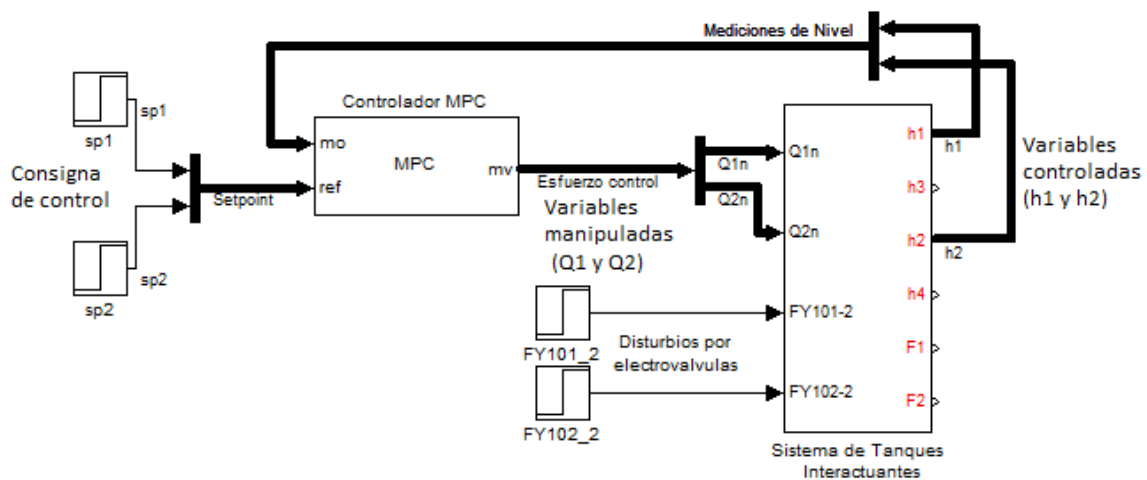
Tipo de variable	Tag en la planta	Descripción
Variable manipulada	$Q1$	Flujo de salida de la motobomba PP1
Variable manipulada	$Q2$	Flujo de salida de la motobomba PP2
Variable controlada	$h1$	Nivel del tanque TK1
Variable controlada	$h2$	Nivel del tanque TK2
Variable medida	$h1$	Nivel del tanque TK3
Variable medida	$h2$	Nivel del tanque TK4
Disturbio medido	Q_{11}	Caudal medido en el lazo 1

Disturbio medido	Q_{21}	Caudal medido en el lazo 2
Disturbio no medido	$Q_{FY101-2}$	Caudal saliente por la electroválvula FY101-2
Disturbio no medido	$Q_{FY102-2}$	Caudal saliente por la electroválvula FY102-2

Fuente: Propia, febrero 2013

A partir de la Tabla 3.1 se decide que el controlador predictivo tendrá una estructura tipo feedback como se puede ver en la Figura 3.1, cuyas señales de entradas, salidas, variables controladas, variables manipuladas así como disturbios, ya fueron enunciadas en la Tabla 3.1.

Figura 3.1.-Diagrama estructural del controlador.



Fuente: Propia, febrero 2013

Tabla 3.2.-Restricciones en las variables del controlador.

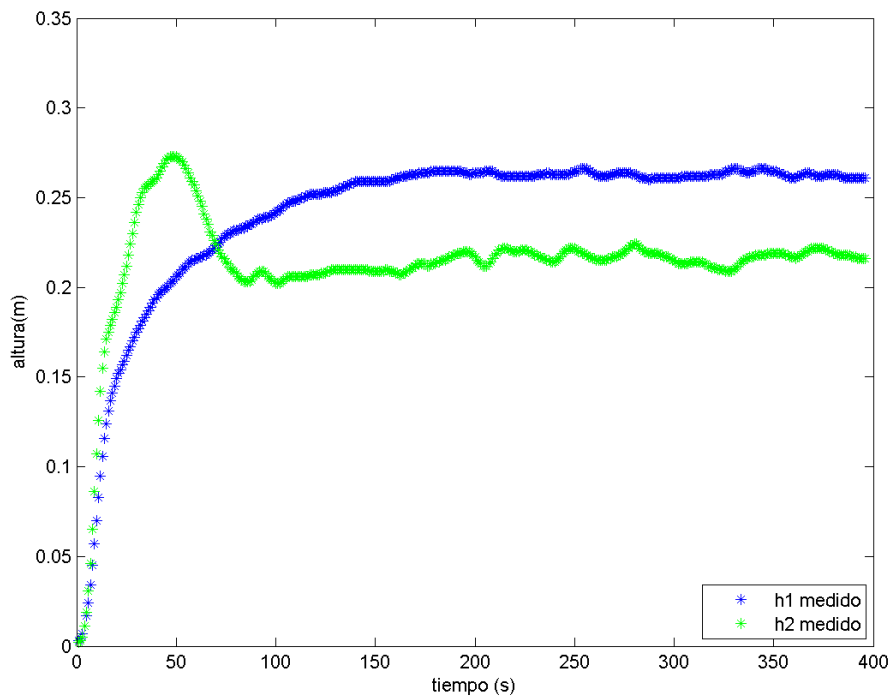
Variable	Rango Ideal	Rango Real (modelo de simulación)	Rango Normalizado (adimensional)
$h1(m)$	[0 , 0.3]	[0.01919 , 0.1886]	[0 , 100]
$h2(m)$	[0 , 0.3]	[0.02906 , 0.2674]	[0 , 100]
$Q1(m^3/s)$	[1.812484977515029e-04 , 5.345367314759430e-04]	[1.812484977515029e-04 , 5.345367314759430e-04]	[0 , 100]
$Q2(m^3/s)$	[1.822998164148790e-04 , 6.346016084544000e-04]	[1.822998164148790e-04 , 6.346016084544000e-04]	[0 , 100]

Fuente: Propia, febrero 2013

Los rangos especificados en la Tabla 3.2 son rangos que obedecen a las capacidades físicas de la planta, por lo tanto los valores usados de $Q1$ y $Q2$ para los cálculos, así como los resultados de $h1$ y $h2$ tienen un rango ideal, que está dado por la constitución de los tanques, y un rango real hallado con el modelo de simulación, que son los valores de $h1$ y $h2$ como respuesta ante los valores más bajos y más altos de caudal a la entrada. Fuera de los anteriores rangos no tienen ningún significado real, por lo cual deben en este caso usarse dichos valores como restricciones duras para el optimizador del algoritmo de control.

Para la presente planta, el máximo transiente en lazo abierto es de 150 segundos como se puede ver en la Figura 3.1 donde se muestra el comportamiento del sistema para llegar a sus máximos valores posibles, mientras los transientes comúnmente toman entre 30 y 50 segundos.

Figura 3.2.-Transiente máximo en lazo abierto.



Fuente: Propia, febrero 2013

Otros parámetros vitales para diseñar un controlador predictivo son los parámetros de tiempo, en especial el valor del transiente máximo del sistema y del tiempo de reacción del mismo.

El tiempo de reacción de la planta es el tiempo en el que se nota un cambio apreciable en la variable controlada medido desde el tiempo en el que se realiza un cambio en la variable manipulada, para el presente caso, el tiempo de reacción es casi instantáneo, ya que tiene un valor aproximado de 19 ms.

El valor del máximo transiente es vital para elegir el horizonte de predicción, ya que se espera que se calcule el comportamiento de la planta durante todo el transiente con el

objetivo de asegurar que no pase desapercibida alguna dinámica importante en la planta mientras se llega al estado estacionario, así el optimizador puede calcular el esfuerzo de control para hacer la planta estable. Por otra parte, la duración típica del transiente en combinación con el tiempo de reacción de la planta da una idea de cuánto tiempo se necesita entre cambios de la variable manipulada para ser capaz de compensar cambios inesperados en la variable controlada.

Teniendo en cuenta lo anterior, el valor del intervalo de control se ha fijado a 2 segundos, debido a que este tiempo de respuesta permite al controlador actuar de manera suficientemente oportuna respecto de los transientes del proceso de los cuales se habló con anterioridad, además permite usar de manera adecuada el algoritmo del controlador al darle tiempo suficiente para llevar a cabo los cálculos matemáticos necesarios.

Siguiendo el mismo análisis, el horizonte de predicción se ha establecido en 150 intervalos de control, esto significa que el controlador estima el comportamiento futuro de los 150 intervalos siguientes al momento actual, se eligió este valor ya que este tiempo es superior a la duración de la gran mayoría de los transientes de la planta. Un valor superior de este parámetro no mejora significativamente el desempeño de la predicción del comportamiento futuro (de hecho lo empeora al hacer que el costo de los puntos calculados en el transientes sea más bajo que el costo calculado para el estado estacionario lo que suaviza la respuesta del controlador haciéndolo más lento) pero si incrementa de gran manera el tiempo de ejecución del algoritmo al tener que hacer cálculos más grandes.

Por último, se ha elegido un horizonte de control de 4 instantes para que el controlador calcule 4 movidas de predicción, esto para que sea capaz de comparar más de una movida de predicción sin hacer un gasto computacional muy grande en la optimización para varios puntos, los parámetros anteriormente detallados se encuentran en la Tabla 3.3.

Tabla 3.3.-Parámetros hallados mediante el análisis de la planta.

Parámetro	Valor	Unidades
Intervalo de control	1	Segundos
Horizonte de predicción	150	Instantes de muestreo
Horizonte de control	4	Instantes de muestreo

Fuente: Propia, febrero 2013

3.2 Crear un modelo de predicción para el controlador

En el capítulo 2 se abordó el modelado de la planta, en el presente apartado se muestra el diseño del modelo de predicción, el cual usara el controlador para realizar los cálculos de la optimización sobre el horizonte de predicción.

Aunque el controlador predictivo puede manejar una gran variedad de modelos de predicción, como se indicó en el primer capítulo, el hecho de utilizar una aproximación obtenida al linealizar el modelo de ecuaciones diferenciales en un modelo de espacio de estados ofrece ventajas en lo que respecta a disminuir la carga computacional necesaria, a la facilidad de identificar dicho modelo a través de algoritmos de identificación de caja negra, y de identificar paramétricamente un modelo aproximado en un punto de operación mediante algoritmos de linealización. Debido a lo anterior, es una práctica común usar modelos de espacios de estados linealizados para puntos de operación, tal y como señala Rossiter [10].

Por todo lo anterior, a partir de los modelos de la planta establecidos previamente en el Capítulo 2 se decidió usar un modelo de predicción basado en espacio de estados.

Inicialmente para hacer más fácil la sintonización y el diseño del controlador se normalizaron las señales de entrada y salida, usando las ecuaciones (3.1) a (3.4).

$$h1n = \frac{100}{0.3} * h1 \quad (3.1)$$

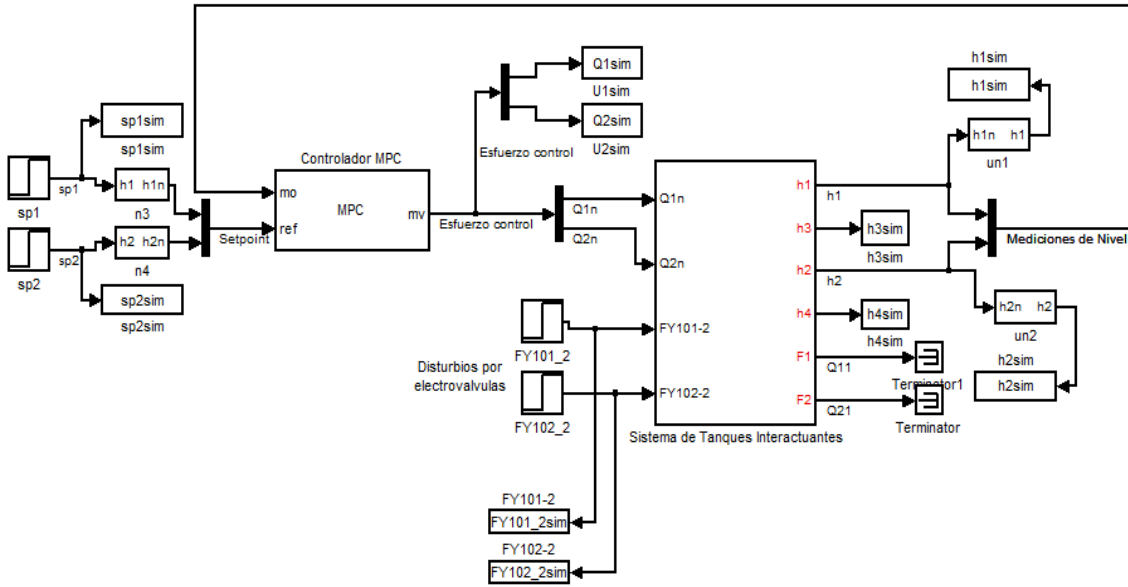
$$h2n = \frac{100}{30} * h2 \quad (3.2)$$

$$Q1n = \frac{100}{(5.3453e-04-1.8124e-04)} * Q1 + \frac{(-100*1.8124e-04)}{(5.3453e-04-1.8124e-04)} \quad (3.3)$$

$$Q2n = \frac{100}{(6.3460e-04-1.8229e-04)} * Q2 + \frac{(-100*1.8229e-04)}{(6.3460e-04-1.8229e-04)} \quad (3.4)$$

Donde $Q1n$ es el caudal $Q1$ normalizado, $Q2n$ es el caudal $Q2$ normalizado, $h1n$ es la altura del tanque 1 normalizada y $h2n$ es la altura del tanque 2 normalizada. Posteriormente se cablea el modelo como se muestra en la Figura 3.4 para poder usar el linealizador de la herramienta MPC toolbox de Matlab.

Figura 3.3.-Conexión del modelo con señales normalizadas



Fuente: Propia, febrero 2013

Se obtuvo un modelo en espacio de estados expresado en la Figura 3.4, cuyo punto de operación se encuentra en la Tabla 3.4, el cual fue calculado para evitar una singularidad en el sistema.

Figura 3.4.-Resultado linealización de Matlab.

$$\frac{dH}{dt} = \begin{bmatrix} \frac{-C_{d1}a_1\sqrt{g/2h_{01}}}{A_1} & 0 & \frac{a_3\sqrt{g/2h_{03}}}{A_1} & 0 \\ 0 & \frac{-C_{d2}a_2\sqrt{g/2h_{02}}}{A_2} & 0 & \frac{a_4\sqrt{g/2h_{04}}}{A_2} \\ 0 & 0 & \frac{-C_{d3}a_3\sqrt{g/2h_{03}}}{A_3} & 0 \\ 0 & 0 & 0 & \frac{-C_{d4}a_4\sqrt{g/2h_{04}}}{A_4} \end{bmatrix} H + \begin{bmatrix} \frac{(1-C_2\delta_2)\delta_1}{A_1} & 0 \\ 0 & \frac{(1-C_4\delta_4)\delta_3}{A_2} \\ 0 & \frac{(1-C_3\delta_3)\delta_4}{A_3} \\ \frac{(1-C_1\delta_1)\delta_1}{A_4} & 0 \end{bmatrix} Q \quad (3.5)$$

Fuente: Propia, febrero 2013

Tabla 3.4.-Punto de operación de la linealización.

Variable	Punto de operación
<i>h1</i>	0.1039 m
<i>h2</i>	0,1482 m

Fuente: Propia, febrero 2013

Se utilizó la herramienta de simulación Simulink para realizar dicha simulación obteniéndose el siguiente modelo en espacio de estados.

3.3 Montaje del controlador y sintonización

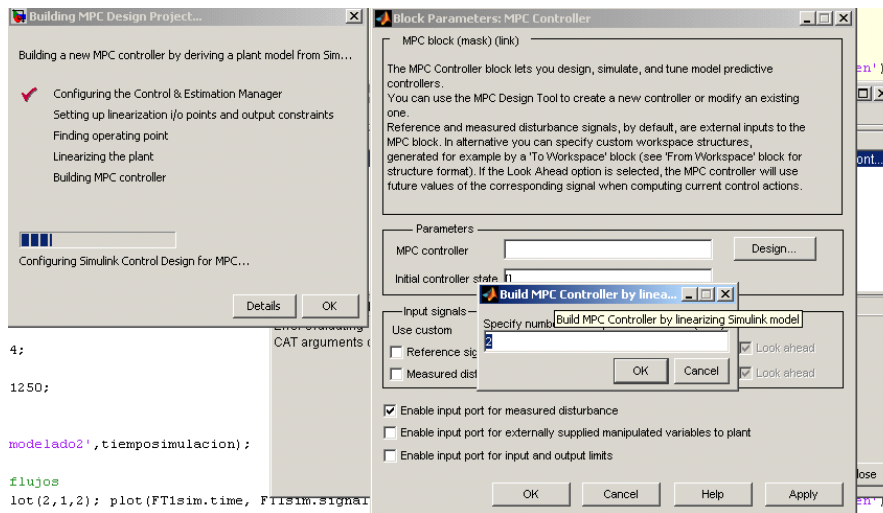
Una vez establecidos los parámetros de tiempo y la estructura del controlador MPC diseñado, se procede al montaje del mismo para realizar su configuración y sintonización, la cual se realiza mediante la herramienta MPC design toolbox de la plataforma Matlab.

El primer paso a seguir para montar el controlador en Matlab es conectar correctamente los bloques del sistema (controlador y modelo de la planta) en Simulink como se puede ver en la Figura 3.3.

Después, se hace doble click en el bloque de control MPC, donde aparecerá la GUI de la Figura 3.5, en la cual es necesario hacer click en el botón “Design”. A continuación se desplegará un asistente de construcción para el controlador MPC, llamado “Building MPC design project”, en la cual se llevaran a cabo una serie de pasos para la construcción del objeto controlador MPC. Estos pasos son:

- “Configuring the control & estimation manger”, realiza la configuración del asistente de control y estimación, esta herramienta es la interfaz que permite configurar y sintonizar el controlador.
- “Setting up linealization i/o points and output constrains”, establecer puntos de linealización de entradas, salidas y restricciones. Para este punto, el asistente requiere que se le ingrese el número de variables manipuladas a usar como se puede ver en la Figura 3.2. Para nuestro caso son dos, lo cual se puede ver en la Tabla 3.1.
- “Finding operating point”, determinar el punto de operación para realizar la linealización.
- “Linealizing the plant”, Linealización de la planta para el punto de operación hallado, también es posible trabajar con modelos linealizados manualmente pero estos deben importarse una vez terminada la tarea.
- “Building MPC controller”, construcción del controlador MPC

Figura 3.5.- Configuración del número de variables manipuladas.



Fuente: Propia, febrero 2013

Cuando Matlab termina la ejecución del asistente de construcción del objeto MPC, nos encontramos con una interfaz (Figura 3.6) la cual nos muestra la respuesta a la linealización del modelo. Este modelo ya linealizado aun no es el modelo de predicción del controlador MPC debido a que se ha hallado para el punto de operación de equilibrio, diferente del usado [40], por lo que se debe calcular el modelo linealizado bajo el punto de operación deseado, introduciéndolo en la interfaz de diseño. Dicho procedimiento se realizó utilizando la interfaz de la Figura 3.6, primero se selecciona la pestaña “Compute Operating Points”, luego se sincroniza la herramienta de diseño con el modelo, haciendo uso del botón “Sync with Model” en la misma Figura, y finalmente se introducen los valores de los estados del punto de operación.

Figura 3.6.-Cómputo de punto de operación.

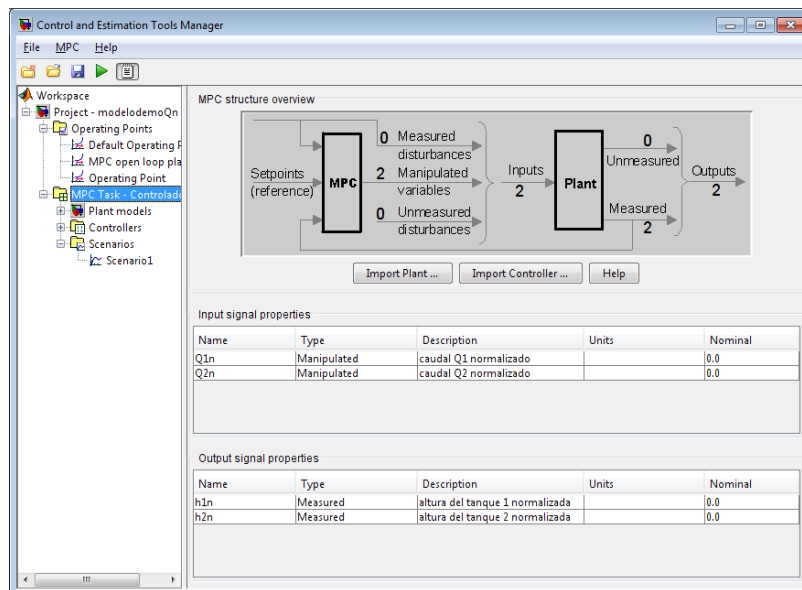
Operating Points		Compute Operating Points			
Compute new operating points using operating specifications					
States		Inputs	Outputs	Computation Results	
State	Value	State Specifications			
		<input type="checkbox"/> Known	<input checked="" type="checkbox"/> Steady State	Minimum	Maximum
modelodemoOn/Sistema de Tanques Interactuantes/Tanque 1 Integrator2					
State - 1	0.1039	<input checked="" type="checkbox"/>	<input checked="" type="checkbox"/>	-Inf	Inf
modelodemoOn/Sistema de Tanques Interactuantes/Tanque 2 Integrator2					
State - 1	0.1482	<input checked="" type="checkbox"/>	<input checked="" type="checkbox"/>	-Inf	Inf
modelodemoOn/Sistema de Tanques Interactuantes/Tanque 3 Integrator					
State - 1	0.058116	<input checked="" type="checkbox"/>	<input checked="" type="checkbox"/>	-Inf	Inf
modelodemoOn/Sistema de Tanques Interactuantes/Tanque 4 Integrator2					
State - 1	0.27	<input checked="" type="checkbox"/>	<input checked="" type="checkbox"/>	-Inf	Inf
modelodemoOn/Controlador MPC/sfunction					
State - 1	0	<input type="checkbox"/>	<input checked="" type="checkbox"/>	-Inf	Inf
State - 2	0	<input type="checkbox"/>	<input checked="" type="checkbox"/>	-Inf	Inf
State - 3	0	<input type="checkbox"/>	<input checked="" type="checkbox"/>	-Inf	Inf
State - 4	0	<input type="checkbox"/>	<input checked="" type="checkbox"/>	-Inf	Inf
State - 5	0	<input type="checkbox"/>	<input checked="" type="checkbox"/>	-Inf	Inf
State - 6	0	<input type="checkbox"/>	<input checked="" type="checkbox"/>	-Inf	Inf
State - 7	0	<input type="checkbox"/>	<input checked="" type="checkbox"/>	-Inf	Inf
State - 8	0	<input type="checkbox"/>	<input checked="" type="checkbox"/>	-Inf	Inf

Fuente: Propia, febrero 2013

Una vez se tiene el punto de operación, se usa la función importar de la pestaña “Plant Models”, con la cual se puede crear un modelo a partir del cálculo de punto de operación realizado con anterioridad.

A continuación se procede a configurar el esquema básico, en la interfaz de la Figura 3.7 donde se documentan los nombres de las señales de entrada y salida al controlador y una pequeña descripción, así como sus unidades y valores nominales.

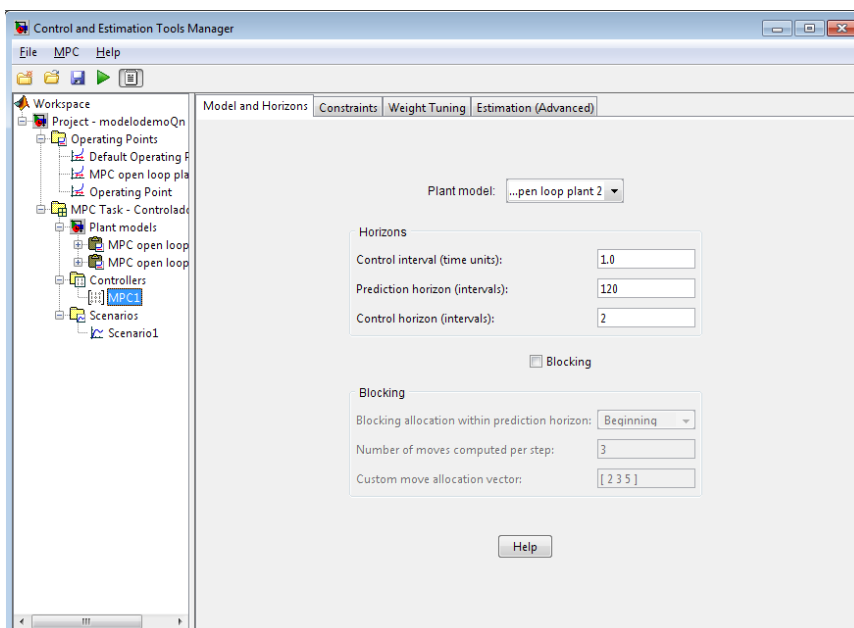
Figura 3.7.-Configuración del esquema básico del controlador MPC.



Fuente: Propia, febrero 2013

Los parámetros de tiempo ya estimados así como el modelo de predicción creado se introducen en la interfaz mostrada en la Figura 3.8 y las restricciones diseñadas en la interfaz señalada por la Figura 3.9

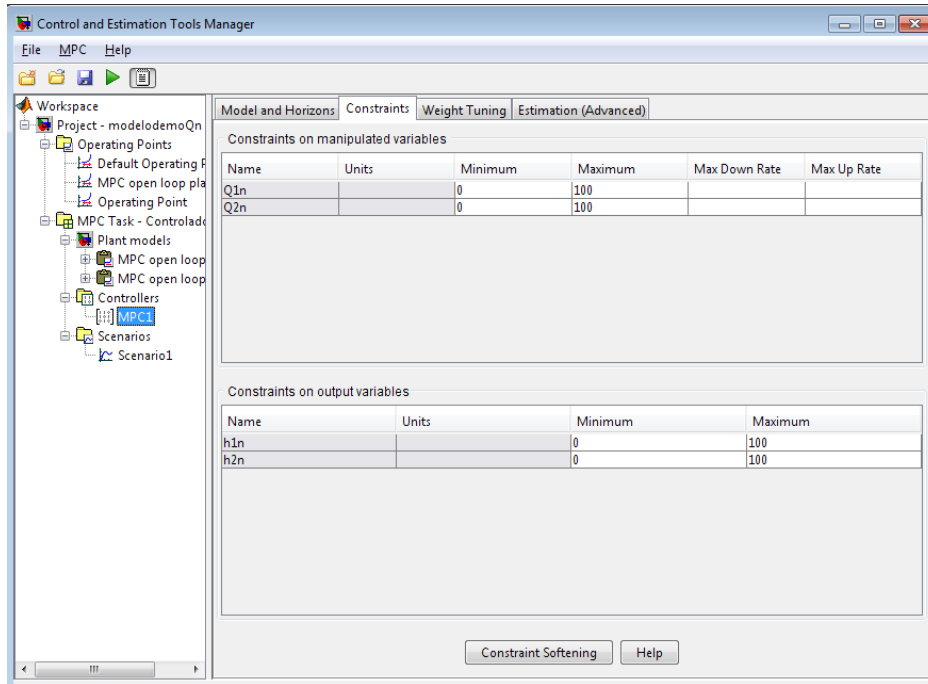
Figura 3.8.-Configuración de los parámetros de tiempo diseñados.



Fuente: Propia, febrero 2013

Se nota en la Figura 3.9 que los valores máximos y mínimos corresponden a los valores de rango normalizados de la Tabla 3.2.

Figura 3.9.-Configuración de restricciones de las variables del controlador.



Fuente: Propia, febrero 2013

3.4 Sintonización

Trayendo a colación los temas tratados en el primer capítulo, se tiene que el control predictivo funciona mediante la optimización en torno a una ecuación de costo, expresada por la ecuación 1.9. Al crear un controlador predictivo en Matlab, los valores que permiten la sintonización del mismo son:

- Pesos de salida (Output weight en la Figura 3.10) los cuales se encuentran representados en la ecuación 1.9 como w_{i+1j}^y , llamada en la interfaz de sintonización como weight, el cual define la importancia relativa del error en el pesaje, indicando así la precisión con la que se debe seguir la consigna, por defecto esta en 1.
- Pesaje de tasa de cambio del esfuerzo de control (Rate weight en la Figura 3.10), se encuentra en la ecuación 1.9 representado por $w_{i,j}^{\Delta u}$, que define la tasa de cambio del esfuerzo de control, un valor pequeño indica que el controlador va a cambiar de manera rápida el valor del esfuerzo de control, mientras un valor alto implica que el controlador hace ajustes conservadores y pequeños. Usualmente esta en 0.1 su valor por defecto.

- Pesos de Entrada (Input weight en la Figura 3.10), en la ecuación de costo 1.9 aparece representada por $w_{i,j}^u$ y permite tomar en cuenta las desviaciones que se dan en la variable manipulada y las variaciones de sus valores nominales, inicialmente se presenta en 0 o 1.

Para encontrar los pesos óptimos, es necesario escoger una configuración para la cual los comportamientos de la consigna del tanque 1 y 2 estén en el rango medio de las posibilidades básicas. La configuración seleccionada es la configuración de diseño, en este caso, se seleccionó el punto de operación en su escala normalizada (ver Tabla 3.4). Se inicializó con los valores de pesaje por defecto y se fueron modificando hasta llegar a un comportamiento deseado, teniendo en cuenta la interfaz de simulación de la herramienta de control predictivo de Matlab, Figura 3.10, donde se puede simular las respuestas del controlador ante múltiples escenarios como en la Figura 3.11 y evaluar el desempeño del controlador mediante medidas integrales del error como los índices ISE, ITAE, IAE, ITSE, como se puede ver en la Figura 3.12 y se llegó a unos valores finales, los cuales presentaban un comportamiento estable que brinda las mejores características de velocidad de respuesta y absorción de incertidumbre de la planta. Estos valores se pueden apreciar en la Figura 3.12 y en las ecuaciones (3.1) a (3.3).

Figura 3.10. Interfaz de sintonización.

Simulation settings

Controller: MPC1 Close loops

Plant: MPC open loop plant 2 Enforce constraints

Duration: 100 Control interval: 1

Setpoints

Name	Units	Type	Initial Value	Size	Time	Period	Look Ahead
h1n		Constant	34.633333				<input checked="" type="checkbox"/>
h2n		Constant	49.4				<input checked="" type="checkbox"/>

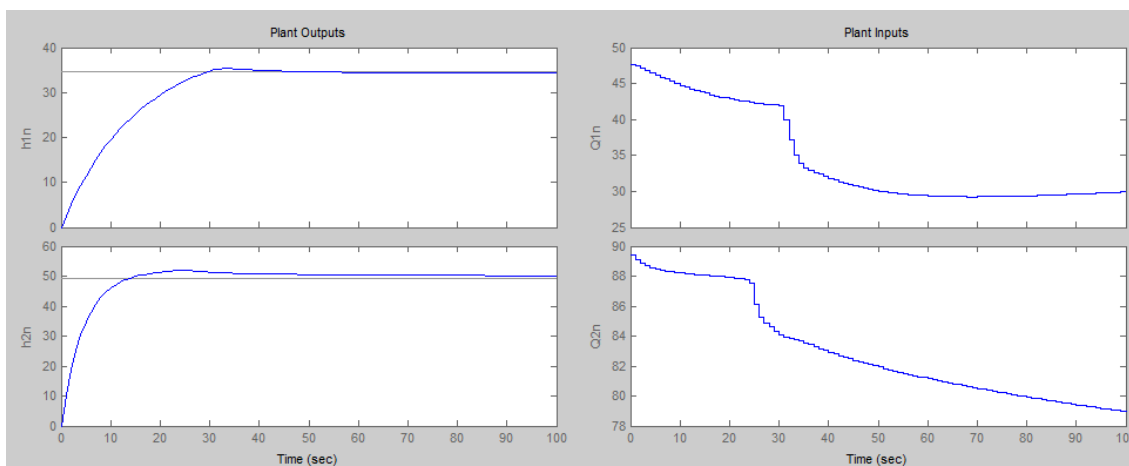
Unmeasured disturbances

Name	Units	Type	Initial Value	Size	Time	Period
h1n		Constant	0.0			
h2n		Constant	0.0			
Q1n		Constant	0.0			
Q2n		Constant	0.0			

Simulate Help Tuning Advisor

Fuente: Propia, febrero 2013

Figura 3.11. Respuesta de escenario de simulación.



Fuente: Propia, febrero 2013

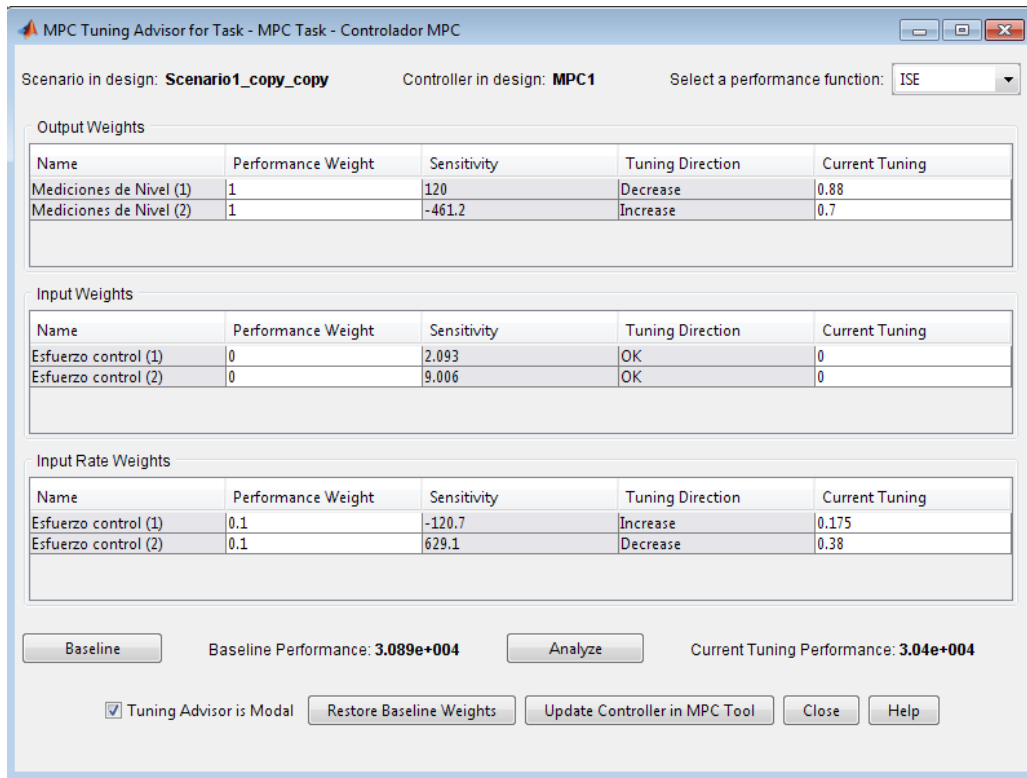
El proceso de sintonización se realizó en la ventana de la figura 3.12, Tuning Advisor, dicha ventana muestra en la parte superior derecha el índice de desempeño a utilizar, para el presente trabajo se usó el índice ISE debido a que permite cuantificar el área total del error como se verá posteriormente en la ecuación 4.1, se eligió dicho índice debido a que sus variaciones muestran de forma satisfactoria el desempeño ante el error del controlador, se descartó el índice IAE e ITAE debido a que suman errores negativos y positivos, lo cual hace que al presentarse valores positivos y negativos de error, puedan anularse mediante la suma, asignando un valor de error bueno a un pobre desempeño, conllevando así que comportamientos inestables oscilatorios o estables con sobre impulso tengan incluso, mejores desempeños que comportamientos estables. También se descartó el índice ITSE debido a que la penalización de error de estado estacionario no es requerido para un control en el cual fácilmente una combinación de estados de $h1$ y $h2$ puede no ser físicamente posible, para lo cual el controlador tiene un error de estado estacionario menor del 1% y puede considerarse estable, pero aun así marcar un desempeño más pobre debido a las penalizaciones de dicho índice.

En cuanto a los parámetros a sintonizar, la primera columna enseña los pesos del controlador que se pretenden calibrar; en la segunda se muestran los pesos iniciales que tienen dichos parámetros por defecto; en la tercera se encuentra el valor de sensibilidad del parámetro, lo que indica la influencia que tiene sobre el índice de desempeño una variación del parámetro, entre más grande sea el valor de la sensibilidad para un parámetro, mayor será el impacto en el índice de desempeño de un cambio realizado; en la cuarta columna se muestra la dirección de sintonización, que es una sugerencia que indica si subir el valor del parámetro, bajarlo o dejarlo como se encuentra; y por último se encuentra la columna en la que se pueden modificar los valores de los parámetros a sintonizar.

La metodología al sintonizar se basó en tener en cuenta que la velocidad de respuesta del lazo 1 debía ser más alta que la del lazo 2. Al analizar la influencia de los caudales en los niveles, se tiene que una influencia brusca en $Q1$ afecta de mayor manera al tanque 1 que al 2, debido a que la mayor parte del caudal recae en $Q11$, que llega directamente al tanque 1, de manera análoga un cambio brusco en $Q2$ afecta más al

tanque 2 que al 1, sin embargo, debido a que el tanque 2 tiene un área transversal más pequeña, un aumento en su caudal de entrada afecta de manera significativa el nivel, y realizando una comparación entre los tanques 1 y 2, nivel del tanque 2 se ve más afectado que el nivel del tanque 1 al aplicar un cambio en el caudal de entrada a cada tanque, por lo tanto, si se tiene que el lazo 2 es igual o más rápido que el lazo 1, entonces el caudal Q_2 cambiara de una manera más brusca, lo que fácilmente puede hacer que el nivel del tanque 2 sea inestable o presente grandes sobre impulsos, por lo tanto, inicialmente se asigno al pesos de rata de cambio de esfuerzo de control del lazo 1 el valor de 0.1 y al del lazo 2 el valor de 0.3, para posteriormente empezar a variar un parámetro a la vez y luego calcular la nueva curva y el nuevo desempeño del ISE, empezando primero por el ajuste de los pesos de rata de cambio de esfuerzo de control (que establecen la velocidad del lazo) y luego los pesos de salida (que establecen la precisión de seguimiento de consigna), mientras que los pesos de entrada se dejaron en 0 al estar bien, según la columna del tuning advisor de la Figura 3.12.

Figura 3.12. Tuning Advisor.



Fuente: Propia, febrero 2013

Se llegó a unos valores finales, los cuales presentaban un comportamiento estable que brindo las mejores características de velocidad de respuesta y absorción de incertidumbre de la planta. Estos valores se pueden apreciar en la Figura 3.13 y en las ecuaciones 3.6 a 3.8.

$$w_{i+1j}^y = [0.88 \quad 0.7] \quad (3.6)$$

$$w_{ij}^{\Delta u} = [0.175 \quad 0.38] \quad (3.7)$$

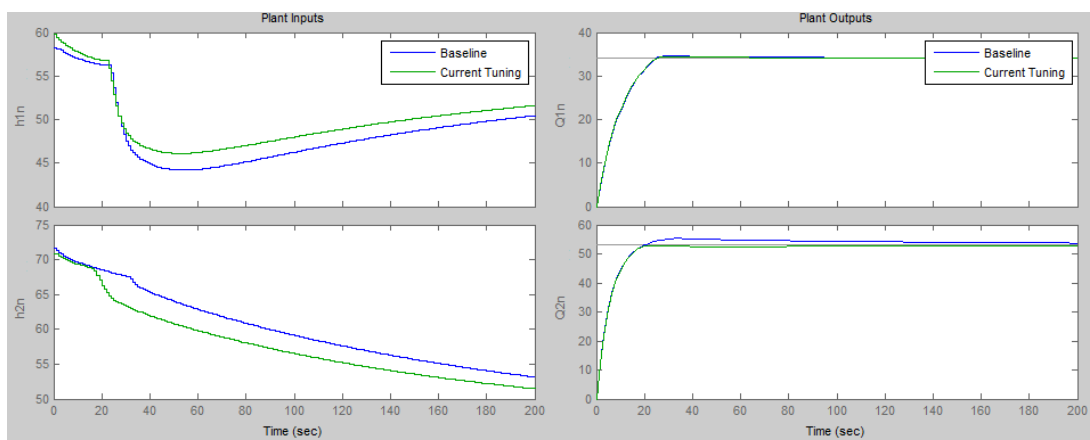
$$w_{ij}^u = [0 \quad 0] \quad (3.8)$$

De esta forma, una vez terminado el proceso de sintonización, se tiene que los términos de la ecuación de costo 1.9 quedan expresados en la ecuación 3.8 de la siguiente manera:

$$J_{(\Delta u_k)} = \sum_{i=0}^{p-1} \left| \sum_{j=1}^{n_y} w_{i+1j}^y (y_j(k+i+1|k) - r_j(k+i+1)) \right|^2 + \sum_{j=1}^{n_u} |w_{i,j}^{\Delta u} \Delta u_j(k+i|k)|^2 + \rho_\varepsilon \varepsilon^2 \quad (3.9)$$

Mientras las respuestas en la interfaz del Tuning Advisor están en la Figura 3.12 para las cuales las curvas a la izquierda son el esfuerzo de control, mientras a la derecha están las salidas de la planta, denotando los trazos azules las respuestas de la sintonización por defecto y las verdes las de la sintonización realizada.

Figura 3.13. Resultado de sintonización en Tuning Advisor.



Fuente: Propia, febrero 2013

4 DESEMPEÑO CONTROLADOR PREDICTIVO

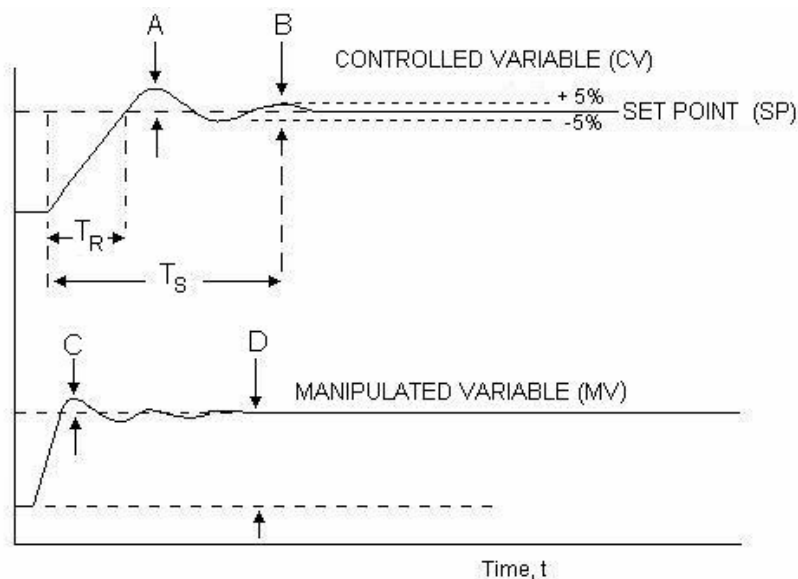
En el presente capítulo se abordará el tema del desempeño del controlador predictivo diseñado, se compara este frente a un control PID Multivariable, este último diseñado por AGUILAR y CASTRO en [36].

Las características de respuesta dinámica en un sistema pueden ser evaluadas con precisión utilizando una serie de medidas útiles en el dominio del tiempo. Estas medidas incluyen: el tiempo de subida, el tiempo de establecimiento, y las medidas integrales de error.

El tiempo de subida (T_R) según Niall O'Connor y Aidan O'Dwyer en [20], se define como el tiempo desde el cambio de referencia o consigna en el punto de ajuste hasta que la variable controlada alcanza el nuevo punto de ajuste o consigna. Un corto tiempo de subida es generalmente deseado.

El tiempo de establecimiento (T_S), como se ve en la Figura 4.1, se define como el tiempo que el sistema necesita para alcanzar un valor "casi constante", por lo general $\pm 5\%$ de su valor final. Esta medida está relacionada con el tiempo de subida y el índice de disminución. Un tiempo de establecimiento corto generalmente es deseado [20].

Figura 4.1 Respuesta en el dominio en el tiempo.



Fuente: Niall O'Connor y Aidan O'Dwyer en [20].

Otra forma de evaluar el desempeño para un controlador es mediante las medidas de error integral las cuales indican la desviación integral acumulativa de la variable controlada desde su punto de consigna o setpoint. El criterio integral del error absoluto (IAE), el criterio de la integral del error al cuadrado (ISE) y la integral de tiempo multiplicada por el error absoluto (ITAE), son los más utilizados. Sin embargo, para este caso de estudio se recurrirá al ISE gracias a que es relativamente insensible a pequeños errores, pero los grandes errores contribuyen fuertemente al valor de la integral.

La ecuación de este criterio está dada por la ecuación (4.1).

$$ISE = \int_0^{\infty} e(t)^2 dt \quad (4.1)$$

Resumiendo lo anterior, para cuantificar el rendimiento y desempeño del controlador MPC diseñado frente al controlador PID multivariable se seleccionaron los siguientes índices y criterio de desempeño.

- Tiempo de establecimiento.
- Tiempo de subida.
- Integral del error cuadrático.

Se realiza una serie de experimentos con diferentes configuraciones y tipos de consigna. Para empezar, son seleccionadas tres configuraciones de la planta multivariable teniendo en cuenta el buen funcionamiento de la misma, una de ellas la configuración PID, la cual se utilizó para la validación y diseño del PID multivariable como se puede ver en [36], otra configuración es la configuración abierta, donde las válvulas manuales están totalmente abiertas, y la configuración aleatoria, donde permanecen las válvulas manuales abiertas a excepción de una de ellas. Estas configuraciones se encuentran detalladas por la Tabla 4.1 donde los valores son un porcentaje de apertura de las válvulas manuales, siendo 100 % el valor máximo e indicando totalmente abierta y 0 el mínimo que indica totalmente cerrada, este último no deseado por seguridad de la instrumentación como ya ha sido explicado.

Tabla 4.1 Configuraciones del análisis y evaluación del desempeño.

Nombre de la configuración	Apertura de Válvulas manuales (%)			
	LV101-3	LV101-5	LV102-3	LV102-5
Configuración Abierta	100	100	100	100
Configuración PID	60	40	60	40
Configuración Aleatoria	100	60	100	100

Fuente: Propia, febrero 2013

Tabla 4.2 Tipos de consignas.

Tipo de consignas	Valor de las consignas (m)	
	h1	h2
Bajas	0.06	0.09
Medias	0.11	0.14
Altas	0.15	0.18

Fuente: Propia, febrero 2013

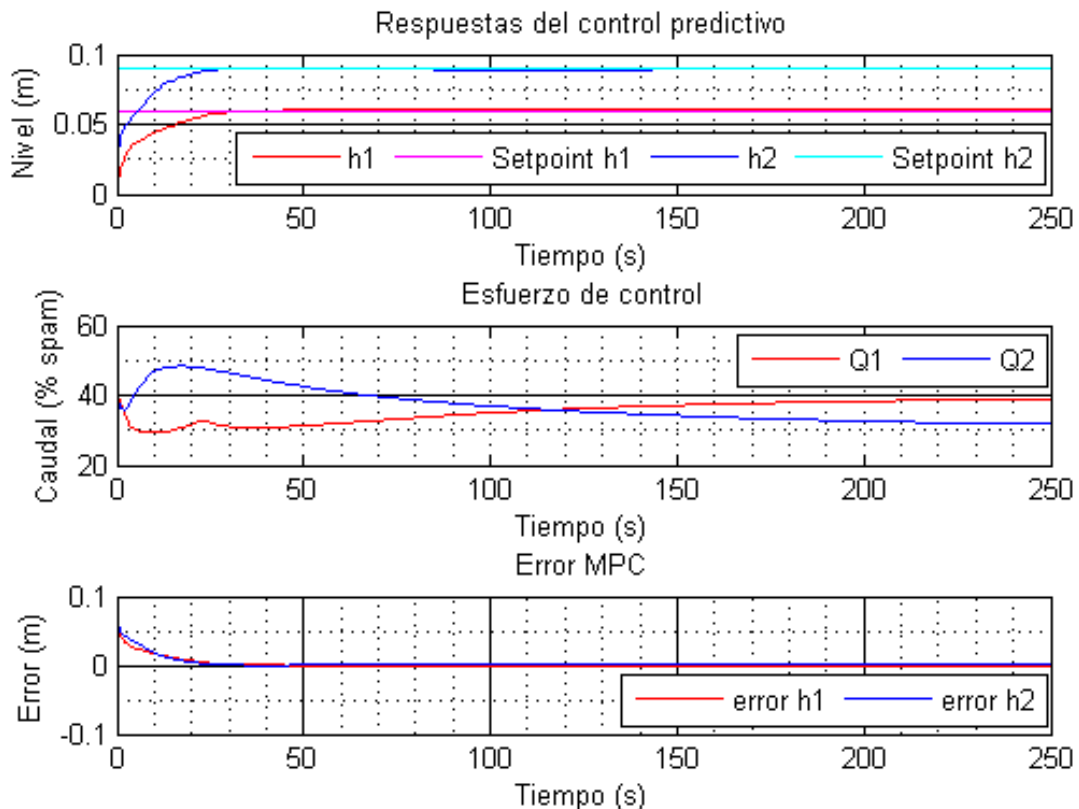
Para conocer el desempeño de los controladores en todo el rango de las variables de control, se seleccionan tres valores de consignas: bajas, medias y altas detalladas en la Tabla 4-2.

Se busca evaluar el desempeño del controlador MPC frente al PID multivariable mediante su comportamiento en el seguimiento de consigna, compensación de lazos de control y respuesta a disturbios. Es importante aclarar que para los resultados del controlador PID, en las figura, más exactamente en las gráficas de los esfuerzos de control se presentan esfuerzos de control negativos debido a la lógica de control PID multivariable.

4.1 Seguimiento de consigna

Se busca evaluación del desempeño de los controladores en el seguimiento de consigna evaluando y confrontando los tiempos de subida, tiempos de estabilización y errores cuadrático (ISE) para las configuraciones de la Tabla 4-1 y los tipos de consigna de la Tabla 4-2 de los dos controladores. A continuación las figuras resultantes.

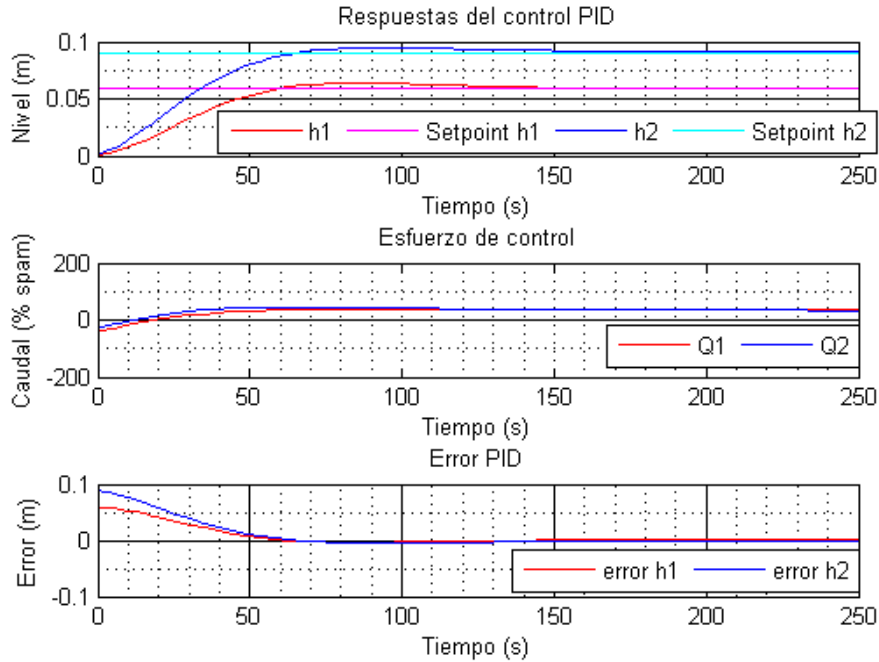
Figura 4.2 Controlador MPC con configuración Abierta para consignas bajas.



Fuente: Propia, febrero 2013

De la figura 4.2 se puede deducir que la respuesta del controlador MPC en el seguimiento de consigna con la configuración abierta para consignas bajas presenta un buen comportamiento, nótese que las dos variable controladas h1 y h2 se estabilizan en su valor de consigna setpoint h1 y setpoint h2 respectivamente sin error en estado estacionario.

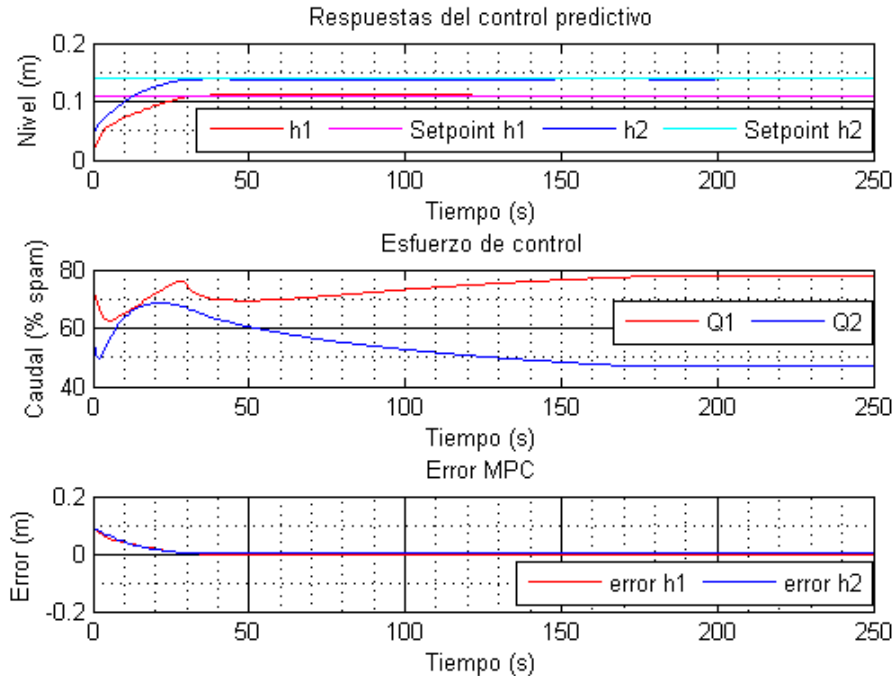
Figura 4.3 Controlador PID con configuración Abierta para consignas bajas.



Fuente: Propia, febrero 2013

De la figura 4.3 se puede resumir que el controlador PID presenta un buen funcionamiento, aunque existe un sobre impulso en h1 y h2, estas se estabilizan en su valor de consigna setpoint h1 y setpoint h2 respectivamente sin error en estado estacionario.

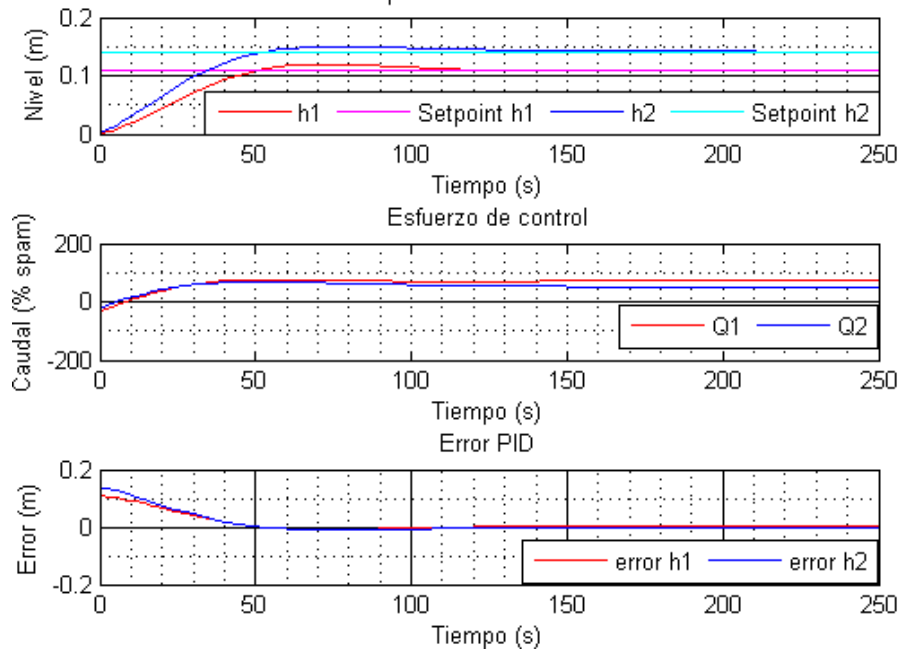
Figura 4.4 Controlador MPC con configuración Abierta para consignas medias.



Fuente: Propia, febrero 2013

En la figura 4.4 se puede notar que la respuesta y acciones de control del MPC para consignas medias presenta un buen comportamiento, no presentan sobreimpulso y las dos variable controladas h1 y h2 se estabilizan en su valor de consigna setpoint h1 y setpoint h2 respectivamente sin error en estado estacionario.

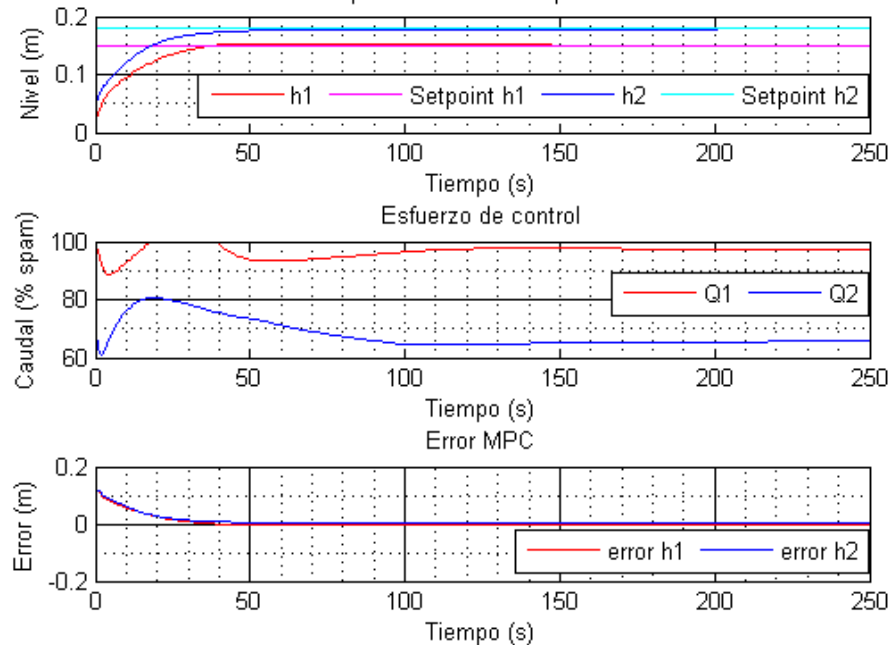
Figura 4.5 Controlador PID con configuración Abierta para consignas medias.
 Respuestas del control PID



Fuente: Propia, febrero 2013

De la figura 4.5 se puede resumir que el controlador PID presenta un buen funcionamiento, aunque existe un sobre impulso en h1 y h2, estas se estabilizan en su valor de consigna setpoint h1 y setpoint h2 respectivamente sin error en estado estacionario.

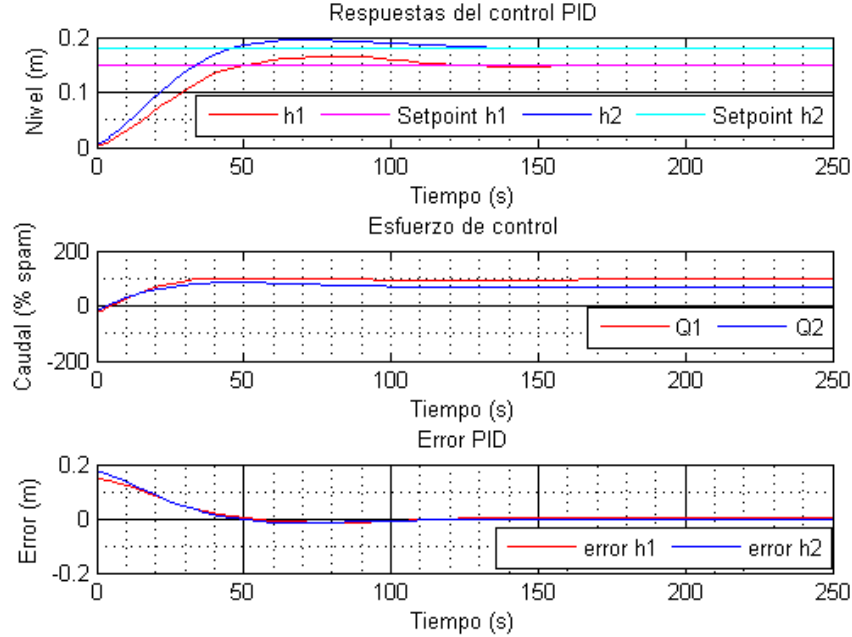
Figura 4.6 Controlador MPC con configuración Abierta para consignas altas.
 Respuestas del control predictivo



Fuente: Propia, febrero 2013

la respuesta del controlador MPC en el seguimiento de consigna con la configuración abierta para consignas altas puede verse en la figura 4.6, donde se puede observar el buen comportamiento de las dos variable controladas h1 y h2 que se estabilizan en su valor de consigna setpoint h1 y setpoint h2 sin error en estado estacionario.

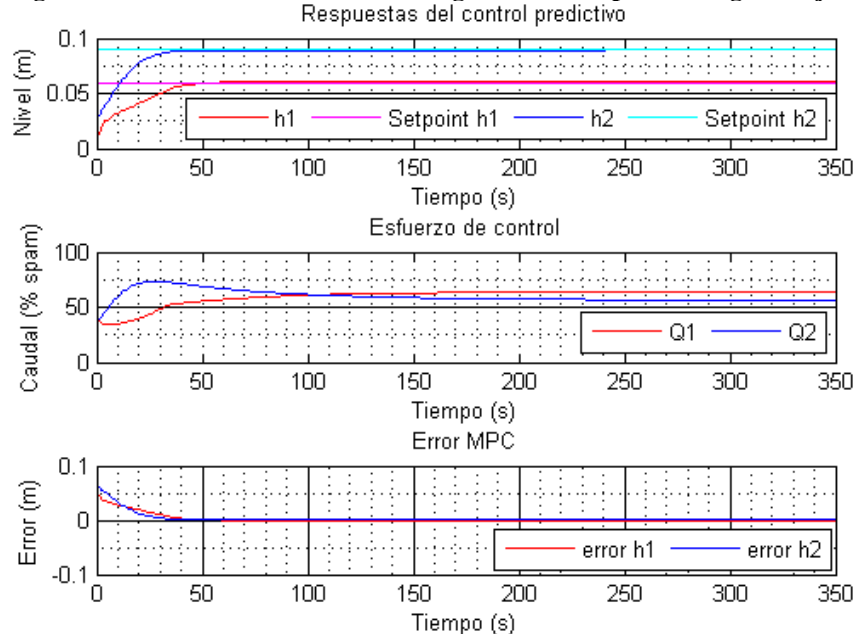
Figura 4.7 Controlador PID con configuración Abierta para consignas altas.



Fuente: Propia, febrero 2013

En la figura 4.7 se puede observar que la respuesta del controlador PID ante el experimento seguimiento de consigna con la configuración abierta para consignas bajas, presenta un buen desempeño, nótese que las dos variable controladas h1 y h2 se estabilizan en su valor de consigna setpoint h1 y setpoint h2 respectivamente sin error en estado estacionario.

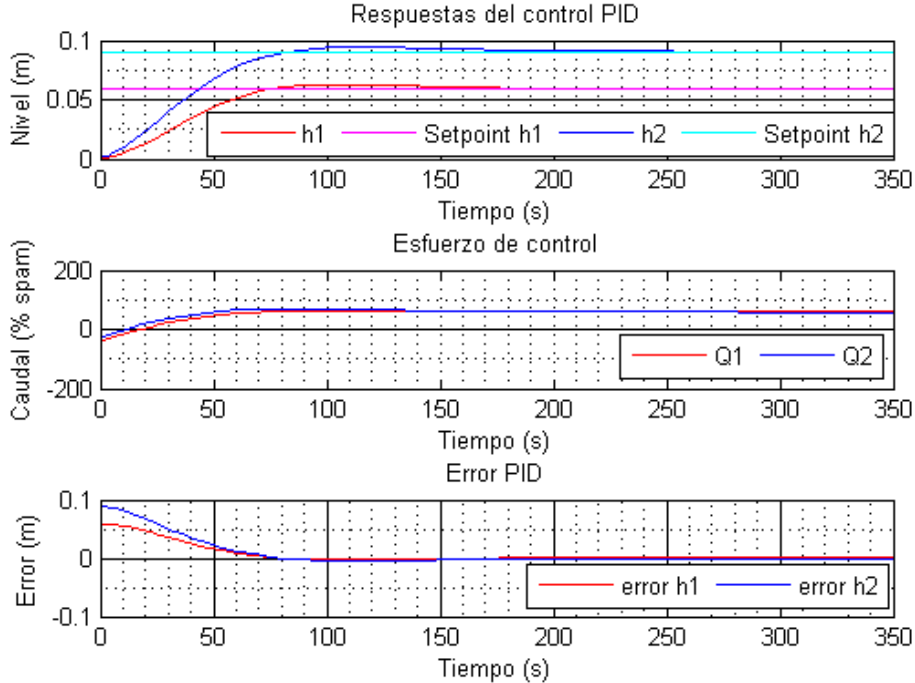
Figura 4.8 Controlador MPC con configuración PID para consignas bajas.



Fuente: Propia, febrero 2013

De la figura 4.8 se puede inferir que la respuesta del controlador MPC en el seguimiento de consigna con la configuración PID para consignas bajas presenta un buen comportamiento, nótese que las dos variable controladas h1 y h2 se estabilizan en su valor de consigna setpoint h1 y setpoint h2 respectivamente sin error en estado estacionario.

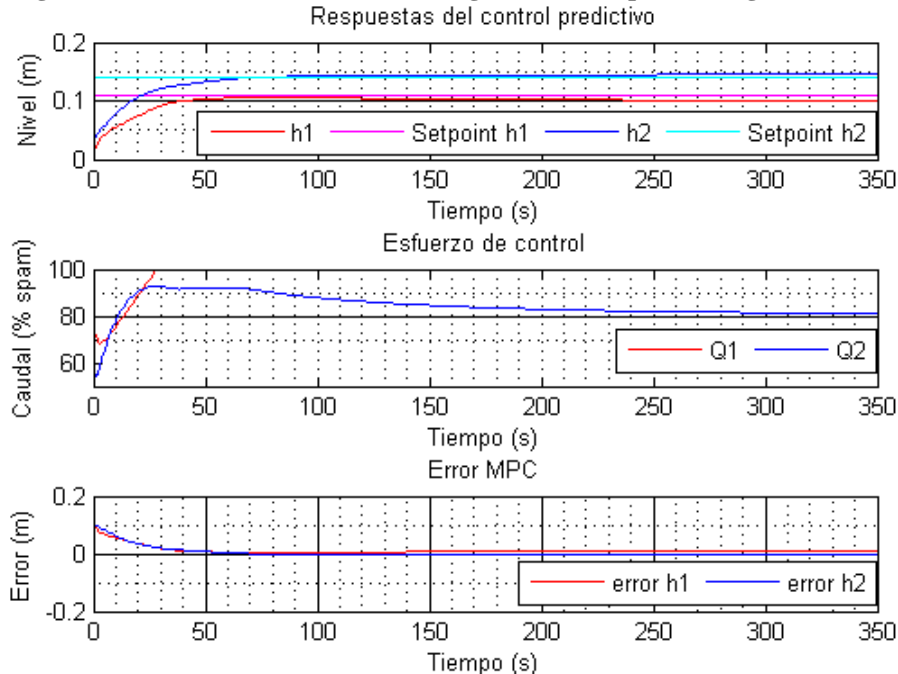
Figura 4.9 Controlador PID con configuración PID para consignas bajas.



Fuente: Propia, febrero 2013

En la anterior figura 4.9 se puede ver que la respuesta del controlador PID que presenta un buen desempeño, nótese que las dos variable controladas h1 y h2 se estabilizan en su valor de consigna setpoint h1 y h2 respectivamente sin error en estado estacionario.

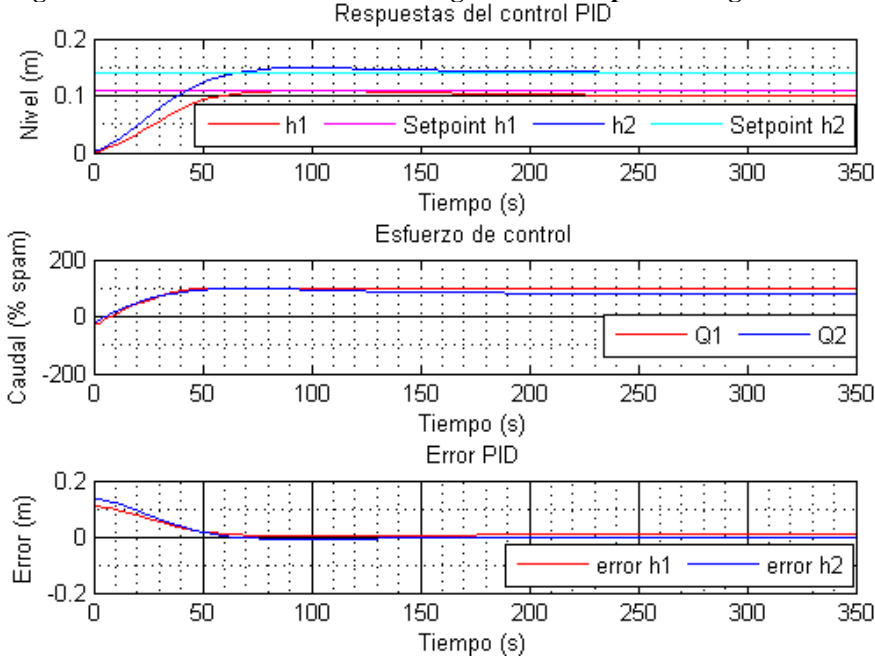
Figura 4.10 Controlador MPC con configuración PID para consignas medias.



Fuente: Propia, febrero 2013

Con la figura 4.10 se puede concluir que la respuesta y acciones de control del MPC diseñado, presenta un buen desempeño aunque exista error en estado estacionario en h1, Q1 se satura buscando que h1 alcance su valor de consigna ya que Q2 no podría aumentar su valor porque h2 se encuentra sobre su consigna.

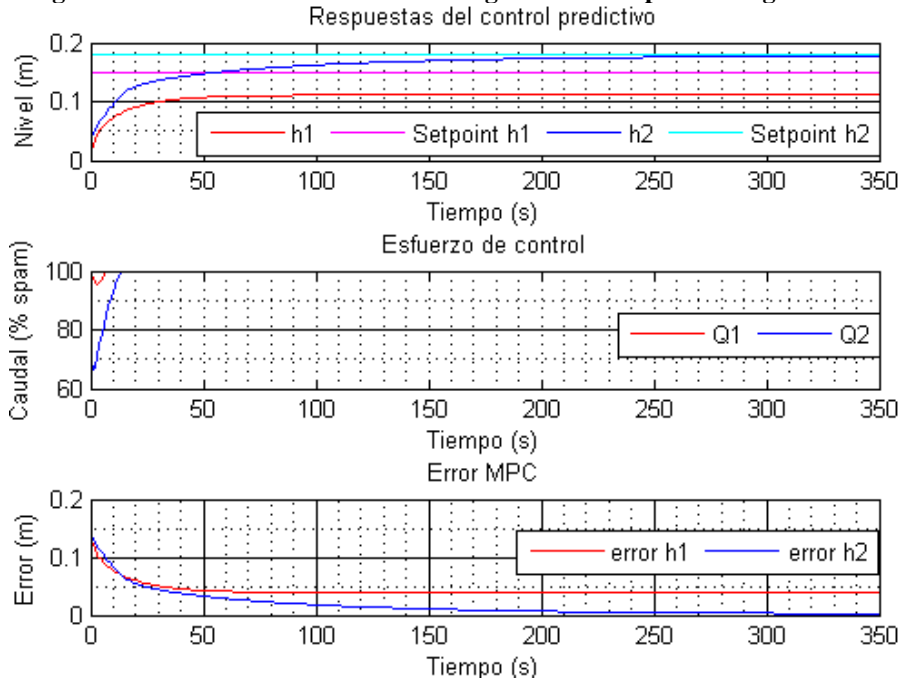
Figura 4.11 Controlador PID con configuración PID para consignas medias.



Fuente: Propia, febrero 2013

Con la figura 4.11 se puede deducir que la respuesta del controlador PID, presenta un buen desempeño, se puede ver como h1 tiene un error bajo en estado estacionario y que Q1 se satura buscando que h1 alcance su valor de consigna además de que Q2 no podría aumentar su valor ya que h2 se encuentra sobre su consigna.

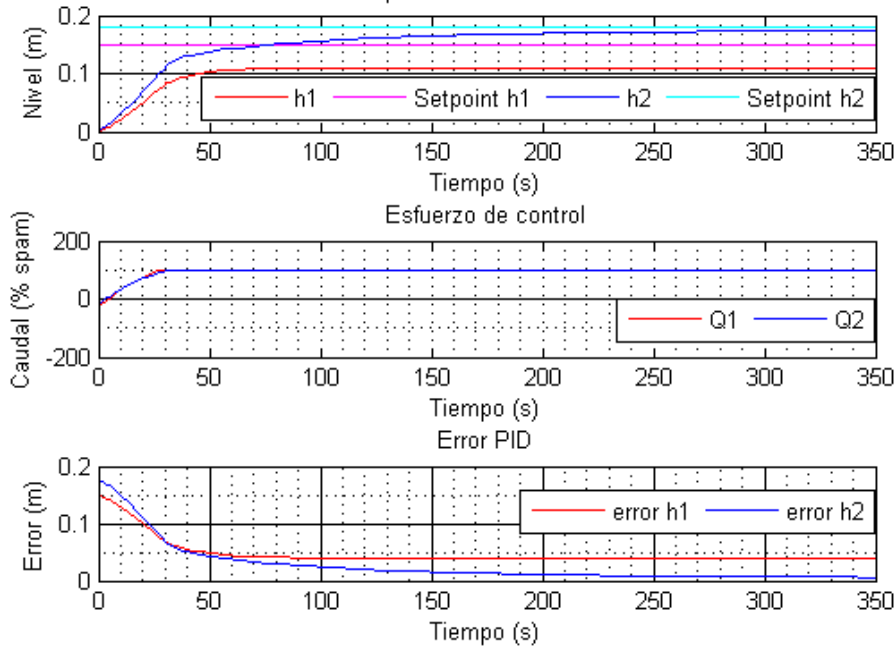
Figura 4.12 Controlador MPC con configuración PID para consignas altas.



Fuente: Propia, febrero 2013

La figura 4.12 permite ver que la respuesta del controlador MPC presenta un buen comportamiento, busca controlar el sistema, h2 se estabiliza en su consigna saturando Q2 y h1 lo intenta saturando a Q1 sin lograrlo gracias a la configuración de las válvulas manuales y el tipo de consigna.

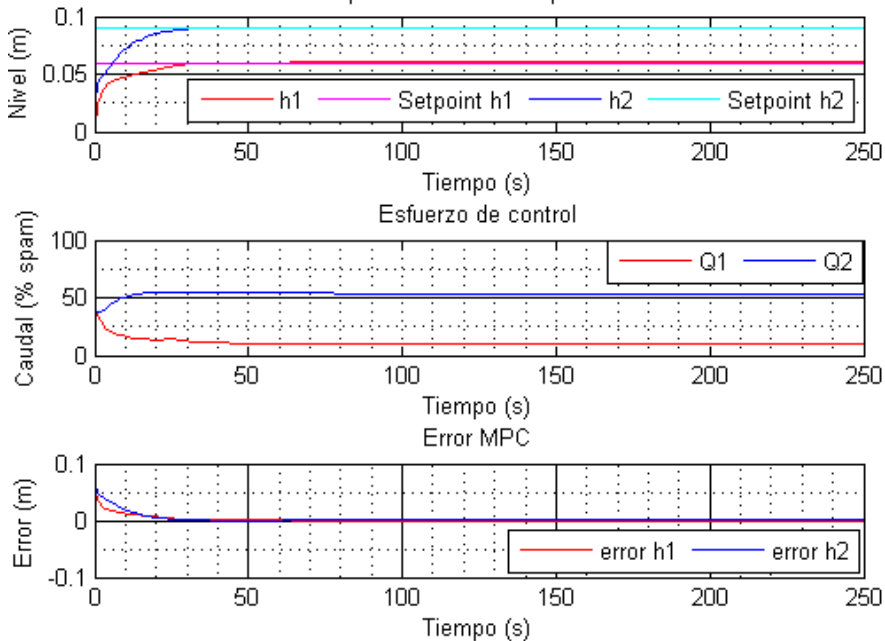
Figura 4.13 Seguimiento de consigna, controlador PID con configuración PID para consignas altas.
 Respuestas del control PID



Fuente: Propia, febrero 2013

De la figura 4.13 se puede deducir que la respuesta del controlador PID presenta un buen funcionamiento, se ve como h1 tiene un error bajo en estado estacionario y que Q1 se satura buscando que h1 alcance su valor de consigna (setpoint h1) además de que Q2 no podría aumentar su valor ya que h2 se encuentra sobre su consigna (setpoint h2).

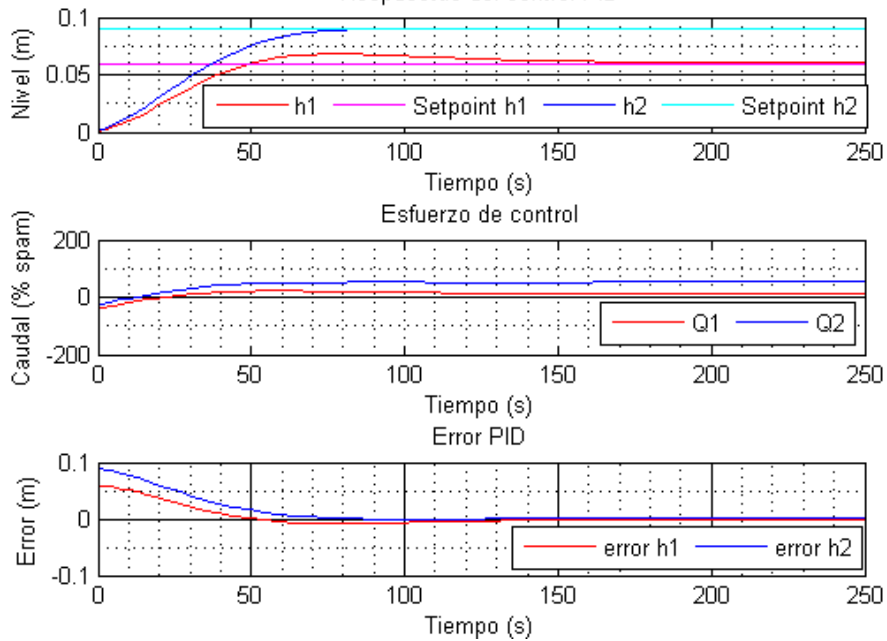
Figura 4.14 Controlador MPC con configuración Aleatorias para consignas bajas.
 Respuestas del control predictivo



Fuente: Propia, febrero 2013

De la anterior figura 4.14 se puede inferir que la respuesta del controlador MPC ante el seguimiento de consigna con la configuración abierta para consignas bajas, presenta un buen desempeño, nótese que las dos variable controladas h1 y h2 se estabilizan en su valor de consigna h1 y h2 respectivamente sin error en estado estacionario.

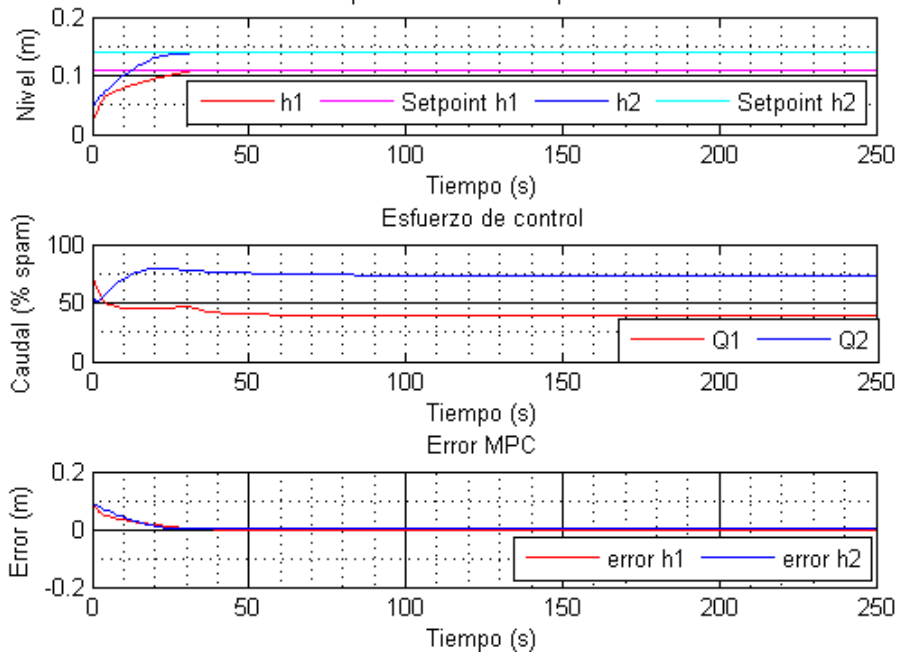
Figura 4.15 Controlador PID con configuración Aleatorias para consignas bajas.
 Respuestas del control PID



Fuente: Propia, febrero 2013

En la anterior figura 4.15 se puede notar que la respuesta del controlador PID ante el experimento seguimiento de consigna con la configuración abierta para consignas bajas, presenta un buen desempeño, nótese que las dos variable controladas h1 y h2 se estabilizan en su valor de consigna h1 y h2 sin error en estado estacionario.

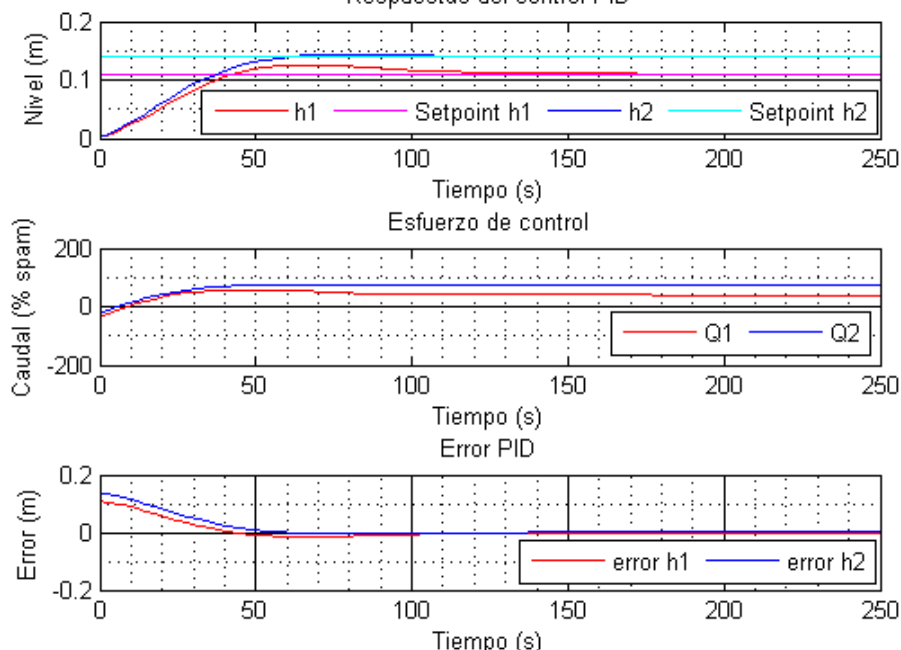
Figura 4.16 Controlador MPC con configuración Aleatorias para consignas medias.
 Respuestas del control predictivo



Fuente: Propia, febrero 2013

Con la figura 4.16 se puede inferir que la respuesta del controlador MPC ante el experimento seguimiento de consigna con la configuración abierta para consignas bajas, presenta un buen desempeño, nótese que las dos variable controladas h1 y h2 se estabilizan en su valor de consigna h1 y h2 sin error en estado estacionario.

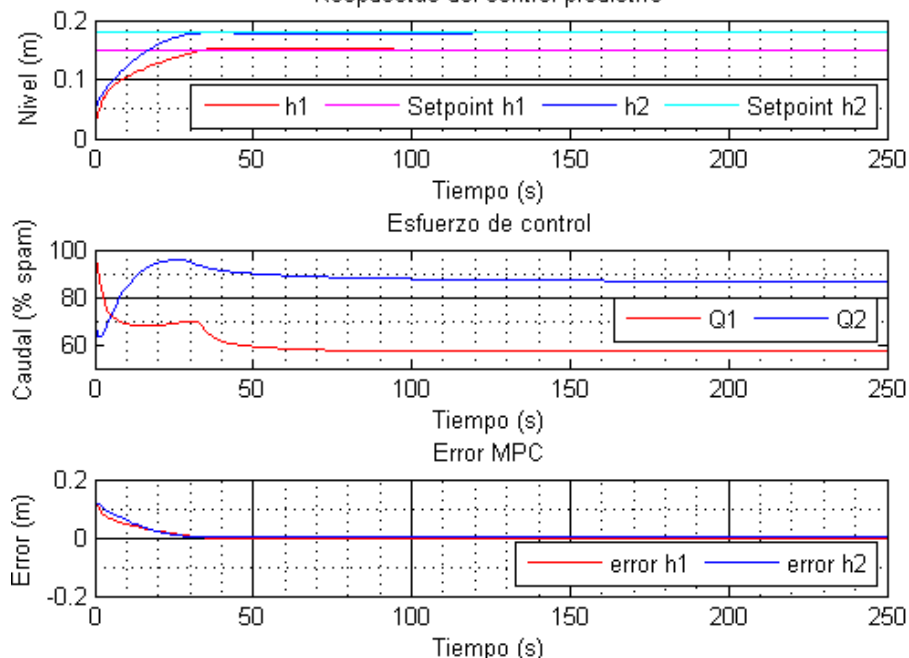
Figura 4.17 Controlador PID con configuración Aleatorias para consignas medias.
 Respuestas del control PID



Fuente: Propia, febrero 2013

En la figura 4.17 se puede ver que la respuesta del controlador PID ante el experimento seguimiento de consigna con la configuración abierta para consignas bajas, presenta un buen desempeño, nótese que las dos variable controladas h1 y h2 se estabilizan en su valor de consigna h1 y h2 respectivamente sin error en estado estacionario.

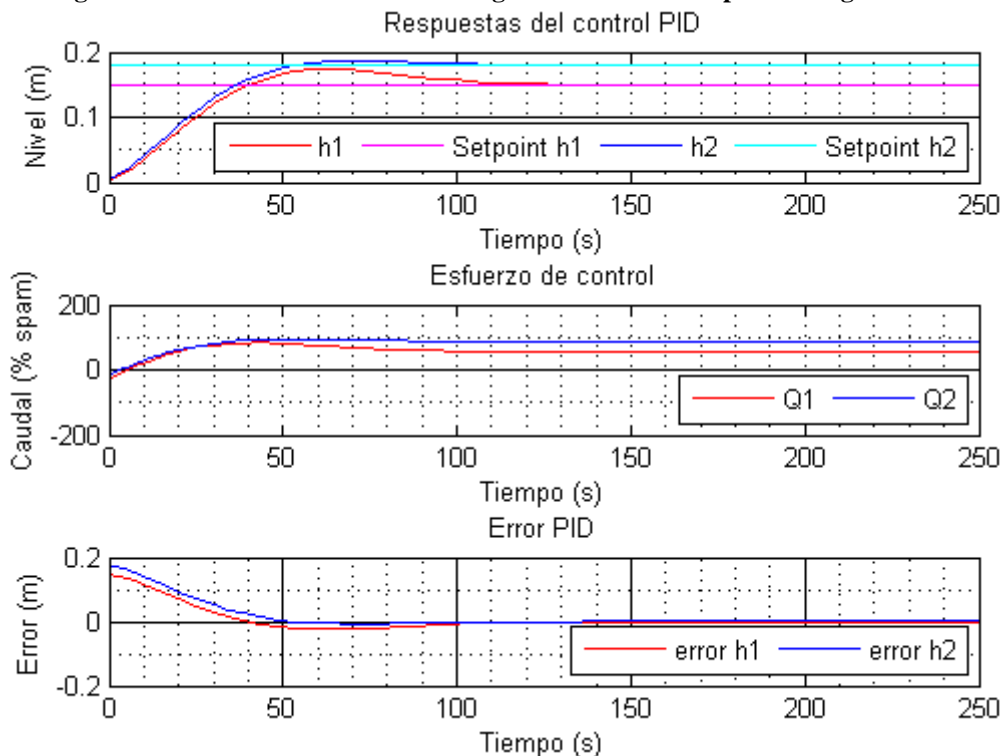
Figura 4.18 Controlador MPC con configuración Aleatorias para consignas altas.
 Respuestas del control predictivo



Fuente: Propia, febrero 2013

De la anterior figura 4.18 se puede inferir que la respuesta del controlador MPC ante el experimento seguimiento de consigna con la configuración abierta para consignas bajas, presenta un buen desempeño, nótese que las dos variable controladas h1 y h2 se estabilizan en su valor de consigna h1 y h2 sin error en estado estacionario.

Figura 4.19 Controlador PID con configuración Aleatorias para consignas altas.



Fuente: Propia, febrero 2013

La respuesta del controlador PID ante el experimento seguimiento de consigna con la configuración abierta para consignas bajas presenta un buen desempeño, nótese que las dos variable controladas h1 y h2 se estabilizan en su valor de consigna setpoint h1 y setpoint h2 respectivamente sin error en estado estacionario.

A continuación la Tabla 4-3 donde se confronta el desempeño del controlador MPC diseñado frente al PID multivariable mediante el índice de tiempo de estabilización para el seguimiento de consignas.

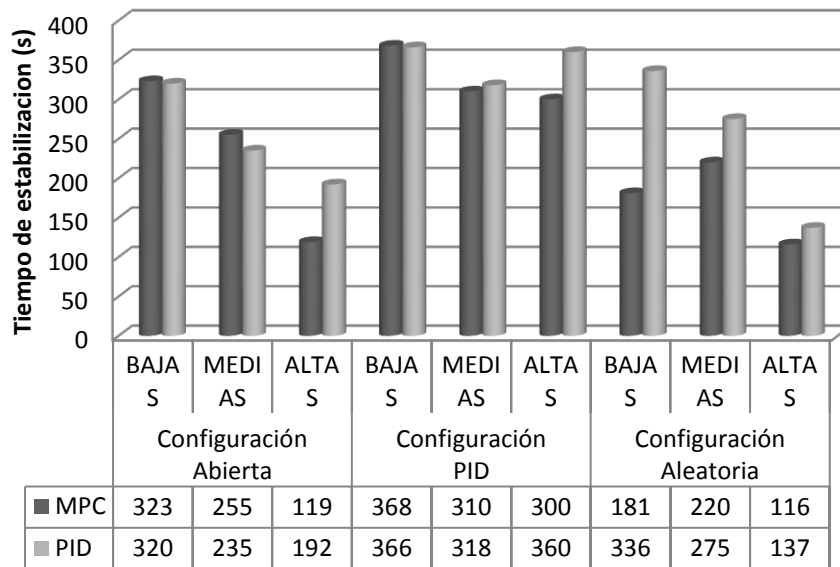
Tabla 4.3 Tiempo de estabilización para el seguimiento de consigna.

		MPC h1 (s)	PID h1 (s)	MPC h2 (s)	PID h2 (s)
Configuración Abierta	BAJAS	239	300	323	320
	MEDIAS	215	236	255	235
	ALTAS	60	192	119	127
Configuración PID	BAJAS	218	215	368	366
	MEDIAS	250	318	310	318
	ALTAS	73	114	300	360
Configuración Aleatoria	BAJAS	38	336	181	317
	MEDIAS	220	275	119	120
	ALTAS	100	137	116	119

Fuente: Propia, febrero 2013

Cabe aclarar que para este trabajo no es de interés comparar las dos variables de control (h1 y h2), por lo tanto, para una mejor comprensión y análisis de la información, se tomara el mayor tiempo de estabilización entre las dos variables de control y se confrontara con el del otro controlador, esto para permitir confrontar los desempeños de los controladores con respecto a configuración y tipo de consigna.

Figura 4.20 Tiempo de estabilización para seguimiento de consigna.



Fuente: Propia, febrero 2013

De los resultados obtenidos se pueden concluir algunos aspectos importantes como:

- Promediando los valores de la tabla 4-3, el controlador MPC diseñado tiene un tiempo de estabilización menor que el PID multivariable, esto gracias al algoritmo de control predictivo, más específicamente al algoritmo de optimización.
- Es de notar, la dependencia del tipo de configuración para el desempeño del controlador MPC con respecto al tiempo de estabilización, así a menor porcentaje de apertura de las válvulas manuales (configuración PID) mayor tiempo de estabilización y con un mayor porcentaje de apertura (configuración Abierta) menor tiempo de estabilización, esto gracias a que se altera el τ del sistema.
- El desempeño del controlador MPC con respecto al tiempo de estabilización es dependiente del tipo de consigna, de esta forma a mayor valor de consigna menor tiempo de estabilización, esto puede ser debido a que para un error grande la acción de control es mayor y cuando el error es pequeño la acción de control es igual.

Los Tiempos de subida del controlador MPC diseñado y el PID multivariable para seguimiento de consigna, se pueden ver en la Tabla 4-4.

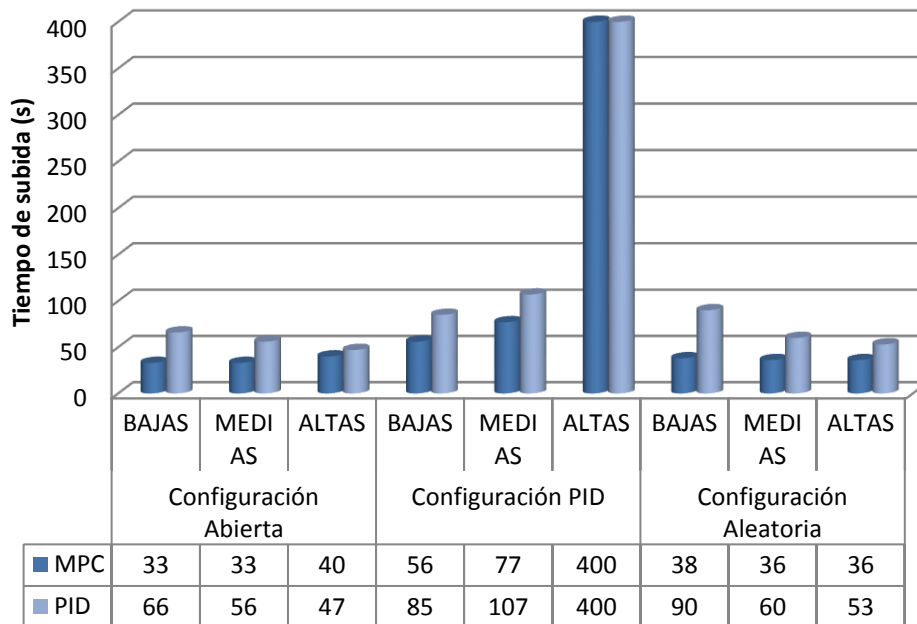
Tabla 4.4 Tiempo de subida para el seguimiento de consigna.

		MPC h1 (s)	MPC h2 (s)	PID h1 (s)	PID h2 (s)
Configuración Abierta	BAJAS	31	33	60	66
	MEDIAS	33	29	56	50
	ALTAS	38	40	47	43
Configuración PID	BAJAS	56	45	78	85
	MEDIAS	77	66	107	65
	ALTAS	73	400	114	400
Configuración Aleatoria	BAJAS	38	36	49	90
	MEDIAS	36	26	39	60
	ALTAS	36	33	39	53

Fuente: Propia, febrero 2013

Al igual que para el tiempo de estabilización y de aquí en adelante se tendrá en cuenta el mayor tiempo entre las dos variables de control y se confrontara con el del otro controlador. A continuación los datos de la tabla 4-4 graficados.

Figura 4.21 Tiempo de subida para seguimiento de consigna.



Fuente: Propia, febrero 2013

De lo anterior se podría decir que el desempeño del controlador MPC diseñado frente al PID multivariable con respecto al tiempo de subida es:

- El controlador MPC diseñado tiene un tiempo de subida menor que el PID multivariable, esto gracias al algoritmo de control predictivo, que selecciona el valor del esfuerzo de control proporcional al error, de tal forma que un esfuerzo de control grande para un error grande.
- El tiempo de subida de la respuesta del controlador MPC diseñado es inversamente proporcional al porcentaje de apertura de las válvulas manuales y directamente proporcionales al valor de las consignas.

El desempeño del controlador MPC diseñado frente al PID multivariable también es confrontado mediante el criterio de error ISE. Los datos obtenidos por el seguimiento de consigna del ISE pueden ser vistos en la Tabla 4-5.

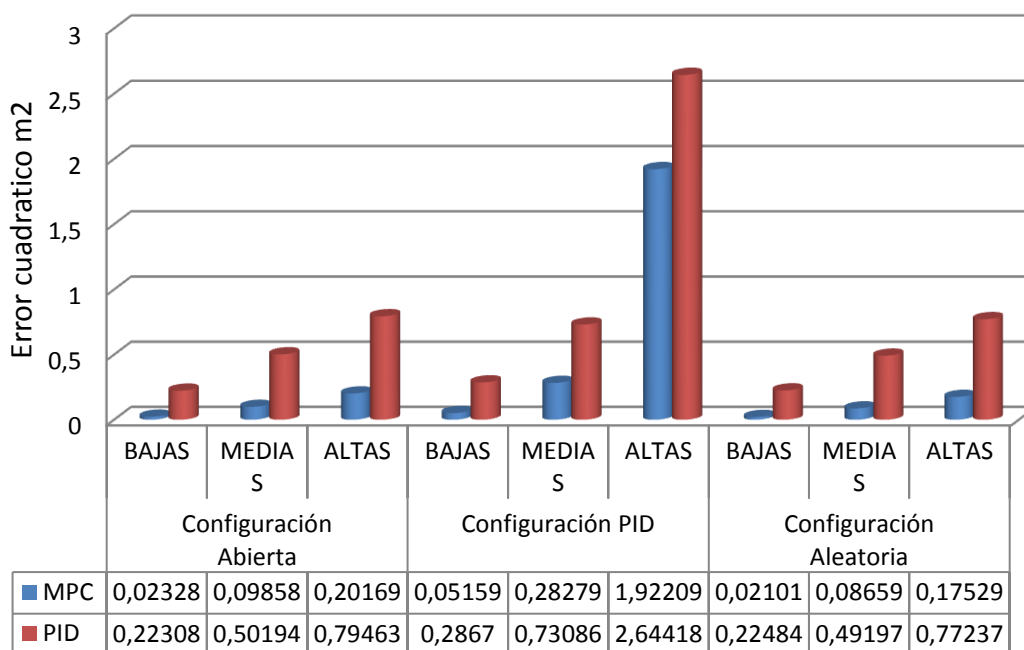
Tabla 4.5 Integral de error cuadrática para seguimiento de consigna.

		MPC h1 (m^2)	MPC h2 (m^2)	PID h1 (m^2)	PID h2 (m^2)
Configuración Abierta	BAJAS	0,009557	0,013722	0,072900	0,150178
	MEDIAS	0,045442	0,053141	0,206414	0,295528
	ALTAS	0,092960	0,108730	0,354649	0,439983
Configuración PID	BAJAS	0,021573	0,030012	0,092524	0,194173
	MEDIAS	0,157330	0,125461	0,349723	0,381135
	ALTAS	1,652500	0,269594	1,963443	0,680734
Configuración Aleatoria	BAJAS	0,006618	0,014390	0,064763	0,160073
	MEDIAS	0,034776	0,051809	0,181763	0,310208
	ALTAS	0,072760	0,102534	0,314011	0,458355

Fuente: Propia, febrero 2013

En la figura 4.22 se grafican los errores tabulados en la anterior tabla. Hay que tener en cuenta que para una mejor comprensión y análisis, se tomara el mayor error cuadrático entre las dos variables de control y se confrontara con el del otro controlador, esto para permitir confrontar los desempeños de los controladores con respecto a configuración y tipo de consigna.

Figura 4.22 Integral de error cuadrática para seguimiento de consigna.



Fuente: Propia, febrero 2013

El criterio de la integral del error al cuadrado (ISE), indica la desviación integral acumulativa de la variable controlada al setpoint o consigna, de tal forma que un valor pequeño es deseado. Teniendo en cuenta lo anterior podemos inferir de la figura 4.22 y 4.23.

- El controlador MPC diseñado presenta un mejor desempeño frente al PID multivariable para el seguimiento de consigna, sustentable en el menor tiempo de estabilización, tiempo de subida y señal sin sobre impulso.
- El criterio de error cuadrático ISE es proporcional al valor de consigna, es decir a mayor valor de consigna más error va existir debido a que el ISE calcula el área entre las variables controladas h_1 y h_2 y sus consignas respectivas setpoint h_1 y setpoint h_2 .
- El controlador MPC presenta su peor valor ISE en la configuración PID ante consignas altas, lo cual se debe a que como se aclaró anteriormente en la figura 4.12 está fuera del rango de funcionamiento de la planta.

4.2 Compensación de lazos de control

En esta sección se busca evaluar el desempeño del controlador MPC diseñado y el controlador PID multivariable ante cambios de setpoint en las variables controladas.

Se establece un setpoint inicial para las dos variables, después se varía la consigna de una de ellas, se observa el cambio en la otra y viceversa. Para más detalle ver la Tabla 4-6.

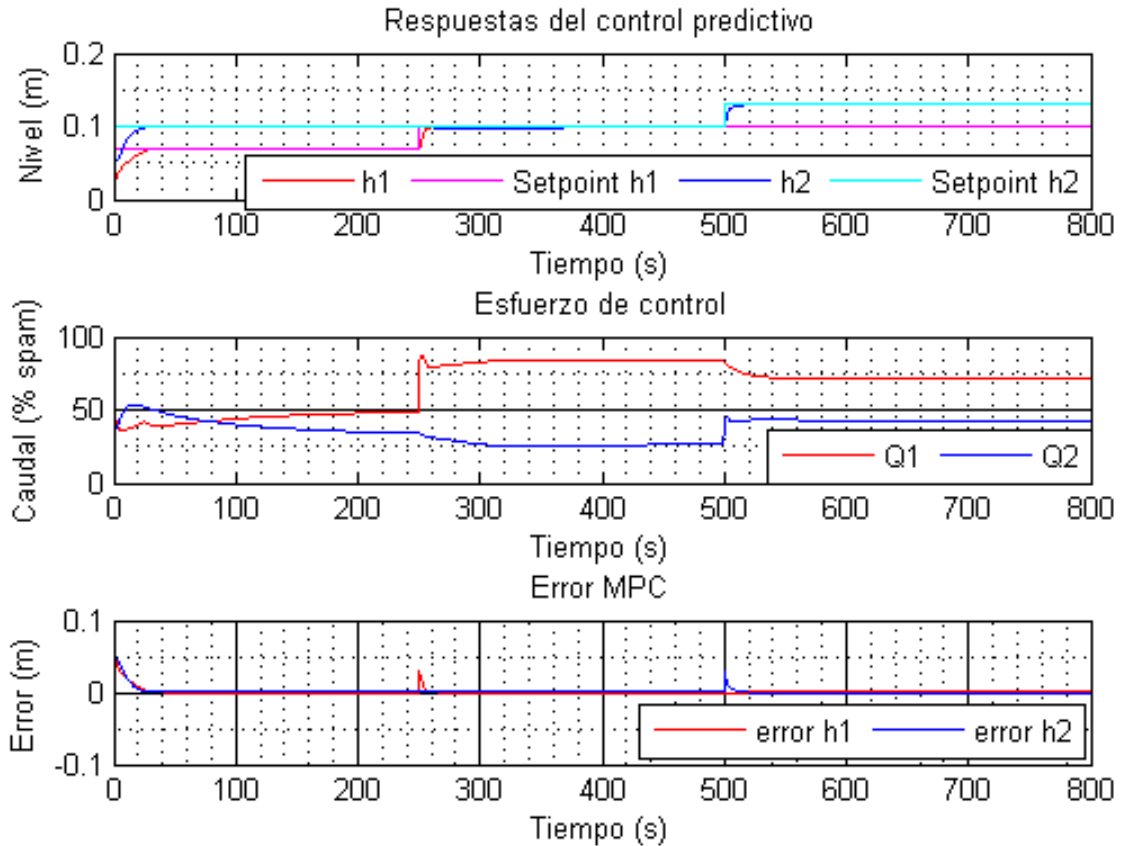
Tabla 4.6 Compensación de lazos.

	Experimento Primera Fase				Experimento Segunda Fase			
	h1 inicial	h2 inicial	h1 final	h2 final	h1 inicial	h2 inicial	h1 final	h2 final
Valores de consigna (m)	0.07	0.1	0.07	0.13	0.07	0.13	0.1	0.13

Fuente: Propia, febrero 2013

Se presentan las gráficas resultantes de los experimentos planteados por la Tabla 4-6 para las configuraciones de la Tabla 4-1.

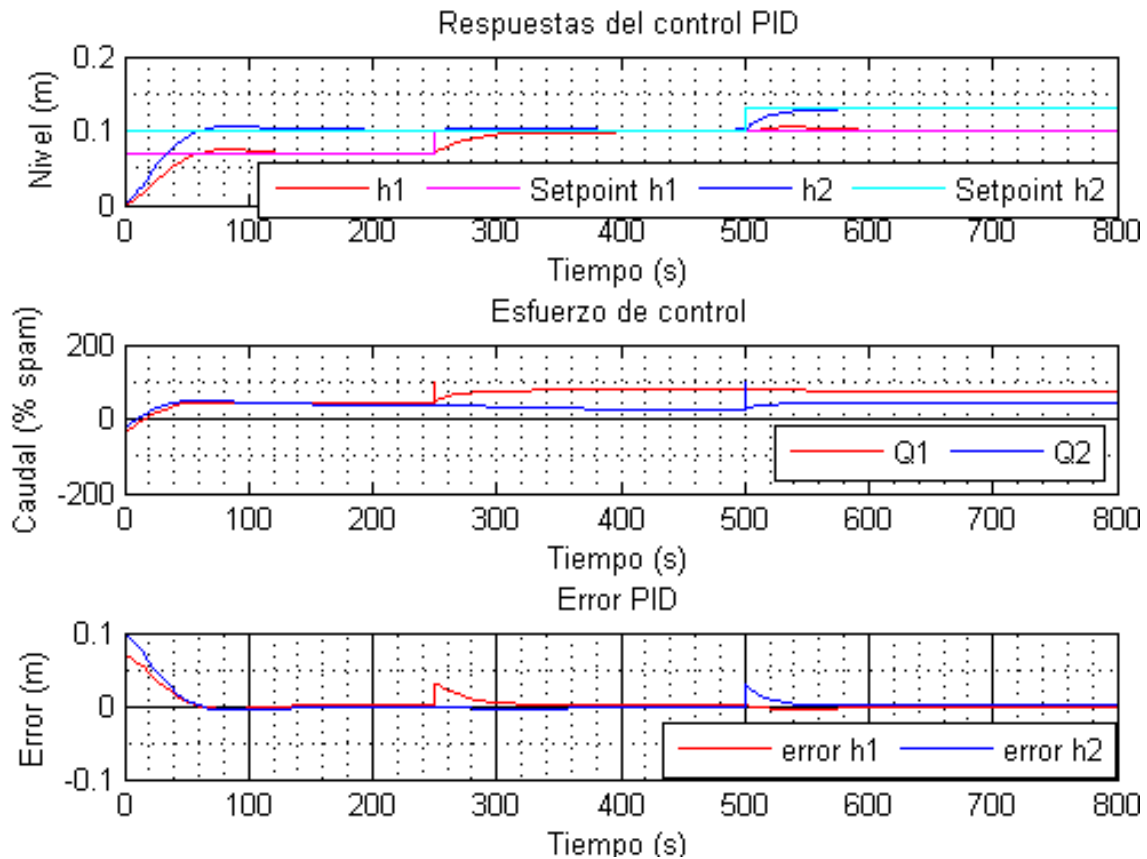
Figura 4.23 Controlador MPC ante compensación de lazos para configuración Abierta.



Fuente: Propia, febrero 2013

En la anterior figura 4.23 se puede concluir la respuesta del controlador MPC ante el cambio de consignas con la configuración Abierta (Tabla 4-1). Se podría decir que el controlador realiza un buen trabajo en las dos fases del experimento, nótese que en la primera fase donde varía setpoint h2 el otro lazo no se ve afectado, gracias a que mientras se incrementa el esfuerzo de control Q2 para buscar que h2 siga el cambio de consigna en setpoint h2, se disminuye Q1 para que h1 permanezca constante en setpoint h1. Para la segunda fase varía setpoint h1 y el controlador reacciona incrementando Q1 para seguir el cambio de consigna setpoint h1 y al mismo tiempo contrarresta esta acción disminuyendo Q2 para que no se vea afectada h2.

Figura 4.24 Controlador PID ante compensación de lazos para configuración Abierta.

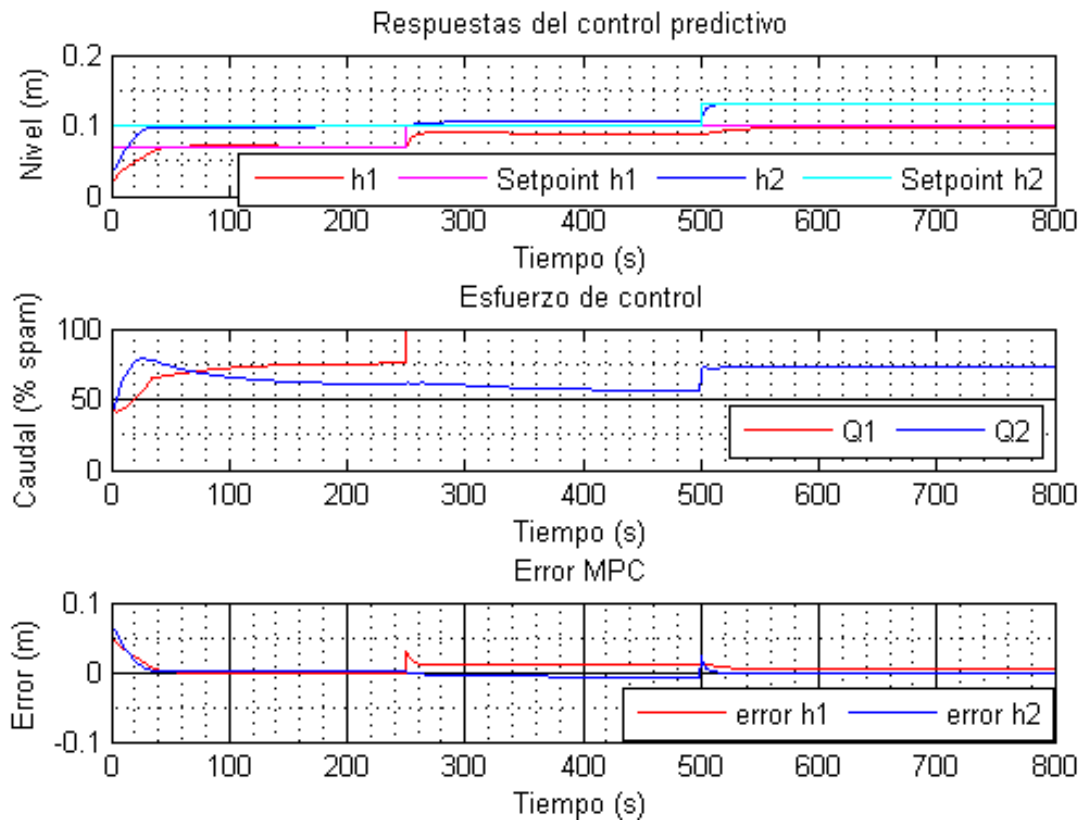


Fuente: Propia, febrero 2013

De la figura 4.24 se puede decir la respuesta del controlador PID ante el cambio de consignas con la configuración Abierta (Tabla 4-1). Se podría decir que el controlador realiza un buen trabajo en las dos fases del experimento, aunque nótese que en la primera fase donde varía setpoint h2 el otro lazo se ve afectado h1, porque mientras se incrementa el esfuerzo de control Q2 para buscar que h2 siga el cambio de consigna en setpoint h2, se disminuye Q1 lentamente permitiendo por unos instantes de tiempo que h1 varíe de su consigna setpoint h1. Para la segunda fase funciona de igual forma, realiza su trabajo pero permite que cuando se cambia de consigna setpoint h1 afecte a h2.

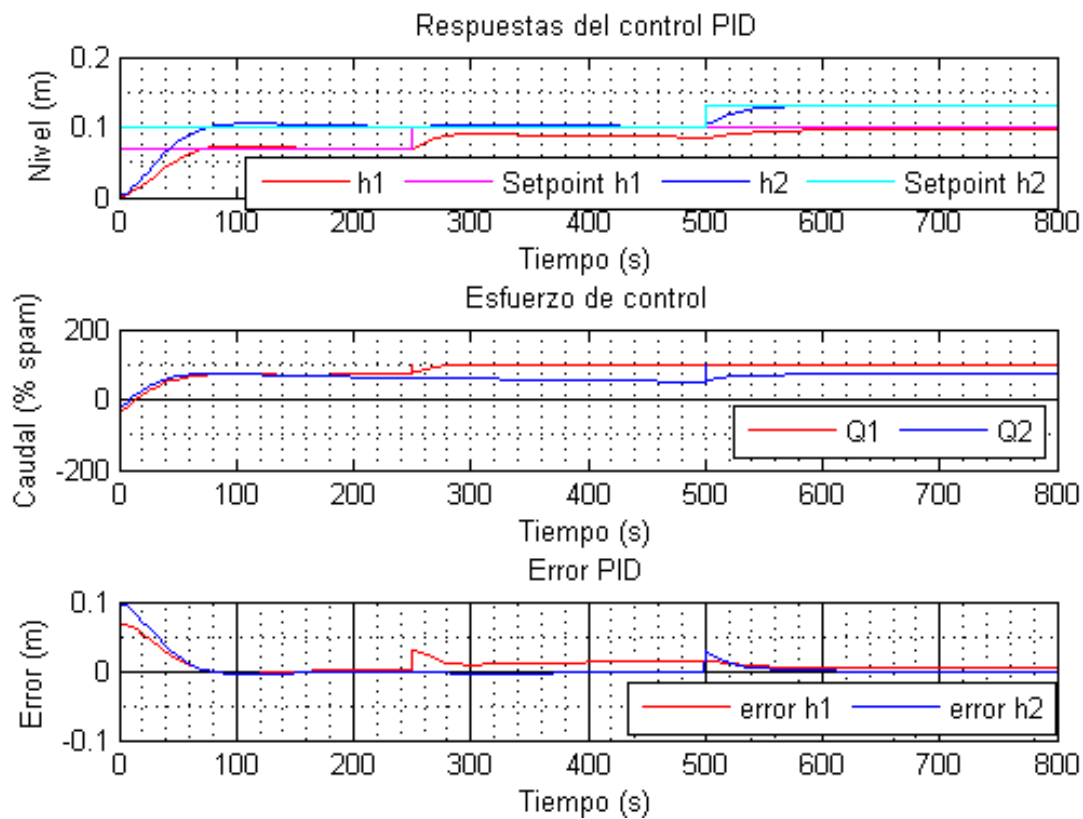
Con la figura 4.25 se puede apreciar la respuesta del controlador MPC ante el cambio de consignas con la configuración PID (Tabla 4-1). Se podría decir que el controlador realiza un buen trabajo en las dos fases del experimento, nótese que en la primera fase donde varía setpoint h2 el otro lazo no se ve afectado, gracias a que el controlador incrementa el esfuerzo de control Q2 para buscar que h2 siga el cambio de consigna en setpoint h2 y disminuye Q1 para que h1 permanezca constante en setpoint h1. Para la segunda fase varía setpoint h1 y el controlador reacciona incrementando Q1 para seguir el cambio de consigna setpoint h1 y al mismo tiempo contrarresta esta acción disminuyendo Q2 para que no se vea afectada h2. Se puede ver un pequeño error en estado estacionario en las variables de control, el cual si analizamos es inevitable, Q1 está saturado y no puede ayudar a h1 para llegar exactamente a su consigna y si se aumenta el valor de la variable manipulada Q2 incrementara el pequeño error que ya tiene.

Figura 4.25 Controlador MPC ante compensación de lazos para configuración PID.



Fuente: Propia, febrero 2013

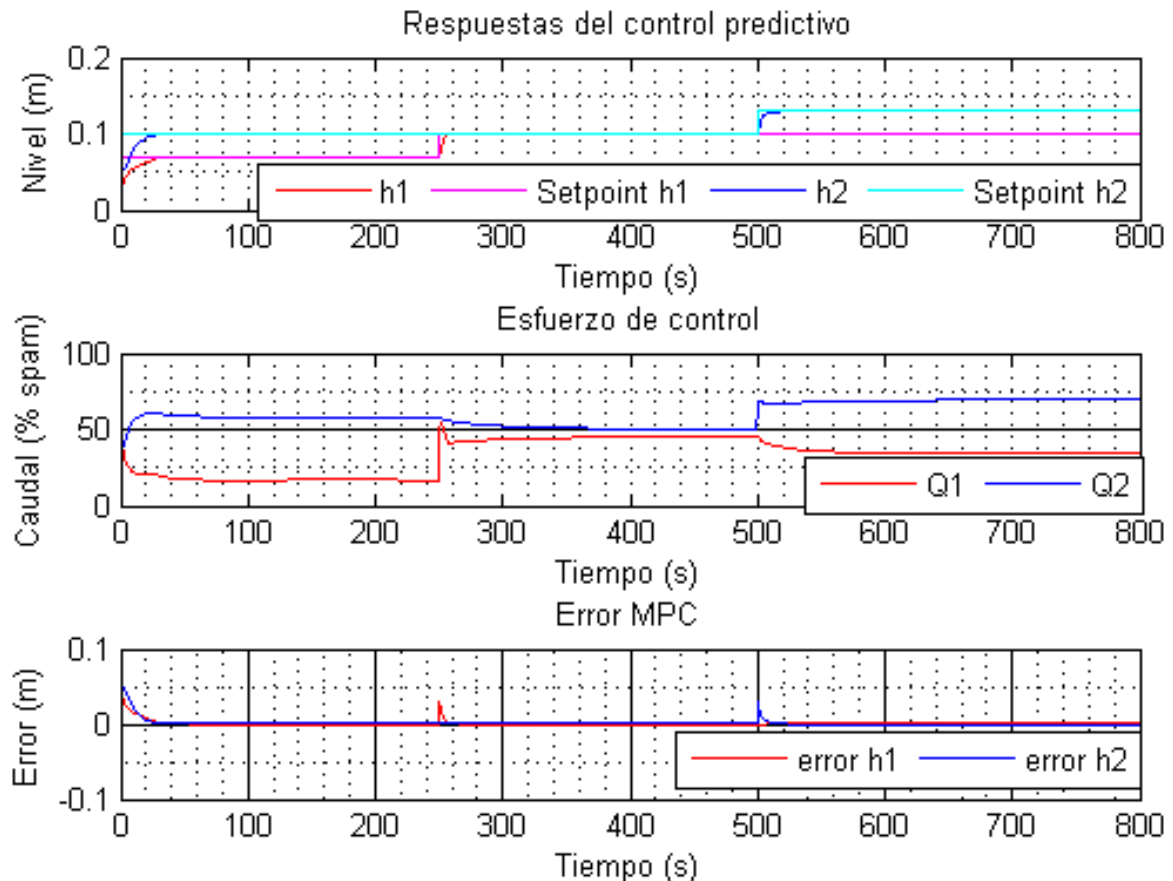
Figura 4.26 Controlador PID ante compensación de lazos para configuración PID.



Fuente: Propia, febrero 2013

En la figura 4.26 se puede apreciar la respuesta del controlador PID ante el cambio de consignas con la configuración PID (Tabla 4-1). Se podría decir del controlador que realiza un buen trabajo en las dos fases del experimento, aunque en la primera fase donde varía setpoint h2 el otro lazo se ve afectado h1, porque mientras se incrementa el esfuerzo de control Q2 para buscar que h2 siga el cambio de consigna en setpoint h2, se disminuye Q1 lentamente permitiendo por unos instantes que h1 varíe de su consigna setpoint h1. Para la segunda fase funciona de igual forma, realiza su trabajo pero permite que cuando se cambia de consigna setpoint h1 afecte a h2.

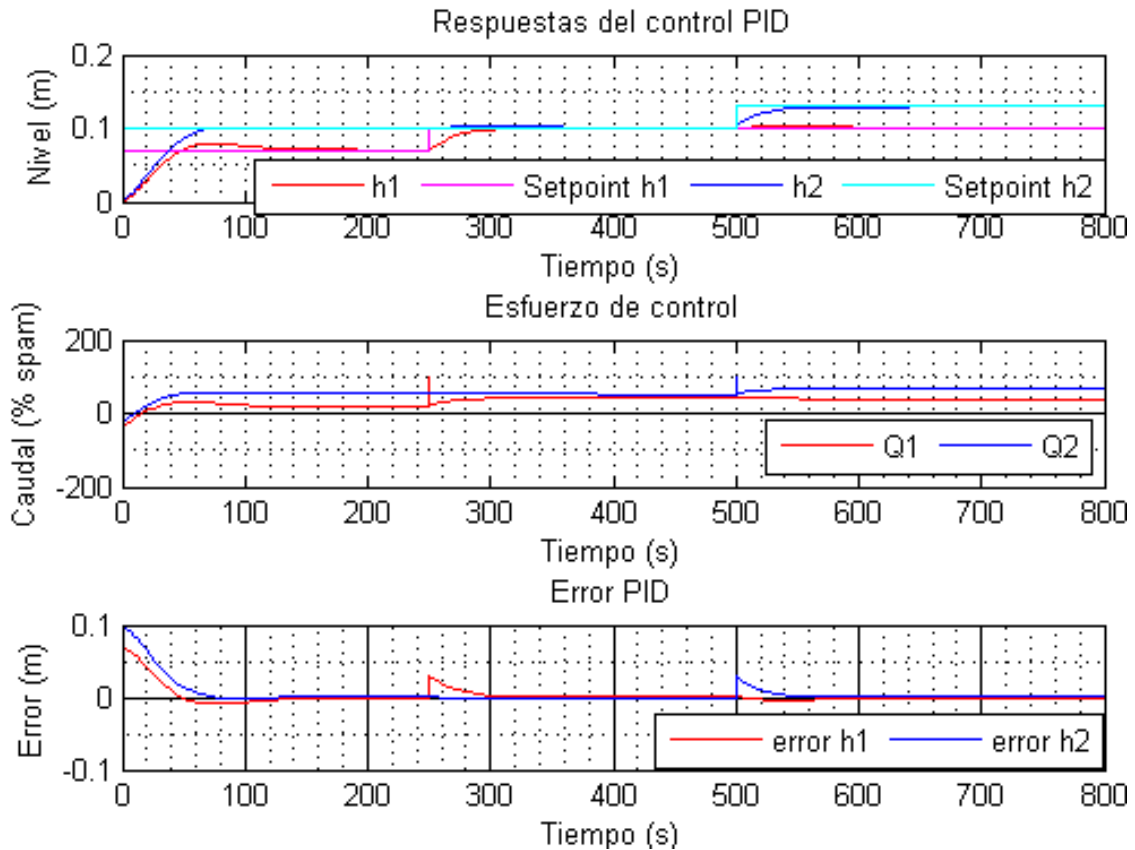
Figura 4.27 Controlador MPC ante compensación de lazos para configuración Aleatoria.



Fuente: Propia, febrero 2013

Mediante la figura 4.27 se puede apreciar la respuesta del controlador MPC ante el cambio de consignas con la configuración Aleatoria (Tabla 4-1). Se podría decir que el controlador realiza un buen trabajo en las dos fases del experimento, nótese que en la primera fase donde varía setpoint h2 el otro lazo no se ve afectado, gracias a que mientras se incrementa el esfuerzo de control Q2 para buscar que h2 siga el cambio de consigna en setpoint h2, se disminuye Q1 para que h1 permanezca constante en setpoint h1. Para la segunda fase varía setpoint h1 y el controlador reacciona incrementando Q1 para seguir el cambio de consigna setpoint h1 y al mismo tiempo contrarresta esta acción disminuyendo Q2 para que no se vea afectada h2.

Figura 4.28 Controlador PID ante compensación de lazos para configuración Aleatoria.



Fuente: Propia, febrero 2013

De la figura 4.28 se puede deducir que la respuesta del controlador PID ante el cambio de consignas con la configuración Aleatoria (Tabla 4-1). Se podría decir que el controlador realiza un buen trabajo en las dos fases del experimento, aunque nótese que en la primera fase donde varía setpoint h2 el otro lazo se ve afectado h1, porque mientras se incrementa el esfuerzo de control Q2 para buscar que h2 siga el cambio de consigna en setpoint h2, se disminuye Q1 lentamente permitiendo por unos instantes de tiempo que h1 varíe de su consigna setpoint h1. Para la segunda fase funciona de igual forma, realiza su trabajo pero permite que cuando se cambia de consigna setpoint h1 afecte a h2.

Se analizará la variable de control que sufre el cambio de consigna (para la primera fase h2 y en la segunda fase h1) mediante el tiempo de estabilización y tiempo de subida, y para evaluar el efecto de un lazo sobre el otro se utilizará el criterio ISE evaluándolo en el lazo de control que no cambia por cada fase (para la primera fase h1 y para la segunda fase h2).

En la Tabla 4-7 se observa la comparación cuantitativa del controlador MPC frente al PID con respecto al índice de tiempo de estabilización para la compensación de lazos.

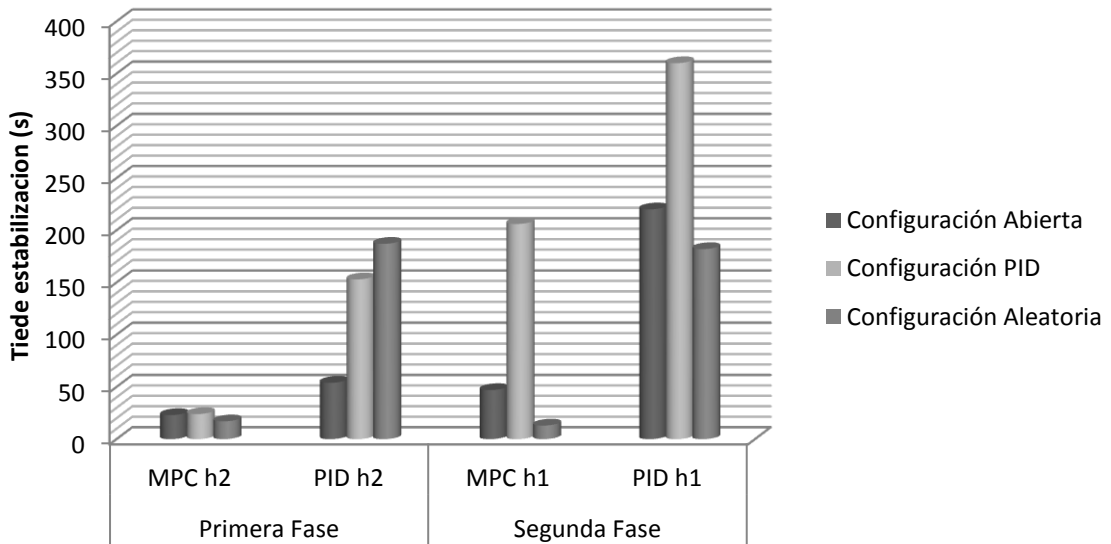
Tabla 4.7 Tiempo de estabilización para compensación de lazos de control.

	Primera Fase		Segunda Fase	
	MPC h2 (s)	PID h2 (s)	MPC h1 (s)	PID h1 (s)
Configuración Abierta	23	54	47	220
Configuración PID	24	153	206	360
Configuración Aleatoria	17	187	13	182

Fuente: Propia, febrero 2013

Para un mejor análisis a continuación en la figura 4.29 se grafican los datos consignados en la tabla 4.7.

Figura 4.29 Tiempo de estabilización para compensación de lazos de control.



Fuente: Propia, febrero 2013

De la gráfica se puede decir:

- El MPC diseñado tiene un mejor desempeño que el PID multivariable en lo que respecta a tiempo de estabilización para toda configuración ante variaciones de consignas, gracias a su algoritmo predictivo y multivariable que se anticipa a los cambios y permite generar acciones de control óptimas para los dos lazos de control.

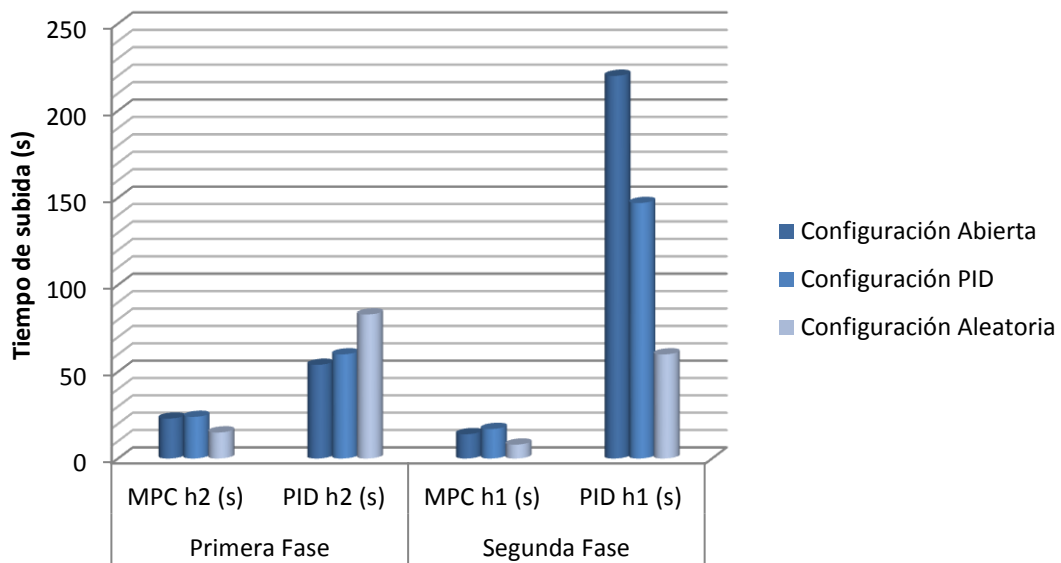
Para ver los tiempos de subida evaluados en los experimentos correspondientes a la compensación de lazos de control a continuación la Tabla 4-8.

Tabla 4.8 Tiempo de subida para compensación de lazos de control.

	Primera Fase		Segunda Fase	
	MPC h2 (s)	PID h2 (s)	MPC h1 (s)	PID h1 (s)
Configuración Abierta	23	54	14	220
Configuración PID	24	60	17	147
Configuración Aleatoria	15	83	8	60

Fuente: Propia, febrero 2013

Figura 4.30 Tiempo de subida para compensación de lazos de control.



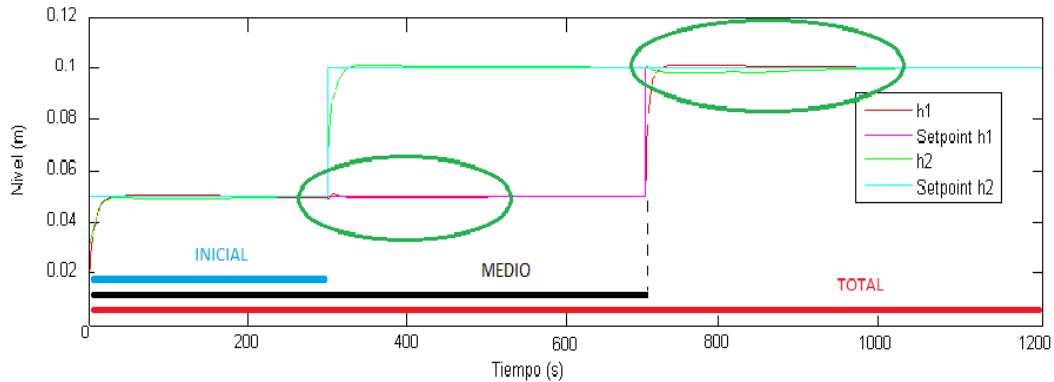
Fuente: Propia, febrero 2013

De la gráfica anterior podemos inferir:

- El Controlador MPC diseñado alcanza el valor de consigna de forma rápida ante cambios de consignas en cualquiera de las dos variables controladas, y no permite que este tipo de disturbio se propague en el lazo constante.
- Promediando, el tiempo de subida del PID multivariable es más del triple del controlador MPC diseñado.

Como se dijo anteriormente, el criterio de error ISE se utilizara para determinar el efecto generado por el cambio de consigna de un lazo de control en la variable controlada del otro. Para evidenciar esto, en la figura 4.32 se puede notar estos efectos señalados por los óvalos verdes.

Figura 4.31 Medición de ISE para compensación de lazos.



Fuente: Propia, febrero 2013

Para encontrar dichos errores se plantean las siguientes ecuaciones basadas en la figura 4.32.

$$\text{ISE } h1 = \text{ISE MEDIO } h1 - \text{ISE INICIAL } h1 \quad (4.2)$$

$$\text{ISE } h2 = \text{ISE TOTAL } h2 - \text{ISE MEDIO } h2 \quad (4.3)$$

Dónde:

- ISE h1, es el error cuadrático en h1 generado por el cambio de consigna en setpoint h2 entre el periodo inicial y periodo medio.
- ISE MEDIO h1, es el error cuadrático en h1 hasta el periodo medio.
- ISE INICIAL h1, es el error cuadrático en h1 hasta el periodo inicial.
- ISE h2, es el error cuadrático en h2 generado por el cambio de consigna en setpoint h1 entre el periodo medio y periodo total.
- ISE MEDIO h2, es el error cuadrático en h2 hasta el periodo medio.
- ISE TOTAL h2, es el error cuadrático en h2 hasta el periodo total.

Los resultados son tabulados en la tabla 4-9.

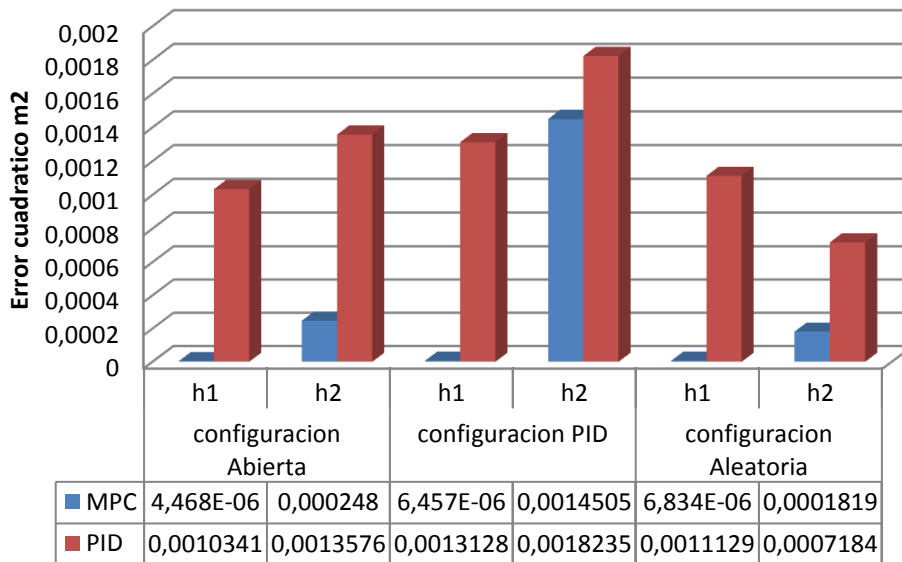
Tabla 4.9 Integral de error cuadrática ante compensación de lazos de control.

	Primera Fase		Segunda Fase	
	MPC	PID	MPC	PID
	ISE h1	ISE h1	ISE h2	ISE h2
Configuración Abierta	0,00000446847	0,00103408	0,000247986	0,001357579
Configuración PID	0.00000645687	0,001312817	0,001450503	0,001823498
Configuración Aleatoria	0,00000683356	0,001112882	0,00018195	0,000718401

Fuente: Propia, febrero 2013

En la figura 4.32 se grafican los valores del criterio de error cuadrático ISE tabulados por la tabla 4-9.

Figura 4.32 Integral de error cuadrática para seguimiento de consigna.



Fuente: Propia, febrero 2013

El criterio de la integral del error al cuadrado (ISE), indica la desviación integral acumulativa de la variable controlada al setpoint o consigna, de tal forma que un valor pequeño es deseado. Teniendo en cuenta lo anterior podemos inferir de la figura 4.22 y 4.23.

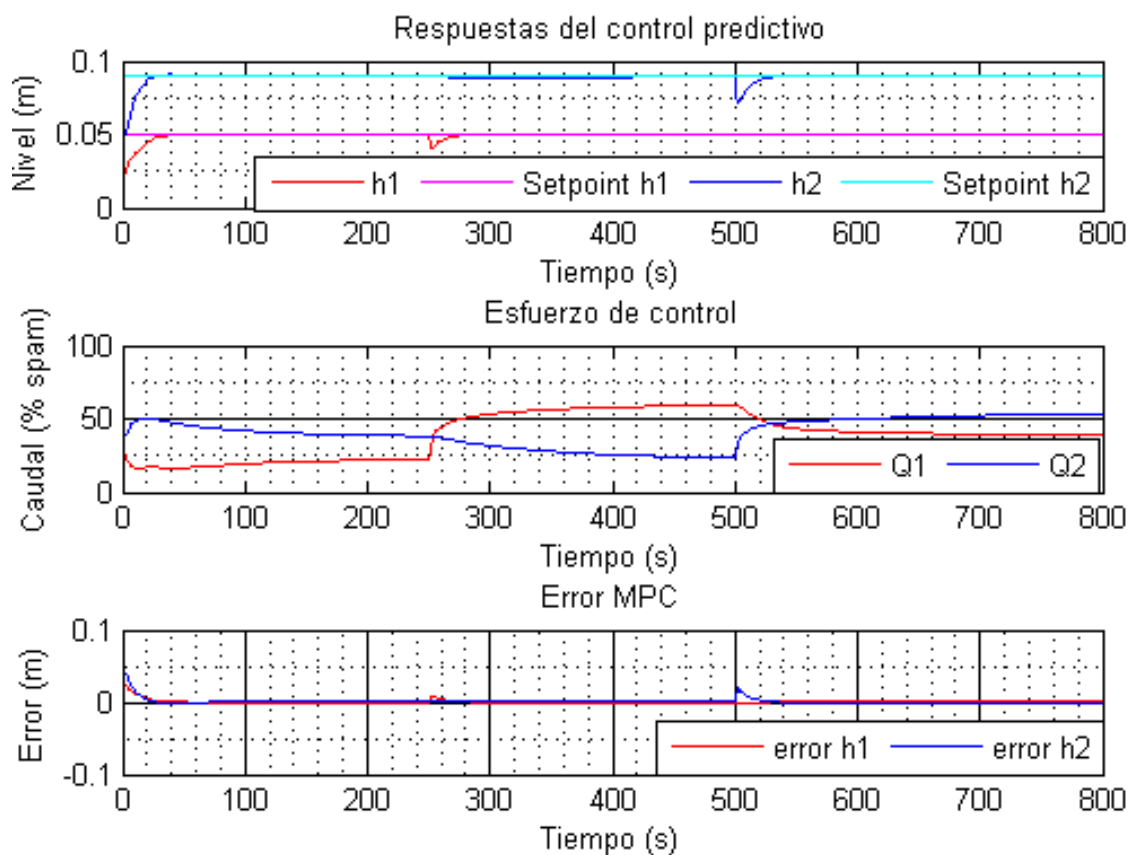
- El MPC compensa perfectamente las variaciones que sufre la variable de control ante cambios de consigna en el lazo opuesto, su algoritmo predictivo permite anticiparse y actuar rápidamente, mientras el controlador PID aunque realiza su trabajo permite que el disturbio generado por el cambio de consigna se propague a el otro lazo de control, lo cual es debido a su naturaleza de control feedback que para responder ante un cambio o disturbio primero se debe ver representado este en la planta.

4.3 Disturbios externos

Los disturbios externos para este caso, son los introducidos por las electroválvulas (FY101-2 para el Tanque 1 y FY102-2 para el Tanque 2). Se busca observar el comportamiento y respuesta del controlador MPC y el controlador PID multivariable ante este tipo de disturbio mediante y para ello se plantea el siguiente experimento.

Se realiza la apertura de la electroválvula FY101-2 y posteriormente después de que el sistema se estabilice se introduce un segundo disturbio mediante la apertura de la electroválvula FY102-2, esto se realizara para las configuraciones dadas por la Tabla 4-1. A continuación las gráficas resultantes.

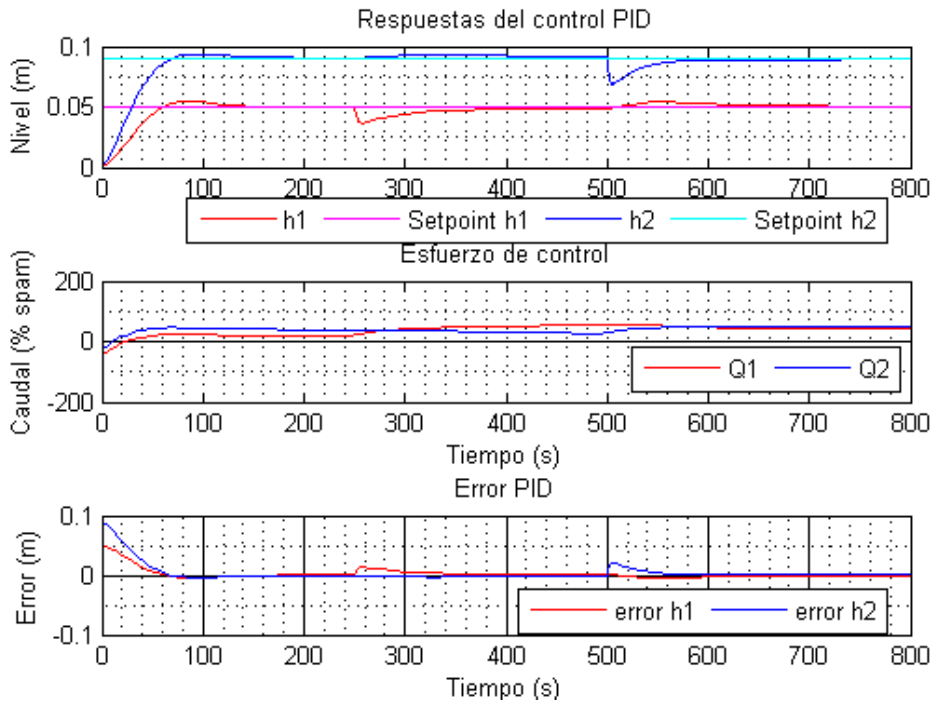
Figura 4.33 Controlador MPC con configuración Abierta, ante disturbio externo.



Fuente: Propia, febrero 2013

De la anterior grafica se puede decir que la respuesta del controlador MPC ante disturbios externos y con la configuración Abierta es óptima. Nótese que cuando varia h2 por efecto del disturbio se realiza una acción de control la cual incrementa el esfuerzo de control Q2 para compensar el disturbio introducido mientras que Q1 disminuye proporcionalmente para que h1 no se aleje de su valor de consigna, un instante de tiempo más tarde las variables controladas se encuentran en sus valores de consigna. Más adelante se entrara en más detalle.

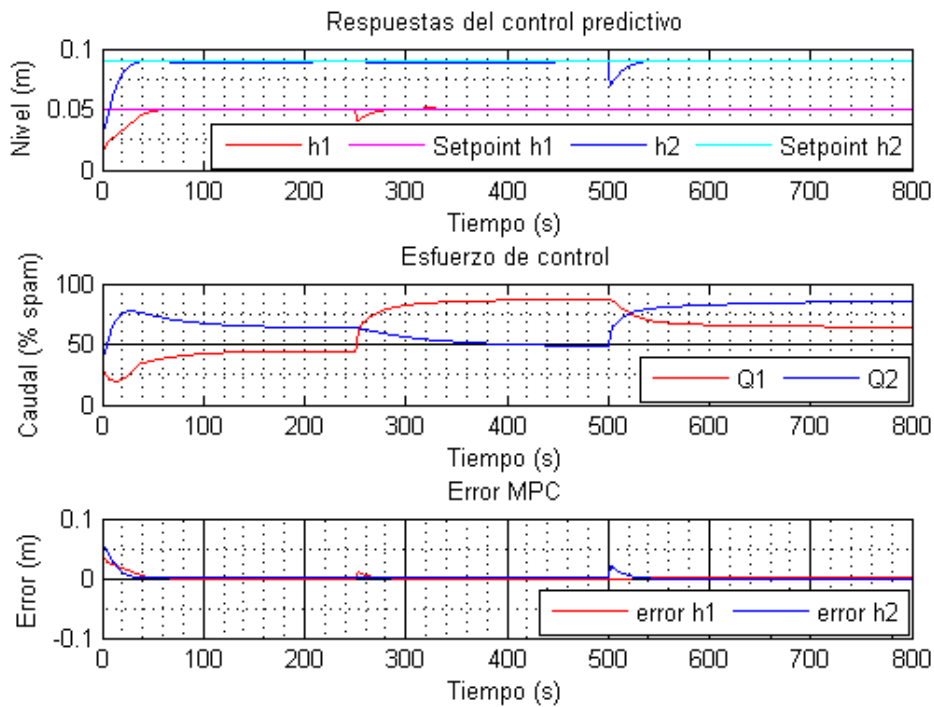
Figura 4.34 Controlador PID con configuración Abierta, ante disturbio externo.



Fuente: Propia, febrero 2013

De la anterior grafica se puede decir que el controlador PID con la configuración Abierta ante un disturbio externo tiene un mal desempeño. Nótese que cuando varia h2 por efecto del disturbio se realiza una acción de control la cual incrementa el esfuerzo de control Q2 para compensar el disturbio introducido mientras que Q1 aumenta alejando a h1 de su valor de consigna. Más adelante se entrara en más detalle.

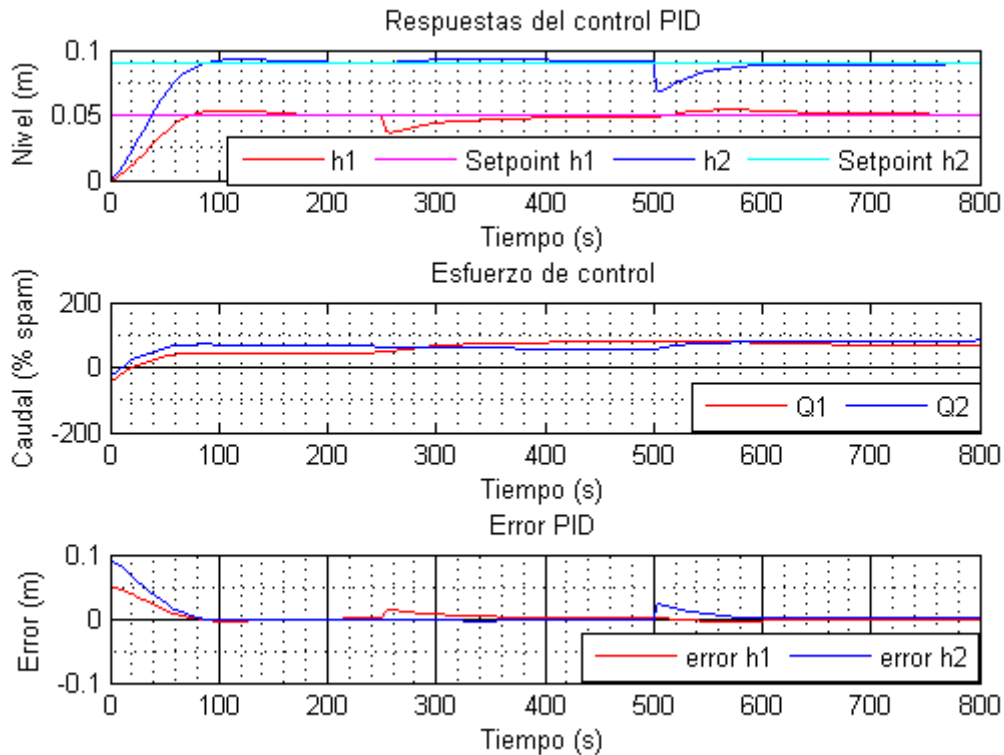
Figura 4.35 Controlador MPC con configuración PID, ante disturbio externo.



Fuente: Propia, febrero 2013

De la anterior grafica se puede decir que la respuesta del controlador MPC ante disturbios externos y con la configuración PID es óptima. Nótese que cuando varia h2 por efecto del disturbio se realiza una acción de control la cual incrementa el esfuerzo de control Q2 para compensar el disturbio introducido mientras que Q1 disminuye proporcionalmente para que h1 no se aleje de su valor de consigna, un instante de tiempo más tarde las variables controladas se encuentran en sus valores de consigna. Más adelante se entrara en más detalle.

Figura 4.36 Controlador PID con configuración PID, ante disturbio externo.

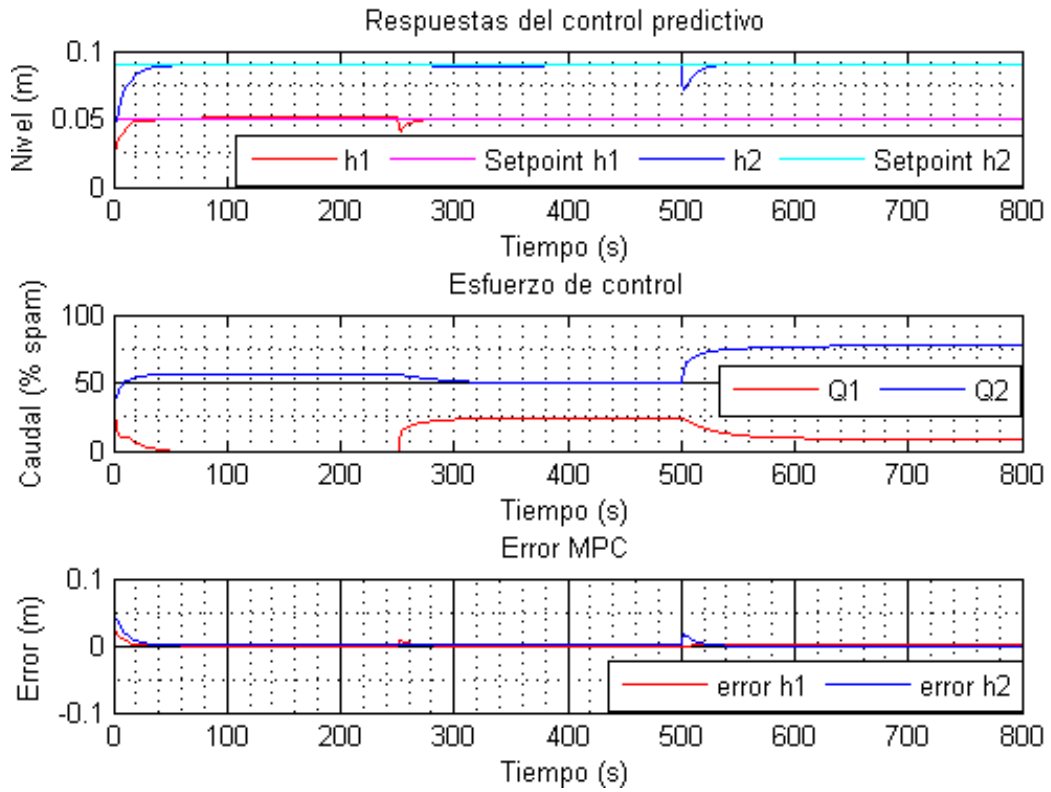


Fuente: Propia, febrero 2013

De la anterior grafica se puede decir que el controlador PID con la configuración PID ante un disturbio externo tiene un mal desempeño. Nótese que cuando varia h2 por efecto del disturbio se realiza una acción de control la cual incrementa el esfuerzo de control Q2 para compensar el disturbio introducido mientras que Q1 aumenta alejando a h1 de su valor de consigna. Más adelante se entrara en más detalle.

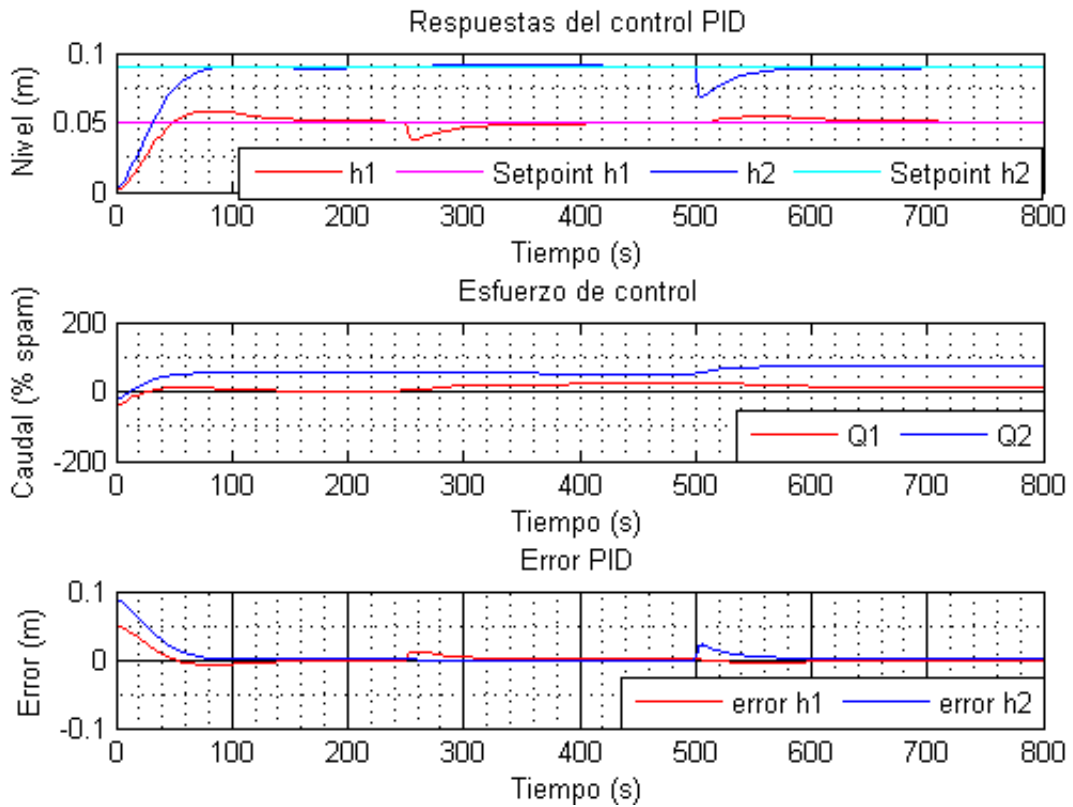
De la anterior grafica se puede decir que la respuesta del controlador MPC ante disturbios externos y con la configuración Aleatoria es óptima. Nótese que cuando varia h2 por efecto del disturbio se realiza una acción de control la cual incrementa el esfuerzo de control Q2 para compensar el disturbio introducido mientras que Q1 disminuye proporcionalmente para que h1 no se aleje de su valor de consigna, un instante de tiempo más tarde las variables controladas se encuentran en sus valores de consigna. Más adelante se entrara en más detalle.

Figura 4.37 Controlador MPC con configuración Aleatoria, ante disturbio externo.



Fuente: Propia, febrero 2013

Figura 4.38 Controlador PID con configuración Aleatoria, ante disturbio externo.



Fuente: Propia, febrero 2013

De la anterior grafica se puede decir que el controlador PID con la configuración Aleatoria ante un disturbio externo tiene un mal desempeño. Nótese que cuando varia h2 por efecto del disturbio se realiza una acción de control la cual incrementa el esfuerzo de control Q2 para compensar el disturbio introducido mientras que Q1 aumenta alejando a h1 de su valor de consigna. Más adelante se entrara en más detalle.

Para evaluar el desempeño del controlador MPC diseñado frente al PID multivariable ante disturbios externos se utilizara el índice de tiempo de estabilización el cual se medirá desde la introducción del disturbio hasta la estabilización de la variable controlada.

A continuación en la Tabla 4-10 se encuentran tabulados los tiempos de estabilización para disturbios externos.

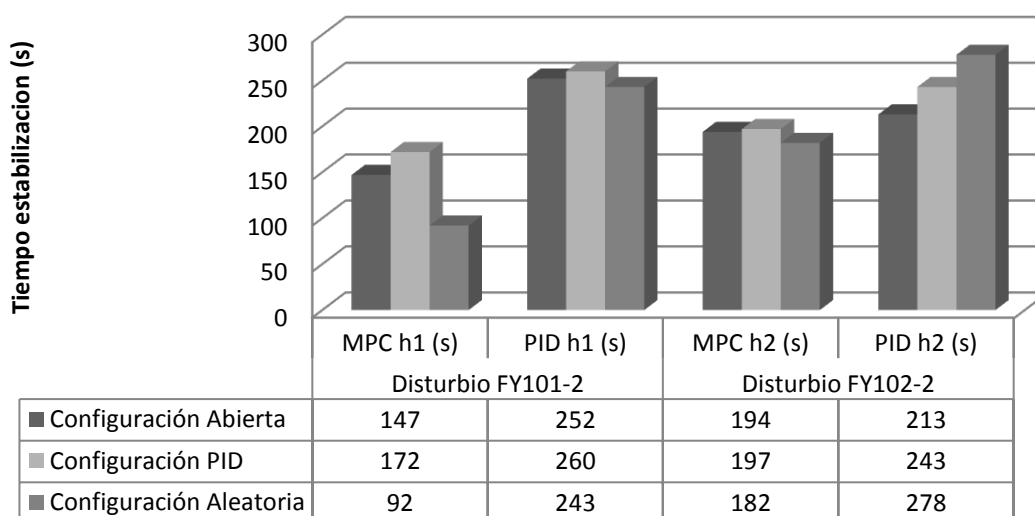
Tabla 4.10 Tiempo de estabilización para disturbios externos.

	Disturbio FY101-2		Disturbio FY102-2	
	MPC h1 (s)	PID h1 (s)	MPC h2 (s)	PID h2 (s)
Configuración Abierta	147	252	194	213
Configuración PID	172	260	197	243
Configuración Aleatoria	92	243	182	278

Fuente: Propia, febrero 2013

En la siguiente figura se podrá apreciar gráficamente los tiempos de estabilización del controlador MPC diseñado frente al PID multivariable.

Figura 4.39 Tiempo de estabilización para disturbios externos.



Fuente: Propia, febrero 2013

De la gráfica se puede decir:

- El MPC diseñado logra menos tiempo en estabilizarse o recuperarse después de un disturbio externo en cualquiera de los lazos de control que el PID multivariable.

Para ver los tiempos de subida evaluados en los experimentos correspondientes a la respuesta ante disturbios externos la Tabla 4-8.

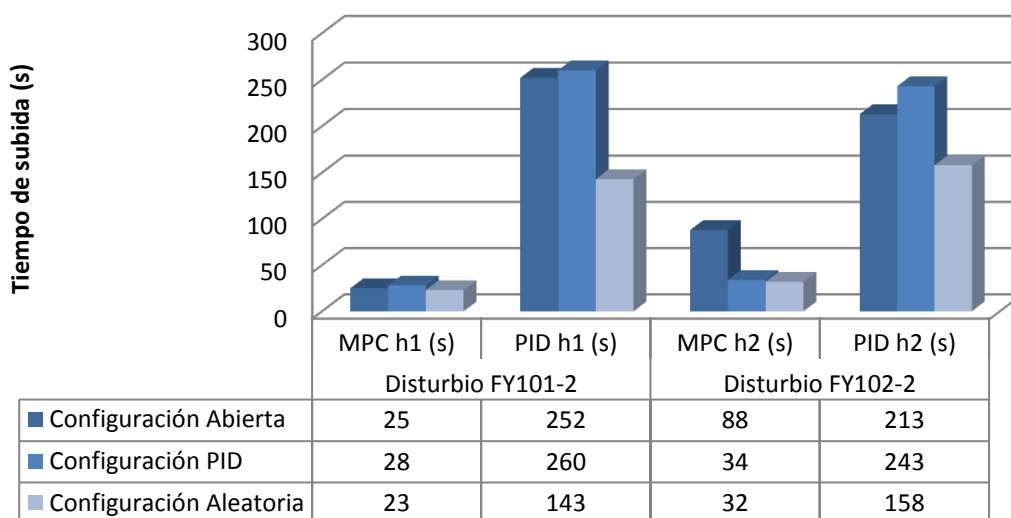
Tabla 4.11 Tiempo de subida para disturbios externos.

	Disturbio FY101-2		Disturbio FY102-2	
	MPC h1 (s)	PID h1 (s)	MPC h2 (s)	PID h2 (s)
Configuración Abierta	25	252	88	213
Configuración PID	28	260	34	243
Configuración Aleatoria	23	143	32	158

Fuente: Propia, febrero 2013

Para mayor análisis y comprensión de la información se grafican los datos de la tabla 4-11 en la figura 4.40 a continuación.

Figura 4.406 Tiempo de subida para disturbios externos.



Fuente: Propia, febrero 2013

De la gráfica anterior podemos inferir:

- Promediando, el Controlador MPC diseñado tarda menos de la cuarta parte en alcanzar el valor de consigna que el tiempo que le toma al PID multivariable después de ser afectados por un disturbio externo en cualquiera de los lazos de control.

Como se dijo anteriormente, el criterio de error ISE se utilizara para determinar el efecto generado por los disturbios externos en las variables de control. Estos errores se encontraran mediante las ecuaciones (4.2) y (4.3). Los resultados son tabulados en la tabla 4-9.

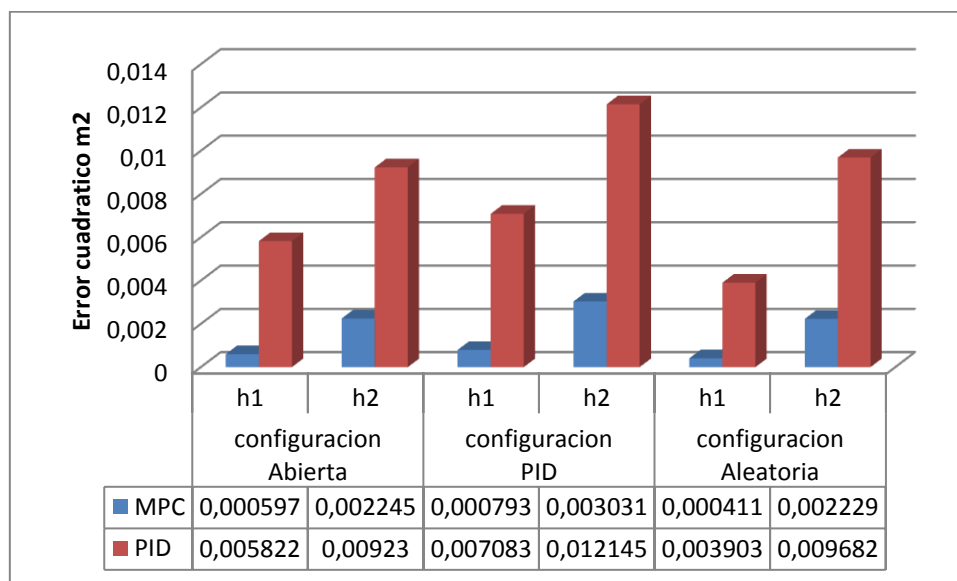
Tabla 4.12 Integral de error cuadrática para disturbios externos.

	Primera Fase		Segunda Fase	
	MPC	PID	MPC	PID
	ISE h1	ISE h1	ISE h2	ISE h2
Configuración Abierta	0,000596765	0,005821818	0,002244928	0,009229908
Configuración PID	0,000793066	0,007083133	0,003031488	0,012144693
Configuración Aleatoria	0,000411074	0,003902648	0,002228605	0,009681924

Fuente: Propia, febrero 2013

En la figura 4.41 se grafican los errores tabulados en la anterior tabla.

Figura 4.41 Grafica de la integral de error cuadrática para disturbios externos.



Fuente: Propia, febrero 2013

Como se dijo anteriormente, el criterio de la integral del error al cuadrado (ISE), indica la desviación integral acumulativa de la variable controlada al setpoint o consigna, de tal forma que un valor pequeño es deseado. Según esto se podría decir:

- La respuesta del controlador MPC diseñado a los disturbios externos es deseada, compensa perfectamente las variaciones que sufre la variable de control directamente afectada e implementa acciones de control para que este disturbio no se vea reflejado en el otro lazo de control. Esto es sustentable por la gráfica anterior, donde es notable la diferencia del valor del ISE del MPC diseñado frente al PID multivariable y también por las técnicas de control, donde el MPC pronostica “n” estados y selecciona el mejor, mientras el PID debe esperar a que se propague el disturbio.

4.4 Disturbios internos

Los disturbios internos para nuestro caso de estudio son las válvulas manuales (LV101-3, LV101-5, LV102-3 y LV102-5) como se explica en capítulos anteriores. Teniendo en cuenta esto, la respuesta del controlador MPC y el controlado PID multivariable ante disturbios internos ya fue evaluado en el transcurso del presente capítulo, en el seguimiento de consigna, compensación de lazos y respuesta a disturbios externos, gracias a que para todos estos experimentos se evaluó el desempeño en diferentes configuraciones de válvulas manuales que se especifican en la Tabla 4-1. De una forma general, utilizando los datos ya obtenidos durante todo este capítulo se podría concluir:

- El controlador MPC diseñado es muy superior al PID multivariable, presenta un buen desempeño para todas las configuraciones evaluadas y por lo tanto responde correctamente ante disturbios internos, permitiendo un control sobre todo el rango de funcionamiento del modelo computacional de la planta multivariable caso de estudio.

CONCLUSIONES

- El controlador predictivo ofrece como ventaja sobre el PID un desempeño superior, un diseño modularizado que hace fácil su puesta a punto y una gran versatilidad al incluir criterios de desempeño y restricciones.
- Pese a que el control predictivo lleva 40 años desde su creación, aun es necesaria mucha investigación en lo referente a criterios de desempeño y metodologías de sintonización.
- Se recomienda para trabajos futuros la implementación del controlador propuesto mejorando la fiabilidad del modelo de la planta, y el desarrollo de una metodología para la sintonización para control predictivo.
- La normalización de las señales ayuda de gran manera en el proceso de sintonización debido a que las escalas numéricas de entradas y salidas se hacen similares.
- El esquema de control predictivo del controlador MPC diseñado permite un mejor desempeño que el PID multivariable ante disturbios internos, disturbios externos seguimiento de consigna y compensación de lazos de control.
- El efecto de cambio de consigna o disturbios externos en un lazo de control se propaga sobre el otro lazo de control si no es seleccionada una buena técnica de control.

REFERENCIAS BIBLIOGRÁFICAS

- [1] BARRETO Jair, RUBIO Martín. Controlador DMC Escalable Para Procesos SISO de Ganancia No Lineal, Barranquilla, (2003). 143p. Trabajo de Grado (Ingeniería Electrónica). Universidad del Norte. Departamento de Ingeniería Electrónica.
- [2] CHEMICAL ENGINEERING DEPARTMENT KING SAUD UNIVERSITY. Model predictive control: An Introduction [en línea]. <<http://faculty.ksu.edu.sa/Emad.Ali/mylib/Workshop/Model%20Predictive%20Control.pdf>> [citado en 11 de febrero de 2013].
- [3] CLARKE David, HALLDROSSON Ulfur. *Adaptive Predictive Control, ROBOTICS AND AUTOMATION, CONTROL SYSTEMS, VOL X* [en línea]. <<http://www.eolss.net/Sample-Chapters/C18/E6-43-15-04.pdf>> [citado en 11 de febrero de 2013].
- [4] DEPARTAMENTO DE ELECTRÓNICA, SISTEMAS E INFORMÁTICA (DESI) DEL INSTITUTO TECNOLÓGICO Y DE ESTUDIOS SUPERIORES DE OCCIDENTE (ITESO). Redes neuronales artificiales: teoría aplicaciones e implementaciones. Periférico Sur Manuel Gómez Morín 8585 Tlaquepaque, Jalisco, MEXICO, 45604 [en línea]. <<http://www.desi.iteso.mx/elec/instru/rna/cap3.pdf>>. [citado en 11 de febrero de 2013].
- [5] DURANGO Néstor, MARTELO Gabriel. Implementación de un control DMC con Predictor de Smith en un reactor tipo CSTR modificado. 100p (2005). Trabajo de Grado (Ingeniería Mecánica). Universidad del Norte. Departamento de Ingeniería Mecánica.
- [6] MOROMENACHO Edison, ROSERO Cristina, BRAVO Yadira. Diseño e implementación del control predictivo en tanques acoplados. Quito (2010). Trabajo de grado (Ingeniero en Electrónica y Control). Escuela Politécnica Nacional. Facultad de Ingeniería Eléctrica y Electrónica. Disponible en el repositorio digital Politécnico: <<http://bibdigital.epn.edu.ec/handle/15000/2119>>.
- [7] FLALKE. Bjoern. PC & EMBEDDED CONTROL TRENDS. [en línea]. <http://www.automation.com/pdf_articles/P1Paper2-Falke.pdf>. [citado en 11 de febrero de 2013].
- [8] RODRIGUEZ RUBIO Francisco, LOPEZ SANCHEZ Manuel Jesús, CONTROL ADAPTATIVO Y ROBUSTO, Primera edición. Camas – Sevilla: SECRETARIADO DE PUBLICACIONES DE LA UNIVERSIDAD DE SEVILLA (1996). (Serie Ingeniería: no 9). ISBN 84-472-0319-0. Disponible en línea: <<http://www.esi2.us.es/~rubio/ControlAdaptativoyRobusto.pdf>>.
- [9] CANNON Mark, KOUVARITAKIS Basil. Nonlinear Predictive Control, theory and practice. London, Institution of Engineering and Technology (2008) 3-5 p, Control engineering series No.61. ISBN: 0-85296-984-8.

- [10] ROSSITER Jonh. Model Based Predictive Control: a practical approach, CRC PRESS (2005) 1-3 p, Control series. ISBN: 0-203-58568-2.
- [11] ROSSITER. Op. Cit., 4 p.
- [12] CANNON, KOUVARITAKIS. Op. Cit., 11 p.
- [13] MATHWORKS. Optimization problem. Documentation Center, Model Predictive Control Toolbox. [en línea]. <http://www.mathworks.com/help/mpc/ug/optimization-problem.html> [citado en 11 de febrero de 2013].
- [14] GONZÁLEZ TAMAYO Juan Pablo. Análisis de la energía de la señal de control y el error a sistemas linealizados implementando GPC y DMC. Manizales (2005). Trabajo de grado (Magister en Automatización Industrial). Universidad Nacional de Colombia, sede Manizales. Departamento de Ingeniería Eléctrica, Electrónica y de Computación. Disponible en la Biblioteca Digital de la Universidad Nacional: <<http://www.bdigital.unal.edu.co/1994>>.
- [15] GÓMEZ PÉREZ Cesar Augusto. Control predictivo basado en modelo (CPBM) con estabilidad garantizada en procesos por lotes. Medellín (2010). Trabajo de grado (Magister en Ingeniería Química). Universidad Nacional de Colombia, Sede Medellín. Facultad de Minas. Disponible en la Biblioteca Digital de la Universidad Nacional: <<http://www.bdigital.unal.edu.co/2534/>>.
- [16] GUTIÉRREZ GONZÁLEZ Luisa Paulina. Determinación matemática de la región terminal en un control predictivo basado en modelo no lineal por modo dual. Medellín (2007). Trabajo de grado (Magister en Ingeniería Química). Universidad Nacional de Colombia, sede Medellín. Facultad de Minas. Disponible en: <http://www2.unalmed.edu.co/~pruebasminas/index.php?option=com_docman&task=cat_view&gid=324&Itemid=>>.
- [17] SOTELO AVILA Gilberto. Hidráulica general. Vol. 1. Fundamentos. Decimotava reimpresión. México D.F. Editorial LIMUSA S.A. (1997). ISBN 968-18-0503-8.
- [18] TANCO Fernando, VERRASTRO Claudio, GRINBERG Danny, ROITMAN Javier. Implementación de redes neuronales artificiales en hardware para aplicación en detección automática de fulguraciones solares. Universidad Tecnológica Nacional, Facultad Regional Buenos Aires, Grupo de Investigación de Inteligencia Artificial (GIA), Medrano 951 (1179) Buenos Aires, República Argentina [en línea]. <<http://www.secyt.frba.utn.edu.ar/gia/redesneuronales.pdf>>. [citado en 11 de febrero de 2013].
- [19] ROSSITER. Op.Cit., 19-20 p.
- [20] KAYNAK Okyay. Notes on multi-step ahead prediction based on the principle of concatenation, Proceedings IMechE. 207, 261-263, (1993) [en línea]. <<http://pii.sagepub.com/content/207/4/264.extract>>. [citado en 11 de febrero de 2013].
- [21] ROSSITER. Op.Cit., 106 p.

- [22] CANNON, KOUVARITAKIS. Op. Cit., 4 p.
- [23] ROSSITER. Op. Cit., 31 p.
- [24] GRAY Robert, Toeplitz and Circulant Matrices: A Review. Foundations and Trends in Communications and Information Theory, Vol 2, Issue 3, pp 155-239, 2006. Disponible en: <<http://ee.stanford.edu/~gray/toeplitz.pdf>>.
- [25] ROSSITER. Op.Cit., 53 p.
- [26] CANNON Mark, KOUVARITAKIS Basil. Fast suboptimal predictive control with guaranteed stability, Systems and Control Letters, Volumen 35, pág. 19-29, 1998 [en línea]. <<http://www.sciencedirect.com/science/article/pii/S0167691198000188>>
- [27] ROSSITER. Op. Cit., 5 p.
- [28] NELDER John, MEAD Roger. A simplex method for function minimization. The Computer Journal (1965) 7 (4): 308-313. doi: 10.1093/comjnl/7.4.308. Disponible en: <<http://comjnl.oxfordjournals.org/content/7/4/308.full.pdf+html>>.
- [29] HOPPE Ronald. Optimization and variational methods [en línea]. <http://www.math.uh.edu/~rohop/fall_06/Chapter3.pdf> [citado en 11 de febrero de 2013].
- [30] MINKA Thomas, Beyond Newton's method [en línea]. <<http://research.microsoft.com/en-us/um/people/minka/papers/minka-newton.pdf>> [citado en 11 de febrero de 2013].
- [31] HENDRATA Melisa, SUBRAMANIAN Pudokkottai. Some remarks on Newton's Algorithm – II. En: International Journal of Pure and Applied Mathematics. Volume 74, No. 3 2012; 373-391. ISSN: 1311-8080. Disponible en línea: <<http://ijpam.eu/contents/2012-74-3/10/10.pdf>>.
- [32] ROSSITER. Op. Cit., 54 p.
- [33] ROSSITER. Op.Cit., 101 p.
- [34] MENDIBURU DÍAZ Henry. Introducción al control predictivo. En: Revista Ciencias [En línea]. (Julio, 2006). Disponible en: <<http://www.revistaciencias.com/publicaciones/EEVFFkEEEupegfSOxr.php>>. ISPN: EEVFFKEEEUPEGFSOXR. [citado en 11 de febrero de 2013].
- [35] VÉLEZ GIRALDO, Miguel Alejandro, CUELLAR SÁNCHEZ, William Humberto. Sistema de Tanques Multivariable. Trabajo de grado (Ingeniero en automática industrial). Popayán: Universidad del Cauca. Facultad de Ingeniería Electrónica y Telecomunicaciones. Departamento de Electrónica Instrumentación y Control, 2011.
- [36] AGUILAR AGUILAR, Andrea Carolina, CASTRO URRESTA, Oscar Camilo. Controlador PID para la Planta Multivariable del Laboratorio de Control de Procesos. Trabajo de grado (Ingeniero en automática industrial). Popayán: Universidad del Cauca. Facultad de Ingeniería Electrónica y Telecomunicaciones.

Departamento de Electrónica Instrumentación y Control, 2012.

- [37] NI DEVELOPER ZONE. Best Practices for Managing NI LabVIEW Applications Using the Project Explorer[en línea]. <<http://www.ni.com/white-paper/7197/en>>[citado en febrero de 2013].
- [38] LADOLCETTA David. Scalable Architectures in LabVIEW [en línea]. Disponible en <<https://decibel.ni.com/content/docs/DOC-22047>>[citado en febrero de 2013].
- [39] SOTELO AVILA., Op. Cit., 120p.