

**DISEÑO DE UNA ESTRATEGIA DE CONTROL PARA LA DISMINUCIÓN DE
DESVÍOS DE HIDRÓGENO DE ALTA PUREZA HACIA EL CABEZAL DE GAS
EN LA UNIDAD DE HIDROTRATAMIENTO DE COMBUSTIBLES HDT DE LA
REFINARÍA DE BARRANCABERMEJA-ECOPETROL S.A.**

DIEGO ENRIQUE FLOREZ YEPES



**UNIVERSIDAD INDUSTRIAL DE SANTANDER
FACULTAD DE INGENIERÍAS FÍSICO-QUÍMICAS
ESCUELA DE INGENIERÍA QUÍMICA
MAESTRIA EN INGENIERÍA QUÍMICA
BUCARAMANGA**

2017

**DISEÑO DE UNA ESTRATEGIA DE CONTROL PARA LA DISMINUCIÓN DE
DESVÍOS DE HIDRÓGENO DE ALTA PUREZA HACIA EL CABEZAL DE GAS
EN LA UNIDAD DE HIDROTRATAMIENTO DE COMBUSTIBLES HDT DE LA
REFINARÍA DE BARRANCABERMEJA-ECOPETROL S.A.**

DIEGO ENRIQUE FLOREZ YEPES

**Trabajo de grado presentado como requisito para optar por el título de
Magister en Ingeniería Química**

Dirección

DIONISIO ANTONIO LAVERDE

Ph.D en Ingeniería Industrial

**UNIVERSIDAD INDUSTRIAL DE SANTANDER
FACULTAD DE INGENIERÍAS FÍSICO-QUÍMICAS
ESCUELA DE INGENIERÍA QUÍMICA
MAESTRIA EN INGENIERÍA QUÍMICA
BUCARAMANGA**

2017

CONTENIDO

	Pág.
INTRODUCCIÓN	16
1. MARCO TEÓRICO	18
1.1 HIDROTRATAMIENTO.....	18
1.2 DESCRIPCIÓN DEL PROCESO	19
1.2.1 Generación de hidrógeno.....	19
1.3 CONCEPTOS DE CONTROL AUTOMÁTICO DE PROCESOS.....	25
1.3.1 Representación de un sistema de control.....	26
1.3.2 Clasificación de los sistemas de control	27
1.3.3 Control PID y Acciones básicas de control.	31
1.3.4 Sistema de control distribuido	35
2. OBJETIVOS	37
2.1 OBJETIVOS GENERAL.....	37
2.2 OBJETIVOS ESPECIFICOS.....	37
3. METODOLOGÍA	39
3.1 RECOPIACIÓN DE INFORMACIÓN DEL PROCESO.....	39
3.2 IDENTIFICACIÓN DEL MODELO QUE CARACTERIZA LA DINÁMICA DEL PROCESO	40
3.2.1 Sintonía de lazos de control.....	40
3.2.2 Mantenimiento a instrumentos de medición.....	40

3.2.3 Obtención de los modelos.....	41
3.2.4 Validación de los modelos	46
3.3 IDENTIFICACIÓN DE LAS ESTRATEGIAS DE CONTROL A DISEÑAR Y PARAMETRIZACIÓN	46
3.3.1 Estrategias de control y su filosofía de operación.....	46
3.3.2 Parametrización	56
3.4 IMPLEMENTACIÓN DE LAS ESTRATEGIAS DE CONTROL EN EL DCS.....	57
3.4.1 Implementación de los modelos.....	57
3.4.2 Interface gráfica	58
3.5 ANÁLISIS DE RESULTADOS Y EVALUACIÓN ECONÓMICA	58
4. RESULTADOS Y ANALISIS	59
4.1 SINTONÍA DE LAZOS DE CONTROL.....	59
4.2 IDENTIFICACIÓN Y VALIDACIÓN DE LOS MODELOS	60
4.2.1 Modelo de presión de succión C4702 en función de la producción de hidrógeno.....	67
4.2.2 Modelo de producción de hidrógeno en función de la capacidad de la unidad.....	69
4.2.3 Modelo de presión de succión del C4702 en función del flujo de hidrógeno hacia reacción de diésel (variable disturbio).....	74
4.3 PARAMETRIZACION	76
4.4 IMPLEMENTACION DE LAS ESTRATEGIAS DE CONTROL EN EL DCS.....	77
4.4.1 Modelos implementados en el DCS.....	77
4.4.2 Interface gráfica	78
4.5 ESTRATEGIAS DE CONTROL Y EVALUACION ECONOMICA	80

5. CONCLUSIONES	87
6. RECOMENDACIONES	89
REFERENCIAS	90
BIBLIOGRAFÍA	93
ANEXOS	96

LISTA DE FIGURAS

	Pág.
Figura 1. Diagrama en bloques de la planta de HDT	18
Figura 2. Diagrama de bloques de la unidad de generación de H2	19
Figura 3. Diagrama simplificado de control de la unidad de generación de H2 y Diesel.....	21
Figura 4. Tendencia del controlador PIC47048out.....	23
Figura 5. Diagrama de control PID.....	27
Figura 6. Representación sistema de control lazo abierto.	28
Figura 7. Representación sistema de control lazo cerrado [6].	30
Figura 8. Diagrama de bloques para un sistema de control con acción negativa [6].	31
Figura 9. Arquitectura sistema de control DCS HDT.....	36
Figura 10. Metodología desarrollada.	39
Figura 11. Obtención de modelos tipo funciones de transferencia	45
Figura 12. Diagrama de la estrategia de control diseño original de la Unidad	47
Figura 13. Diagrama de la estrategia de control caso base de la Unidad.....	49
Figura 14. Diagrama de la estrategia de control <i>feedback</i> del sistema.....	51
Figura 15. Diagrama de la estrategia de control <i>feedforward</i> del sistema	53
Figura 16. Diagrama de la estrategia de control <i>feedback + feedforward</i> del sistema	55
Figura 17. Diagrama de bloque en simulink® para la obtención de parámetros....	57
Figura 18. Sintonía del PIC-47022 Control de presión de reacción.	59
Figura 19. Tendencia HIC46546 (u1) vs FI46515A (y1)	61
Figura 20. Presión vs capacidad de la unidad durante los cambios tipo escalón del día 10 mayo.	63

Figura 21. Comparación de datos de presión de succión del C4702 vs modelos de funciones de transferencia.	65
Figura 22. Descomposición por álgebra de bloques de la función de transferencia que relaciona la presión del sistema con la capacidad de generación de hidrógeno.	66
Figura 23. Comparación de datos de presión de succión del C4702 vs modelos en función del flujo de producción de hidrógeno	68
Figura 24. Comparación de datos de presión de succión del C4702 vs modelo en función del flujo de producción de hidrógeno tf7 10 junio.....	69
Figura 25. Flujo de hidrógeno vs capacidad de la unidad durante los cambios tipo escalón del día 10 de mayo.	70
Figura 26. Comparación de datos de flujo vs modelos tf10, tf11, tf12, tf13	71
Figura 27. Respuesta escalón tf11 y tf12.....	72
Figura 28. Comparación de datos de flujo de hidrógeno vs modelo <i>tf11</i> (4.11) y modelo ajustado <i>tf14</i> (4.14) <i>test</i> 10 de junio	73
Figura 29. Comportamiento de la presión de succión C4702 vs flujo de H ₂ a reacción de diésel U4700	74
Figura 30. Comparación de datos de presión (psig) vs modelos tf15, tf16, en función del flujo de hidrógeno (MPCED) a reacción de diésel	75
Figura 31. Comparación de datos de presión (psig) vs modelo tf15 <i>test</i> 10 de junio	76
Figura 32. Diagrama de bloques en IACC control <i>feedforward</i>	78
Figura 33. Gráfico de control PID <i>feedback</i> de presión de succión C4702 modo simulación	79
Figura 34. Alternativa 1: Control <i>feedback</i> PIC-46595sim. Set de control 327 psig.	80
Figura 35. Alternativa 2: Control <i>feedforward</i> PIC-46596sim. Set de control 327 psig.	81
Figura 36. Alternativa 3: Control <i>feedback+feedforward</i> PIC-46597sim. Set de control 327 psig.....	81

Figura 37. Control *feedback* PIC-46595sim. Set de control 327 psig.....82

Figura 38. Control *feedback+feedforward* PIC-46597sim. Set de control 327
psig.83

LISTA DE TABLAS

	Pág.
Tabla 1. Listado de precios Ecopetrol S.A.	25
Tabla 2. Acciones básicas de control.....	32
Tabla 3. Listado de válvulas e instrumentos intervenidos para mantenimiento	41
Tabla 4. Listado de variables y cambios programados en pruebas realizadas.....	42
Tabla 5. Listado de variables manipuladas (MVs)	42
Tabla 6. Listado de variables controladas (CVs).....	42
Tabla 7. Listado de variables disturbio (<i>feedforward</i> FFWs).....	43
Tabla 8. Listado de controles, configuración y modos de operación caso diseño.	48
Tabla 9. Listado de controles, configuración y modos de operación caso base	50
Tabla 10. Listado de controles, configuración y modos de operación alternativa 1	52
Tabla 11. Listado de controles, configuración y modos de operación alternativa 2	54
Tabla 12. Listado de controles, configuración y modos de operación Alternativa 3.....	56
Tabla 13. Registro de cambios de sintonía en controles de U4700.....	60
Tabla 14. Parámetros del modelo de producción de hidrógeno en función de la capacidad para la función de transferencia con 1 polo y tiempo muerto e <i>test</i> 1, 2 y 3.	73
Tabla 15. Parámetros de sintonía de los controladores simulados t_i = Tiempo integral (s), t_d = Tiempo derivativo (s). FFW: $\tau_{ld}=led$, $\tau_{ld}=lag$	77
Tabla 16. Porcentaje de desviación estrategias de control.....	84
Tabla 17. Índice económico de implementación de estrategias.....	85
Tabla 18. Tabla de beneficios económicos por aumento de cargas en unidades HDT y Unibon.....	86

LISTAS DE ANEXOS

	Pág.
Anexo A. Diagramas grandes de control (DGC)	97
Anexo B. Información bibliográfica, data sheet, PFD.....	100
Anexo C. Metodo de sintonía lambda	103
Anexo D. Pruebas tipo escalón. Resultados <i>test</i> 10 Mayo.	106
Anexo E. Diagramas de bloques IACC HDT.....	111
Anexo F. Diagrama de control en Foxdraw.....	117
Anexo G. Listado de ecuaciones de funciones de transferencia y su respuesta a escalón.....	121

ABREVIATURAS

API	American Petroleum Institute
GRB	Gerencia Refinería Barrancabermeja
DAE	Sistema de ecuaciones diferenciales-algebraicas
HDS	Hidrodeshulfuración
RHC	Relación hidrógeno-hidrocarburo
DCS	Sistema de control distribuido
ESD	Sistema parada de emergencia (<i>Emergency shut down</i>)
SIF	Función de seguridad de instrumentos (<i>Safety instrumented function</i>)
DMC	Control dinámico de matrices (<i>Dinamyc matrix control</i>)
tf	Función de transferencia (<i>Transfer Function</i>)
HDT	Hidrotratamiento
H ₂	Hidrógeno
FFW	Control por adelanto (<i>Feedforward</i>)
ICP	Instituto Colombiano del Petróleo
ATF	Relación aire-combustible (<i>Air to fuel ratio</i>)
PSA	Purificadora de hidrógeno (<i>Pressure swing adsorcion</i>)
SISO	Entrada unitaria–salida unitaria (<i>single input-single output</i>)
MIMO	Entrada múltiple–salida múltiple (<i>multiple input-multiple output</i>)

RESUMEN

TÍTULO: DISEÑO DE UNA ESTRATEGIA DE CONTROL PARA LA DISMINUCIÓN DE DESVÍOS DE HIDRÓGENO DE ALTA PUREZA HACIA EL CABEZAL DE GAS EN LA UNIDAD DE HIDROTRATAMIENTO DE COMBUSTIBLES HDT DE LA REFINERÍA DE BARRANCABERMEJA-ECOPETROL S.A.

AUTOR: Diego Enrique Florez Yepes **

PALABRAS CLAVES: Hidrotratamiento, Hidrógeno, Control de procesos, Modelado, Función de transferencia, Controlador PID, Compresor, Gas, Matlab®.

DESCRIPCIÓN:

Para la producción de combustibles amigables con el medio ambiente, Ecopetrol S.A. cuenta con las unidades de hidrotratamientos de combustibles HDT, las cuales generan una significativa cantidad de hidrógeno de alta pureza (19 MPCED) a través de la unidad de generación U4650, parte de este hidrógeno se pierde debido a la estrategia de control actual para la regulación de presión en la succión del compresor C4702 de la unidad de hidrotratamiento de diésel U4700.

Este trabajo propone realizar el diseño de una estrategia de control PID, que regule la capacidad de carga en la unidad de generación de hidrógeno de alta pureza U4650 para suministrar el flujo requerido para los procesos de hidrotratamiento de combustibles, así disminuir las variaciones en la presión de succión del compresor C4702 y de esta manera, evitar el envío constante de hidrógeno hacia el cabezal de gas combustible de la refinería de Barrancabermeja.

Se presenta una metodología completa para desarrollar modelos experimentales a través de cambios tipo escalón (*test*) en planta real, se utiliza **MATLAB®** como herramienta computacional para la identificación y la validación de los modelos. Posteriormente se implementan los modelos en el DCS de las unidades de hidrotratamiento junto a tres diferentes estrategias de control, con las cuales, en modo simulación, se realizan comparaciones cualitativas y cuantitativas de su desempeño, finalmente se concluye con una estimación del impacto económico potencial si se implementan dichas estrategias.

* Trabajo de grado

** Facultad de Ingenierías fisicoquímicas. Escuela de Ingeniería Química. Maestría en Ingeniería Química Director: Doctor Dionisio Antonio Laverde

ABSTRACT

TITLE: CONTROL STRATEGY DESIGN TO REDUCE HIGH PURITY HYDROGEN LOST TO FUEL GAS SYSTEM IN HDT HYDROTREATING UNITS IN BARRANCABERMEJA ECOPETROL S.A. REFINERY

AUTHORS: Diego Enrique Florez Yepes**

KEYWORDS: Hydrogen, Control, Compressor, Gas, Hydrotreating, proces control, Modeling, transfer function, PID controller, Matlab®.

DESCRIPTION:

For the production of environmentally friendly fuels, Ecopetrol S.A. build the HDT fuel hydrotreatment units, which generate a significant amount of high purity hydrogen (19 MCFPD) through the U4650 generation unit, part of this hydrogen, is lost in normal condition due to the control strategy for the pressure regulation in the compressor suction C4702 in U4700 diesel hydrotreatment unit.

This work proposes a PID control strategy design that regulates the high purity hydrogen generating capacity in U4650 to supply the required flow for fuels hydrotreatment processes and thus to reduce the pressure variations in the compressor suction C4702, in order to avoid the constant lost of hydrogen towards the fuel gas system in the refinery of Barrancabermeja.

It presents a complete methodology to develop experimental models through step changes in real plant; MATLAB® is used as a computational tool for the identification and validation's of the models. Subsequently, the models are implemented in DCS hydrotreatment units together with three different control strategies, which, in simulation mode, make qualitative and quantitative comparisons of their performance, is finally concluded with an estimate of the potential economic impact if there are implemented.

* Project of grade

** Faculty Engineering Physicochemical. Department Engineering Chemical. Master in Engineering Chemical Director: Ph. D. Dionisio Antonio Laverde

INTRODUCCIÓN

En la industria, controlar las diferentes variables que intervienen en los procesos, garantizar la seguridad operacional, sostener óptimas condiciones de producción, disminuir pérdidas, reducir variaciones que afecten la calidad de los productos y la economía de los mismos, son uno de los objetivos principales de los procesos año a año; esto se logra, gracias al control automatizado de procesos, el cual brinda precisión, seguridad y confiabilidad en la operación.

En el Complejo Industrial Refinería de Barrancabermeja (GRB), las unidades de hidrotreatmento de combustibles diésel y gasolina, son las unidades más importantes dentro del proceso de producción de combustibles limpios de Ecopetrol S.A. Estas plantas, construidas en el 2010 con el propósito y compromiso ambiental de satisfacer las regulaciones colombianas (Ley 1205 de 2008) [1] mediante la reducción del contenido de azufre en los combustibles líquidos, utilizan una significativa cantidad de hidrógeno para poder realizar las reacciones de Hidrodesulfurización (HDS).

Para ello, también en el 2010, se construyó la planta de generación de hidrógeno U4650, con el propósito de suministrar la cantidad de hidrógeno requerida a los procesos de Hidrotreatmento.

La estrategia de control seleccionada en la etapa de diseño de las unidades (2009), no tuvo en cuenta las grandes pérdidas que se presentarían en el suministro de hidrógeno hacia las unidades de hidrotreatmento. Este trabajo pretende resolver esta falencia y para ello propone realizar el diseño de una estrategia de control que regule la capacidad de carga en la unidad de generación de hidrógeno, suministrando el flujo adecuado de H_2 de alta pureza requerido para

los procesos de HDT y así disminuir las variaciones del sistema, con el fin de evitar desvíos de hidrógeno de alta pureza hacia el cabezal de gas combustible de la refinería de Barrancabermeja.

Se plantean entonces tres alternativas de control como solución al problema descrito, para su desarrollo, se identifican modelos experimentales a través de cambios tipo escalón (*test*) en planta real, se utiliza Matlab® como herramienta computacional para la identificación de los modelos y para la validación se toman los datos obtenidos de los históricos de planta en fechas diferentes para asegurar que los modelos predican de manera confiable un amplio rango de condiciones operacionales e identificar restricciones a dichos modelos. Posteriormente, en modo simulación del sistema de control distribuido (DCS), se realizan comparaciones cualitativas y cuantitativas de su desempeño, finalmente se concluye con una estimación del impacto económico potencial que le permitiría al estudio trascender a una etapa de implementación real en planta.

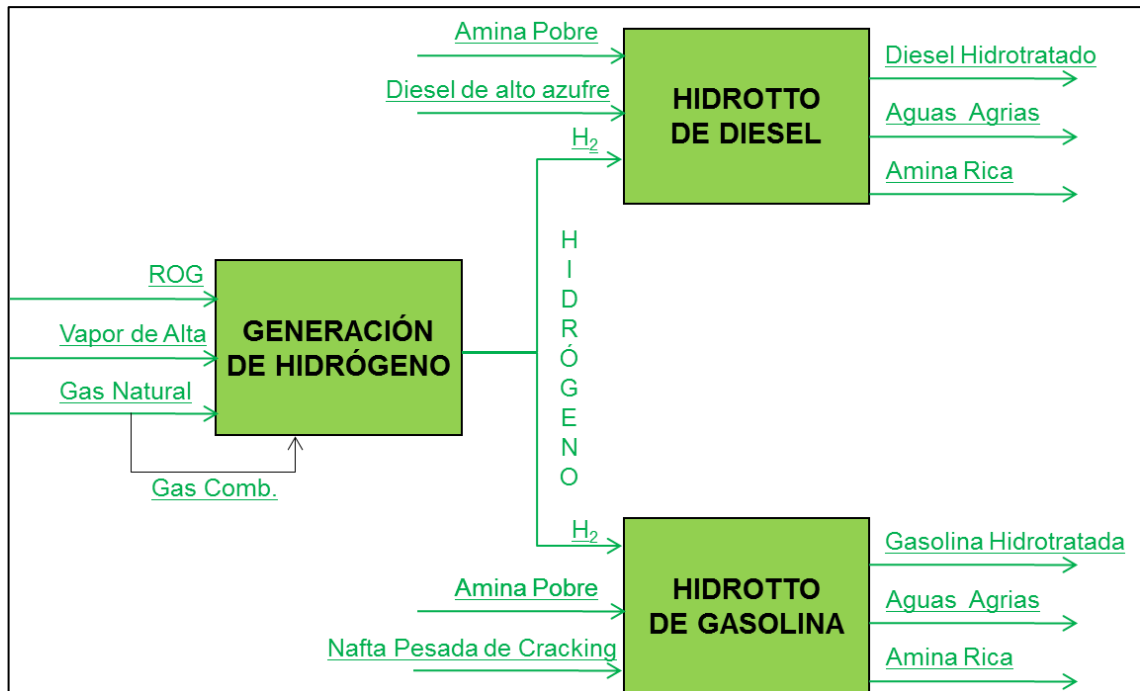
1. MARCO TEÓRICO

1.1 HIDROTRATAMIENTO

ECOPETROL S.A. es una de las empresas colombianas más importantes del país. Esta posee el complejo petroquímico o refinería de Barrancabermeja (Santander), la cual ocupa 254 hectáreas, con 42 unidades de procesos y cargando 250000 bbl/d [1].

Con el propósito de satisfacer las regulaciones colombianas (Ley 1205 de 2008) referida a la reducción de contenido de azufre en los combustibles líquidos, en el año 2010, se inauguró la planta de hidrotreatmento (HDT) en el complejo petroquímico de Barrancabermeja [2].

Figura 1. Diagrama en bloques de la planta de HDT

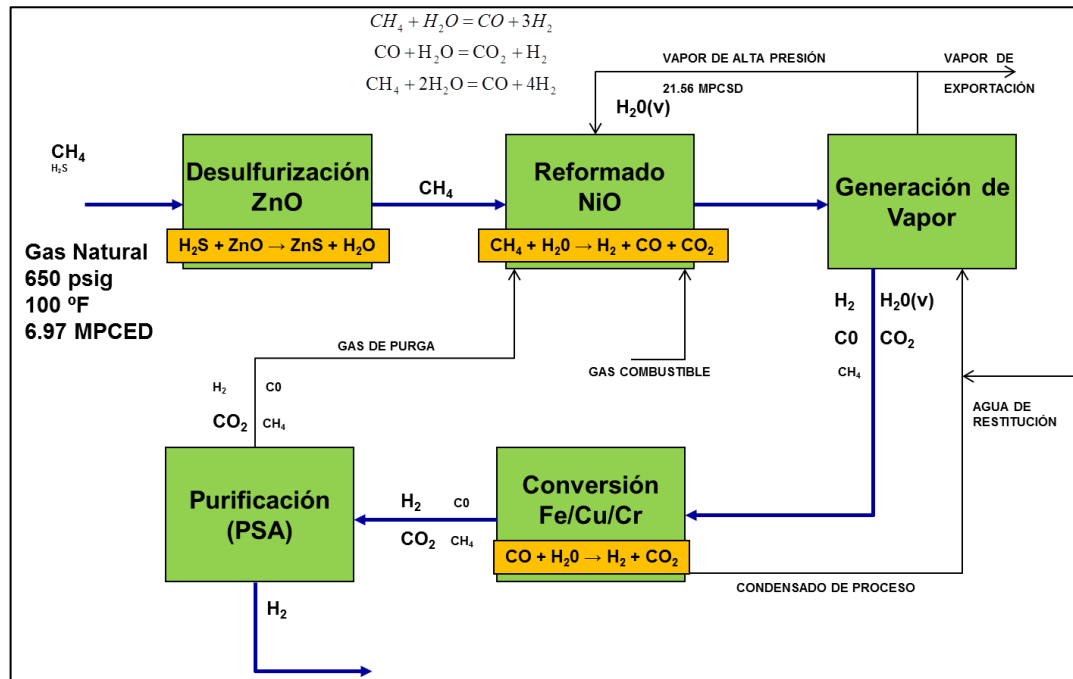


La reducción del contenido de azufre en los combustibles se logra utilizando una cantidad significativa de hidrógeno a altas presiones y temperaturas; para ello, la planta de hidrot ratamiento cuenta con tres unidades de proceso: Unidad de generación de hidrógeno (U4650), unidad de hidrot ratamiento de diésel (U4700) y la unidad de hidrot ratamiento de gasolina (U4750). En la Figura 1, se muestra un diagrama en bloques que describe la interacción de cada una de estas unidades mencionadas, para la operación de la planta de HDT.

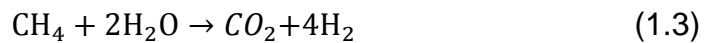
1.2 DESCRIPCIÓN DEL PROCESO

1.2.1 Generación de hidrógeno. La unidad de generación de hidrógeno U4650 es la encargada de la producción de hidrógeno de alta pureza, la figura 2, muestra el diagrama de bloques del proceso, mediante el cual se convierte vapor y gas natural en hidrógeno (H_2).

Figura 2. Diagrama de bloques de la unidad de generación de H_2



Con una carga de diseño de gas natural de 6.97 MPCED a una presión de 100 psig y una temperatura de 650 °F, una carga de vapor de agua de alta presión (400 psig) con un flujo de diseño de 21.56 MPCED, los dos fluidos son mezclados y llevados a través de un horno reactor de reformado con un lecho catalítico en el interior de sus tubos con oxido de níquel (NiO), generando las siguientes reacciones:



Luego, realizando una integración energética con la temperatura excedente del gas de síntesis ($CO + H_2 + CO_2 + CH_4 + H_2O$) de la reacción endotérmica generada en el horno, se realiza un intercambio de calor a través de una caldera para la producción del vapor que se carga a la misma unidad (autosuficiente), más adelante, se realiza una conversión adicional de CO en H_2 a través de un reactor de lecho fijo con catalizador de Fe, Cu y Cr en base alúmina, generando la reacción 1.4:

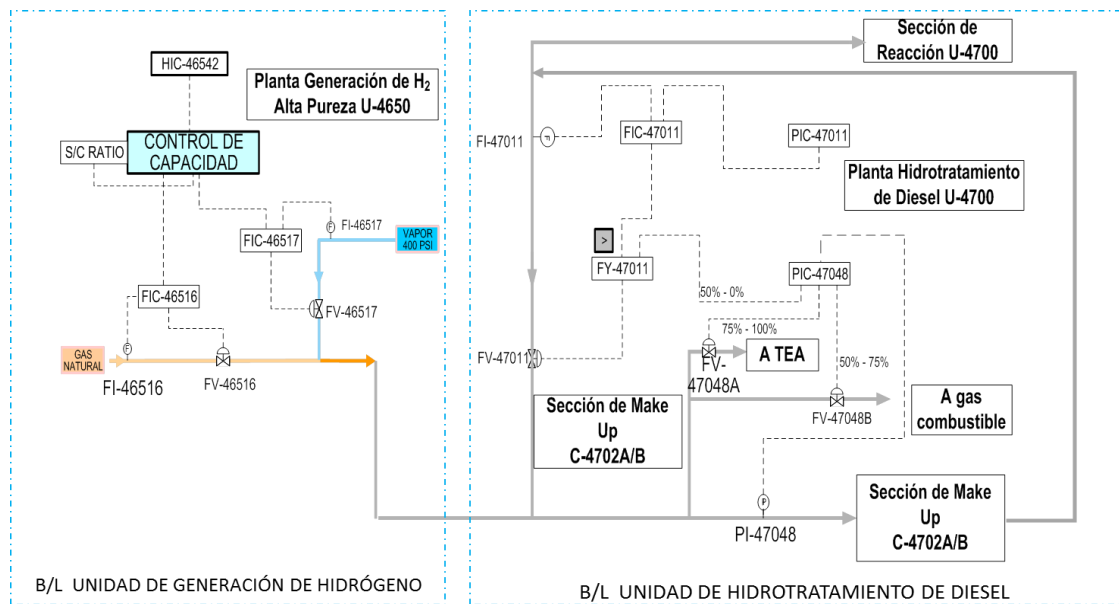


El efluente de esta reacción es enviado a una sección de purificación de hidrógeno PSA (*Pressure swing adsorcion*) que a través de lechos adsorbentes, realiza una purificación molecular del H_2 generando dos corrientes, la primera es un gas de purga a baja presión (5 psig) enviado como gas combustible para el horno de reformado (integración energética) y una segunda corriente con una pureza del 99.99 %mol de hidrógeno, la cual es enviada a las unidades de hidrotratamiento de gasolina (U-4750), y de diésel (U-4700) para el proceso de

hidrodesulfurización. Los diagramas grandes de control donde se puede detallar el flujo del proceso y sus controles principales están presentados en el anexo A.

En la Figura 3, se muestra un diagrama de flujo simplificado de la unidad de generación de H₂ y diésel. La unidad de generación de hidrógeno trabaja con un control de capacidad “**manual**”, introducido por el operador de consola, que de acuerdo a las necesidades observadas en los procesos de tratamientos con hidrógeno, aumenta o disminuye el porcentaje (%) de capacidad, envía un comando de control en cascada sobre dos líneas de carga, gas natural y vapor de agua, en una relación de 2.13 lbh. *Steam/carbon*, mezclándose y pasando por todo el proceso de reformado con vapor, suministrando un flujo de H₂ hacia la succión del compresor C4702 de diésel, elevando la presión de 327 psig a 995 psig en dos etapas. Este hidrógeno a alta presión es entregado hacia las unidades de hidrotratamiento por un control de flujo que trabaja en cascada con el sistema de reciclo “*spillback*” de la máquina FIC47011.

Figura 3. Diagrama simplificado de control de la unidad de generación de H₂ y Diesel.



B/L: Límite de baterías

Más adelante en el proceso, el H₂ suministrado a 327 psig y una temperatura de 100 °F debe pasar por un sistema de compresión de dos etapas para finalmente ser suministrado al sistema de reacción de la unidad de diésel.

El compresor que realiza el suministro de hidrógeno a reacción es C4702 A/B; este tiene un sistema que regula la presión de succión a través del lazo de control PIC-46548 (figura 3), con estrategia en rango dividido que actúa sobre tres válvulas de control: Válvula de control FV47011 (50-0 %) para flujo de descarga del compresor hacia la succión a través de la válvula de retorno o “Spillback”, Válvula de control PV47048B (50-75%) para desvío de H₂ en la succión hacia cabezal de gas combustible y válvula de control PV47048A (75-100%) para desvío de H₂ en la succión hacia el cabezal de tea, como control final por sobrepresión.

Dado que la acción de ajuste de capacidad de flujo de H₂ hacia el C-4702 es manual, se pueden tener tres escenarios y se describen a continuación:

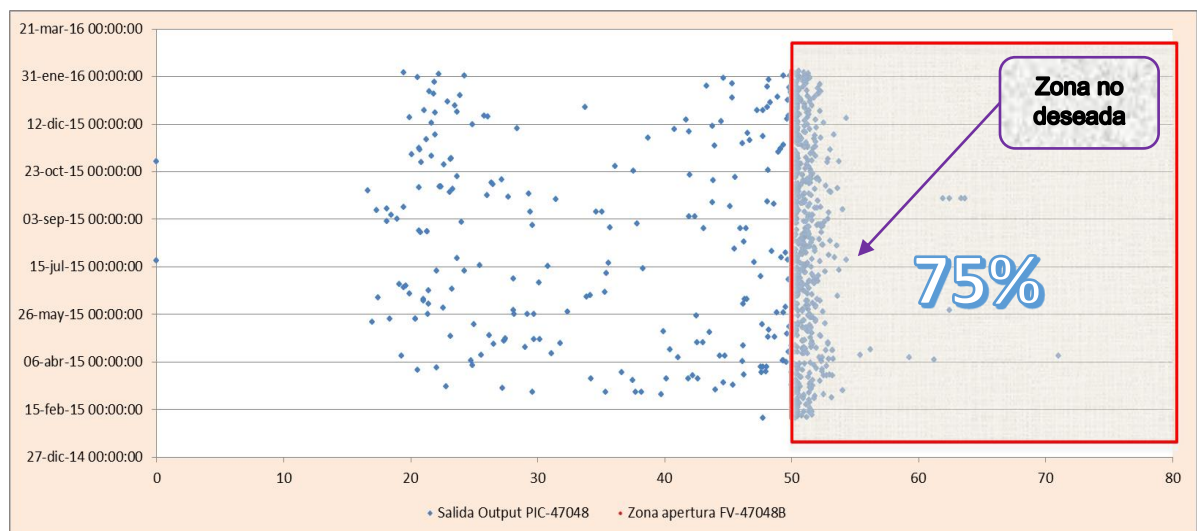
Escenario 1: el flujo de producción de H₂ en la U4650 es exactamente igual al flujo requerido por las unidades hidrotratadoras; en este caso, el control de presión en la succión del C4702, a través del PIC47048, va a tener una salida (Op) de controlador en 50% y va a mantener las tres válvulas de control previamente mencionadas (FV47011 y FV47048A/B) en 0% de apertura de válvula. Este es el caso ideal; sin embargo, este escenario es el menos común debido a las fluctuaciones normales del proceso.

Escenario 2: el flujo de producción de H₂ en U-4650 es menor al flujo requerido por las unidades hidrotratadoras; en este caso, el sistema va a tener una salida de controlador de 50% hacia 0% según la desviación, generando un movimiento en la apertura en el spillback (FV-47011), del 0% al 100% para que el hidrógeno recircule hacia la succión del compresor y se controle (Anexo A). Sin embargo, esta acción del controlador reduce el flujo de hidrógeno hacia la reacción de

hidrotratamiento, generando bajas presiones (por debajo de 685 psig) y llevando la unidad a riesgo de parada de emergencia, teniendo en cuenta que las reacciones de hidrotratamiento se favorecen a altas presiones.

Ya que el compresor C4701 de recirculación del hidrotratamiento de Diésel U4700 tiene una función instrumentada de seguridad (SIF: *Safety Instrumented Function*, por sus siglas en inglés) por baja presión de succión de **565** psig, a través del transmisor de presión (PI-47030), este envía una señal al sistema de parada de emergencia (ESD: *Emergency Shut Down*, por sus siglas en inglés), a través del lazo de protección ESD I-02, llevando a la unidad a una condición segura, lo cual puede generar pérdidas millonarias por lucro cesante, con un impacto en la economía de la refinería de US\$700.000 (1.5 Miles de Millones de pesos colombianos), si la unidad está fuera de servicio un día.

Figura 4. Tendencia del controlador PIC47048out



Escenario 3: El flujo de producción de H₂ en la U4650 es constantemente mayor que el flujo requerido por las unidades hidrotratadoras; en este caso, el PIC47048 va a tener una salida de controlador por encima del 50% (zona no deseada, figura 4), el cual genera una apertura de la válvula PV47048B, de 0 al 100%; abriendo

totalmente hacia el cabezal de gas combustible de la refinería. Este es el caso o escenario más recurrente y se ve reflejado en la tendencia de salida del controlador (Figura 4).

En la figura 4 los valores registrados en un año de operación, muestra que la mayoría de los datos de salida del controlador PIC47048 (72% de los registros) tienen valores superiores a 50% (zona no deseada); el promedio de este registro se traduce en operar la válvula de control PV47048B en una apertura del 1,6%. De acuerdo con la curva de flujo de la válvula de control, esto ocasiona que el flujo promedio de H₂ de alta pureza hacia la red de gas combustible fuera de 0.098 MPCED, durante el período de 2014 a 2015.

Si se tiene en cuenta que la capacidad máxima de la unidad de generación de H₂ es de 19 MPCED; los 0,098 MPCED de H₂ equivalen a una capacidad de carga del 0,51%, esta capacidad de carga es traducida en flujo de Gas Natural en 0,074 MPCED, haciendo un estimado al año, se están generando pérdidas por US\$100.077/año, lo que es equivalente a \$340.000.000 al año, aproximadamente. El listado de precios por insumos y desvíos en Ecopetrol se presenta en la tabla 1.

Tabla 1. Listado de precios Ecopetrol S.A.

<i>INSUMO</i>	<i>COSTO</i>	<i>UNIDAD</i>	<i>PRODUCTO</i>	<i>MARGEN DE GANANCIA</i>	<i>UNIDAD</i>
Vapor 400#	12,551	US\$/(K lb)	Carga de Diesel en HDT	2,21	US\$/(bbl)
Vapor 150#	8,668	US\$/(K lb)	Carga de ALC en HDT	9,84	US\$/(bbl)
Gas Natural	3,78	\$/ (K SCF)	Carga de Jet (Kero) en HDT	3,19	US\$/(bbl)
Capacidad Calorica Gas Natural	1003,71	BTU/(K SCF)	Carga de Gasóleo en Unibon	10,9	US\$/(bbl)
Hidrógeno	0,07489	\$/ (K SCF)			
Capacidad Calorica H ₂	324,2	BTU/(K SCF)			
Δ Fuel Price =	3,70511	\$/ (K SCF)			
Δ Capacidad Calorica =	679,51	BTU/(K SCF)			

Fuente. ECOPETROL S.A. Listado de precios economía y gestión Dic. 2015

1.3 CONCEPTOS DE CONTROL AUTOMÁTICO DE PROCESOS

Los sistemas de control fueron relacionados por primera vez en 1948 por Norbert Wiener [3], definiéndolos como un conjunto de componentes que pueden regular su propio comportamiento o la de otro sistema con el fin de lograr un comportamiento predeterminado.

Un controlador automático compara el valor real de la salida de una planta con la entrada de referencia (el valor deseado), determina la desviación y produce una señal de control que reducirá la desviación a cero o a un valor pequeño. La manera en la cual el controlador automático produce la señal de control se denomina acción de control.

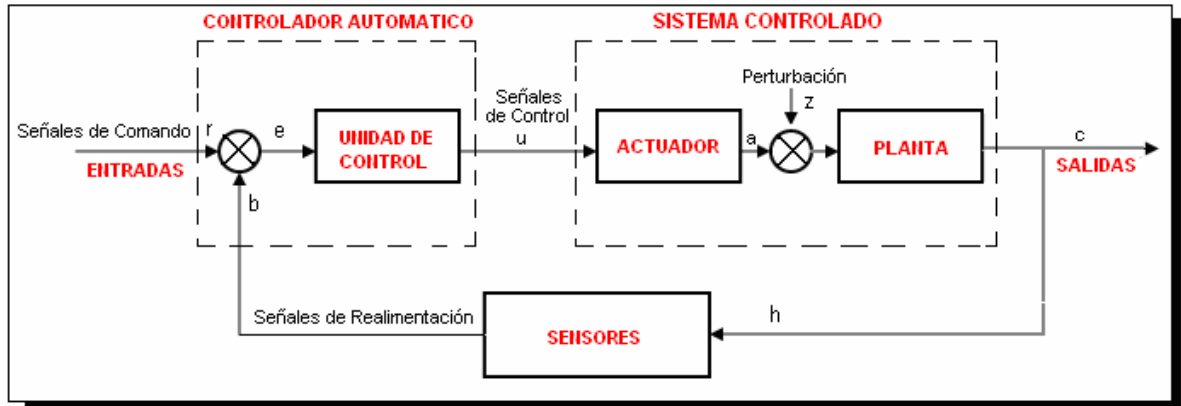
Los sistemas a controlar pueden ser del tipo SISO (*Single Input – Single Output*), una entrada - una salida para los cuales se han utilizado de una manera muy efectiva controladores P, PI, PID (proporcionales, proporcionales-integrales y proporcionales-integrales-derivativos) y controladores de sintonización o calibración *On-Line* desarrollados por Ziegler-Nichols [4], [5].

Otro tipo de sistemas a controlar son los de tipo MIMO (*Múltiple input - Múltiple output*), múltiples entradas - múltiples salidas; para estos, es posible utilizar el control de una manera empírica, despreciando los errores generados por los acoples existentes entre las diferentes entradas y salidas del sistema.

1.3.1 Representación de un sistema de control. En todo sistema de control existen relaciones matemáticas que pueden ser representadas por medio de diagramas de bloques. La ventaja principal de estos diagramas consiste en representar de una forma práctica lo que ocurre en el sistema, en lugar de observar formulaciones netamente matemáticas relacionadas con el sistema de control.

Los diagramas de bloques son una forma sencilla de mostrar las relaciones funcionales, o ecuaciones de transferencia de los diversos componentes y revela el funcionamiento del sistema más fácilmente que la observación directa del propio sistema físico. Un aspecto importante del diagrama de bloques, es la posibilidad de apreciar la similitud entre diferentes tipos de sistemas, permitiendo con ello observar cómo sistemas físicos aparentemente distintos, pueden ser analizados con las mismas técnicas y que sistemas, aparentemente sin relación, pueden ser representados por el mismo diagrama de bloques. La figura 5 representa el diagrama de bloques de un sistema de control típico. La salida C, señal que se pretende controlar, se realimenta a un punto, donde se le compara con la entrada de referencia r, señal deseada para el sistema.

Figura 5. Diagrama de control PID



Fuente. Libro Control avanzado de procesos. Aspec Tech. 2013

Como se observa en la figura 5, del diagrama de bloques se pueden distinguir dos elementos significativos: Controlador automático, que es quien realiza la acción de control y recibe la señal de error (e). Sistema controlado, que está comprendido por el elemento actuador y la planta. La terminología empleada en el diagrama de bloques mostrado en la figura anterior, es la siguiente:

- r : Señal de referencia o Set Point (SP)
- e : Señal de error
- b : Señal de retroalimentación o Variable del Proceso (PV)
- u : Señal de control o Variable de control (CV)
- a : Señal accionadora
- z : Señal de perturbación
- c : Señal de salida
- h : Señal de retroalimentación de perturbación.

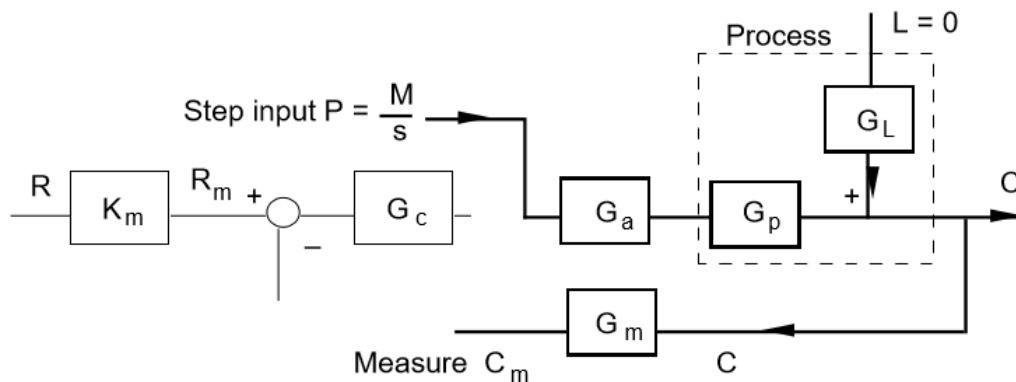
1.3.2 Clasificación de los sistemas de control. Se pueden distinguir varias clasificaciones posibles en los sistemas de control, en función de una serie de criterios. Una de ellas se realiza o vienen dadas en función de la forma general del diagrama de bloques del sistema. Así se tendrían los sistemas de control en lazo abierto en los que no existe cadena de realimentación y sistemas de control

en lazo cerrado, en los que sí existe; lo cual significa que hay una realimentación del proceso.

Sistema de control lazo abierto.

El control de lazo abierto se caracteriza porque la salida no tiene efecto sobre la acción de control, además porque la salida ni se mide ni se retroalimenta. Esto quiere decir que para un comando dado se tiene una salida o condición de operación y cualquier condición externa al sistema afectará su operación y por consecuencia la salida. La figura 6, es un ejemplo de lazo abierto, este tipo de configuración se utiliza comúnmente para realizar pruebas o disturbio tipo escalón y obtener la dinámica de un sistema determinado.

Figura 6. Representación sistema de control lazo abierto.



Fuente: Libro autómatas programables. Balcells Josep. 2004 [6].

- P : Entrada escalón
- G_a : Señal de error
- G_p : Funcion de transferencia del proceso
- G_c : Señal de control o Variable de control (CV)
- G_L : Funcion de transferencia de la variable disturbio

- C: Señal de salida
- R: Señal de referencia
- K_m : Ganancia del controlador
- G_m : Señal de retroalimentación de perturbación.

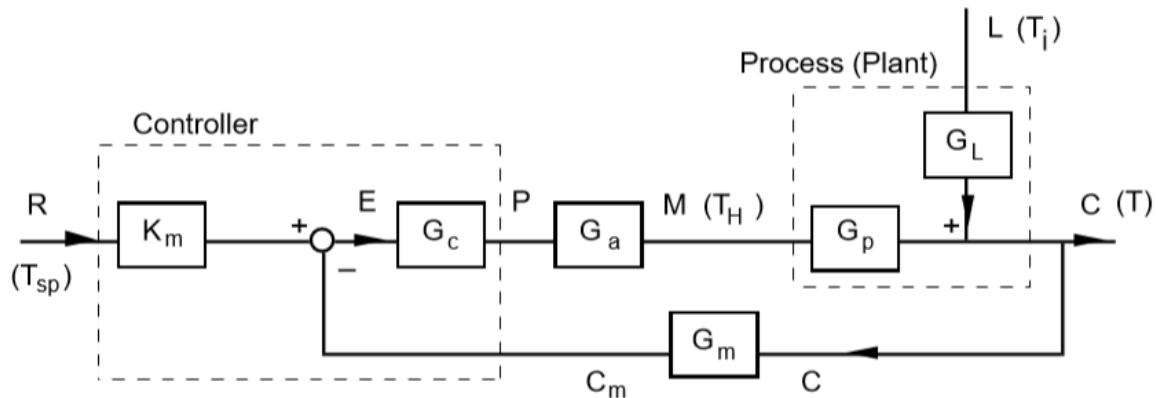
Sistema de control lazo cerrado.

La principal tarea del circuito de control de lazo cerrado es eliminar el efecto de las perturbaciones externas en los parámetros de control, figura 7. Otra ventaja es la facilidad con que este circuito busca rápidamente el valor cero de error cuando la señal de control es cambiante.

Pero ajustar el sistema a una señal externa (perturbación) o un cambio en el control requiere un cierto período de tiempo. Si la señal es escalonada, el control de lazo cerrado responde reajustando la variable de control. Esto ocurre con una demora propia independiente de la naturaleza física del sistema de lazo cerrado.

El sistema puede oscilar si se pretende reducir el tiempo de respuesta, permitiendo que el regulador intervenga o tenga mayor interacción para el caso de variables no deseadas (perturbaciones). Si la oscilación inicial es amortiguada, el sistema de control de lazo cerrado es considerado estable. Pero si la oscilación permanece en el tiempo se dice que el control de lazo cerrado es inestable. Si el control de lazo cerrado es estable, debe notarse otra característica que es mantener el error de lazo cerrado por debajo de un valor preestablecido.

Figura 7. Representación sistema de control lazo cerrado [6].



- P: Señal de control
- G_a : Señal de error
- G_p : Funcion de transferencia del proceso
- G_c : Señal de control o Variable de control (CV)
- G_L : Funcion de transferencia de la variable disturbio
- C: Señal de salida
- C_m : Señal retroalimentada
- R: Señal de referencia
- T_{sp} : Señal de *set point*
- K_m : Ganancia del controlador
- G_m : Señal de retroalimentación de perturbación.
- E: Error
- M: Variable manipulada

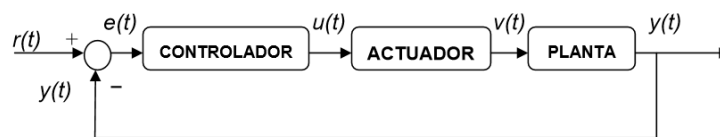
Un sistema de lazo cerrado proporciona un control más preciso que otro de lazo abierto, sin embargo, puede resultar inestable si no está bien diseñado y sintonizado, de acuerdo con la dinámica del proceso. Por ejemplo, si la ganancia del controlador es demasiado elevada, es posible que se produzca en el sistema

una “sobre corrección de error” que provoque una oscilación creciente de salida. Un sistema que sea inestable resulta totalmente inútil y hace perder dinero.

1.3.3 Control PID y Acciones básicas de control. En procesos industriales alrededor del 95% de los lazos de control se implementan utilizando controladores PID [7], esto muestra la preferencia del uso de leyes de control simple en gran variedad de plantas y procesos, especialmente cuando su dinámica es la apropiada y los requerimientos de las variables a controlar pueden ser alcanzados. Actualmente, los principios sobre los cuales se basan los controladores PID son complementados por una serie de prestaciones que mejoran las características en cuanto a su desempeño, tales como técnicas anti windup y conmutación de modos de control.

El controlador PID es una ley de control basada en el error obtenido entre la señal de referencia (y_{sp}^{-1}) y la salida del proceso (y), esto teniendo en cuenta que dicho controlador hace parte de un sistema realimentado como lo muestra la figura 8.

Figura 8. Diagrama de bloques para un sistema de control con acción negativa [6].



- $r(t)$: Señal de referencia
- $e(t)$: Señal de error
- $u(t)$: Señal salida del controlador
- $v(t)$: Respuesta del actuador
- $y(t)$: Señal de salida de planta

Un controlador PID tiene como entrada el error definido por la ecuación 1.5:

$$e(t) = r(t) - y(t) \quad (1.5)$$

Y la señal de salida de control $u(t)$ por la ecuación 1.6:

$$u(t) = K_p r \left[e(t) + \frac{1}{T_i} \int_0^t e(\tau) d\tau + T_d \frac{de(t)}{dt} \right] \quad (1.6)$$

Los controladores industriales PID, se pueden clasificar de acuerdo con sus modos de control tal como se muestra en la Tabla 2:

Tabla 2. Acciones básicas de control

Tipo de Control	Respuesta	Aplicación
Proporcional P	CV Varía en proporción con E	Sistemas con cambios pequeños de carga y/o tiempos cortos de retraso
Integral I	CV Varía de acuerdo como E varía en el tiempo	Procesos con demoras cortas y baja capacidad
Derivativo D	CV Varía de acuerdo cuan rápido varía E	Nunca usado solo en ninguna aplicación
Proporcional – Integral PI	CV responde en una combinación de acciones de P e I	Sistemas con grandes cambios de carga
Proporcional – Derivativo PD	CV responde en una combinación de acciones P y D	Procesos con cambios rápidos de carga
Proporcional – Integral – Derivativo PID	CV responde en una combinación de acciones P, I, y D	Puede ser usada en prácticamente todos los procesos de control.

Algunas aplicaciones utilizan uno, dos o los tres modos de control. Típicamente en la industria se utilizan los controladores PI y PID; los primeros para lazos que controlan variables rápidas, tales como: caudal, presión o nivel y los segundos para control de temperatura, dado su efecto anticipativo y la velocidad de

respuesta del controlador para ajustar rápidamente la variable temperatura que tiene un tiempo muerto grande.

Ahora bien, los lazos de control cerrados trabajan en diferentes configuraciones o estrategias de control, de acuerdo con las necesidades del proceso a controlar. Algunas de las estrategias típicas pueden ser: **control en cascada**, donde dos controladores actúan sobre una variable, siendo uno el primario y enviando su señal de salida al otro controlador, que actúa como secundario. Control en **rango dividido**, donde un controlador actúa sobre uno o más elementos finales de control. Control en **sobremando (override)**, que se utiliza en aplicaciones donde se quiere controlar dos variables críticas, definiendo unas reglas para establecer el control. Control por **adelanto (feedforward)** donde el control actúa en referencia a la medición de las variables de disturbio del sistema.

El diseño de controladores PID se puede lograr desde diferentes enfoques, estos van desde métodos de ensayo y error, como acercamientos basados en el modelo del sistema. Por tanto, surge la necesidad de desarrollar técnicas para obtener los modelos dinámicos de diversas aplicaciones tales como control de procesos (Gevers, 2003) [8].

En la actualidad, el diseño de controladores rompe el límite de que la función de transferencia es un modelo de primer orden más tiempo muerto y genera una matriz controladora de desacoplamiento más sencilla y fácilmente realizable en la que dos elementos son coeficientes proporcionales.

Los reguladores autosintonizados, basan su funcionamiento en la estimación recursiva de las características del sistema, las perturbaciones y la actualización de las estimaciones para así observar posibles cambios. Usando este conocimiento, se pueden emplear métodos apropiados para diseñar el controlador óptimo, generalmente se usan métodos de prueba escalon, para los cuales se

tienen funciones de transferencia de segundo orden de hasta dos polos y dos ceros (Bobál et al., 2005) [9]. Cantidades de estos por encima de los valores mencionados recrean una mayor distorsión o aislamiento entre el comportamiento del proceso y su control.

Los controladores PID tradicionales pueden diseñarse con respecto a sólo uno de los dos casos: seguimiento del valor fijo o supresión de perturbaciones. Ambos de uso para estrategias de control *feedforwar* o *feedback*. Por lo tanto, es difícil para el controlador PID tradicional para adquirir el efecto de control óptimo. En 1963, Horowitz[11] introdujo el concepto de dos grados de libertad *two degree-of-freedom* al sistema de control PID. Åström y Panagopoulos[12] utilizaron una estructura de dos niveles de libertad controlador PI, diseñando máxima sensibilidad del sistema de circuito cerrado y los parámetros sintonizados a través de la optimización. Wang et al. Realizó un análisis de la estructura de un tipo de controlador no lineal, robusto (abreviado a TC). Ellos derivaron una forma equivalente de PID en que los requisitos de control se reflejan en los parámetros del controlador al diseñar los coeficientes de la ecuación dinámica deseada.

El acoplamiento de controles *feedforwar-feedback* es muy escaso en la literatura, sin embargo en la parte experimental se considera un método independiente con un modelo matemático preciso y es capaz de adaptarse a la dinámica no modificada de un proceso controlado mediante la regulación en línea. Lo que es más eficiente y acertado a la hora de controlar un proceso.

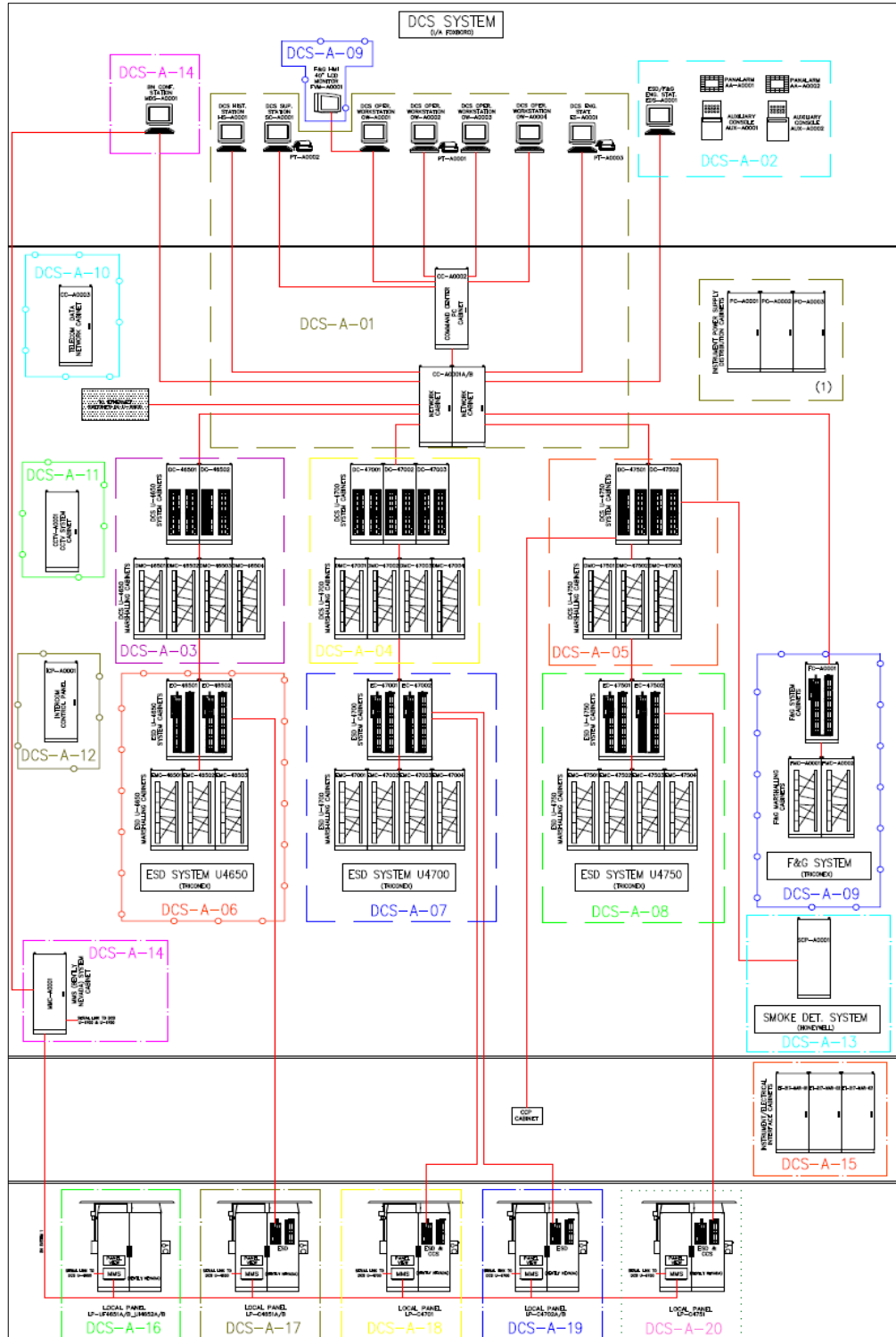
Es por ello que se considera este acople *feedforwar-feedback* como una de las estrategias propuestas para el diseño de estrategia de control para la disminución de desvíos de hidrógeno de alta pureza hacia el cabezal de gas combustible en las unidades de hidrotatamiento de la refinería de Barrancabermeja.

1.3.4 Sistema de control distribuido. Los diferentes sistemas utilizados para el control de procesos, han evolucionado significativamente; desde el control manual, pasando por el control neumático en los años 40, hasta llegar al control electrónico en los años 60 (control a través de PLC: *Programmable Logic Controller* o CNC: *Computerized Numerical Control*); desde ese momento hasta hoy, el control electrónico ha sufrido modificaciones que hoy permiten tener un control totalmente distribuido en la función de control[13], pero centralizado en el manejo de las bases de datos de las cuales se componen los sistemas actuales (DCS: *Distributed Control System*).

Para el desarrollo de este trabajo, el enfoque está orientado en el DCS con que cuenta ECOPETROL S.A., en sus unidades de proceso y particularmente en HDT, para establecer el control.

El DCS con el que cuenta la planta de HDT, es de la marca Foxboro de la *Serie IA (Intelligent Automation)* [14], este utiliza módulos de control 200-series y cuenta con un software multifuncional el cual es una “suite” completa de aplicaciones orientada a objetos. En un procesador de control inteligente (IACC) [14] se realiza el control regulatorio de las unidades de proceso, para ello se tienen configuradas las diferentes estrategias de control por diagrama de bloques y desarrolladas las regulaciones lógicas secuenciales de los algoritmos de control para el procesamiento de la información proveniente de los módulos de bus de campo. Todo esto, está conectado lógicamente a los gráficos de proceso (diseñados a través de un graficador *FOXDRAW*), los que se utilizan para la visualización y manipulación en tiempo real del proceso. Además, cuenta con estaciones que tienen diferentes funcionalidades que se interconectan a través de una red en topología tipo malla (*mesh*). En la Figura 9 se muestra la arquitectura de control del DCS de la planta de HDT.

Figura 9. Arquitectura sistema de control DCS HDT



Fuente: Archivo Ecopetrol S.A.

2. OBJETIVOS

2.1 OBJETIVOS GENERAL

Diseñar una estrategia de control para la disminución de desvíos de hidrógeno de alta pureza hacia el cabezal de gas combustible en las unidades de hidrotreatmento de combustibles de la refinería de Barrancabermeja, Ecopetrol S.A.

2.2 OBJETIVOS ESPECIFICOS

- Identificar el modelo matemático que describa el comportamiento del sistema Demanda/Generación de hidrógeno
- Elaborar y seleccionar las diferentes estrategias de control PID para la presión de succión del compresor C-4702A/B a través de la capacidad de carga en la unidad de generación de hidrógeno U-4650.
- Implementar en DCS modo simulación las diferentes estrategias de control propuestas para su evaluación.
- Realizar la evaluación económica de los beneficios potenciales entre los nuevos sistemas de control propuesto y el control actual.

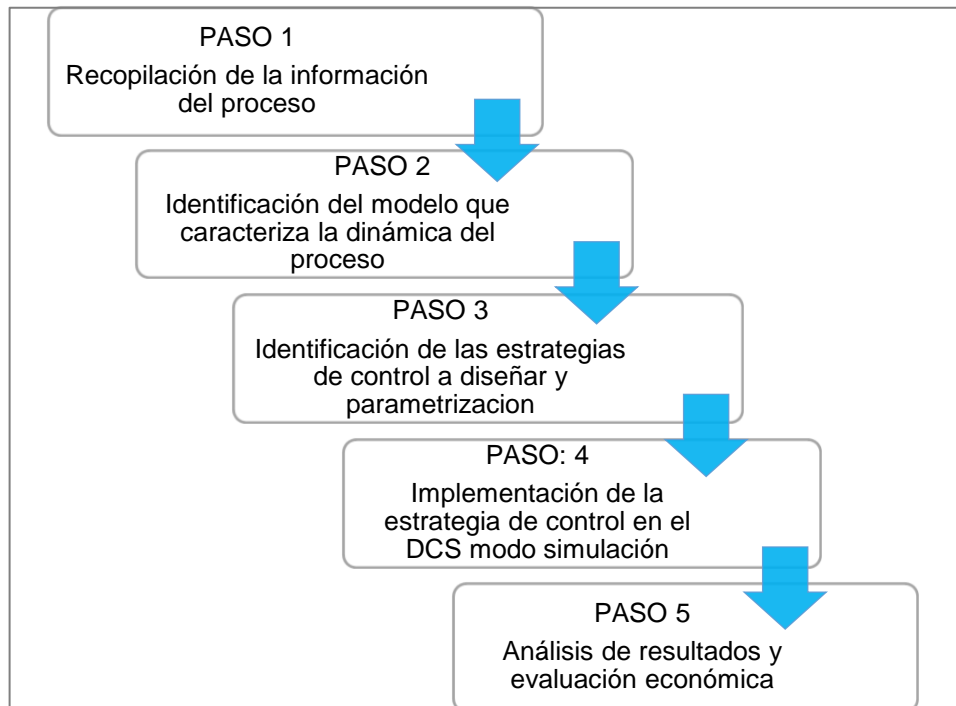
En este proyecto, se desarrollan tres alternativas de estrategias de control: **alternativa 1** Control *feedback* de presión de succión del C4702 en cascada con el control de capacidad de la unidad de generación de hidrógeno U4650, **alternativa 2** control *feedforward* de presión de succión del C4702 en cascada con el control de capacidad de la unidad de generación de hidrógeno U4650 y **alternativa 3** control *feedforward+feedback* de presión de succión del C4702 en

cascada con el control de capacidad de la unidad de generación de hidrógeno U4650, encontrando los modelos de función de transferencia para cada uno mediante análisis experimental, ejecutando cambios tipo escalón en planta en lazo abierto. Estos ensayos se realizaron en fechas determinadas en la planeación del proyecto, debido a que en condiciones normales, los controles siempre trabajan en modo automático o lazo cerrado. Todo lo anterior, para seleccionar la mejor estrategia de control planteada.

3. METODOLOGÍA

Este trabajo propone tres alternativas de control para asegurar que la presión de succión en el C4702 se controle de manera automática. Para cumplir con el objetivo propuesto, se desarrolló la siguiente metodología presentada en la Figura 10.

Figura 10. Metodología desarrollada.



3.1 RECOPIACIÓN DE INFORMACIÓN DEL PROCESO

En este paso se obtuvo información del comportamiento del proceso con datos históricos de la unidad de generación de hidrógeno y el compresor C4702 en lazo

cerrado, se identificaron los sistemas asociados y las estrategias de control que las gobiernan, documentación suministrada en la etapa de construcción del proyecto HDT para Ecopetrol S.A. como: libros de proceso, manuales de operación de las unidades, diagramas grandes de control, diagramas de tuberías e instrumentos (P&ID), *data sheet*, información adjunta en anexo B, Producto del estudio de la información recopilada, se obtiene un conocimiento detallado y específico de la operación de las unidades de HDT y su estado actual.

3.2 IDENTIFICACIÓN DEL MODELO QUE CARACTERIZA LA DINÁMICA DEL PROCESO

Antes de realizar el proceso de identificación y gracias a la revisión de todos los datos obtenidos del proceso y sus controles, se ejecutaron dos actividades previas, las cuales fueron necesarias realizar para que los cambios que se imprimieran en el proceso no tuviesen un ruido mayor

3.2.1 Sintonía de lazos de control Se realizó una sintonía de tres lazos de control regulatorio PID basados en tendencias, experiencia operativa y utilizando el método lambda [15] el cual se describe en el anexo C y es comúnmente utilizado en la refinería de Barrancabermeja; los lazos de control a los que se les realizó sintonía fueron: PIC47022 control de presión de reacción de diésel, FIC47011 control de flujo de H₂ a reacción de diésel y PIC47048 control de presión de succión C4702.

3.2.2 Mantenimiento a instrumentos de medición Durante la etapa de identificación del proceso y análisis de los datos, se evidenció mal funcionamiento en instrumentos y válvulas, que fueron reportadas y reparadas previos al test en el proceso de mantenimiento reactivo de Ecopetrol S.A. El listado de estos

instrumentos es dado a continuación en la tabla 3 con la descripción del problema y el reporte de mantenimiento.

Tabla 3. Listado de válvulas e instrumentos intervenidos para mantenimiento

Tag	Descripción	Problema identificado	Reporte de mantenimiento	Comentarios
FI-46506	Flujo producción de hidrógeno de U4650	Ruido en la medición	Se realiza cambio de módulo OT462788 (orden de trabajo)	
PV-47048A	Control de presión de succión C4702	Presenta pase, tiene flujo constante a tea con 0% de apertura.	Retirada al taller, se realiza limpieza en el trim y se rectifica vástago, aceptadas pruebas de hermeticidad en taller. OT842009	Para identificar el problema, se realiza medición con sonómetro: 50 db

3.2.3 Obtención de los modelos Posteriormente a las actividades previamente descritas se procedió a realizar una identificación experimental de los modelos del proceso[16]. Para ello, se realizaron una serie de cambios en planta (*test*) tipo escalón en lazo abierto[17], con el propósito de obtener los datos suficientes para ser manipulados en la herramienta *Ident* del procesamiento matemático Matlab® R2012 y obtener los tiempos de respuesta y las funciones de transferencia que representan la dinámica del proceso [18]. La tabla 4 presenta el diseño de los cambios realizados en el sistema para posteriormente identificar las funciones de transferencia, también en las tablas 5, 6 y 7 se presenta el listado de variables manipuladas (Mv), variables controladas (Cv) y variables disturbio (*feedforward* FFW), respectivamente.

Tabla 4. Listado de variables y cambios programados en pruebas realizadas.

Tag	Descripcion	Numero de movimientos	Magnitud
HIC-465042	Capacidad de carga de la generación de hidrógeno U4650	6	1, 2, 4% -4, -2, -1%
PIC-47048	Control de presión de succión del compresor C4702	3	1, 3, 5 psi
FIC-47011	Control de flujo de hidrógeno a reacción de diésel U4700	4	0.1, 0.2, 0.5 MPCED -0.8 MPCED
PIC-47022	Control de presión de reacción de diésel U4700	3	1, 3, 5 psi

Tabla 5. Listado de variables manipuladas (MVs)

tag	descripcion	unidad	comentario
HIC-465042OUT	Capacidad de carga de la generación de hidrógeno U4650	U4650	
PIC-47048SPT	<i>Set point</i> de control de presión de succión del compresor C4702	U4700	
FIC-47011SPT	<i>Set point</i> de control de flujo de hidrógeno a reacción de diésel U4700	U4700	
PIC-47022SPT	<i>Set point</i> de control de presión de reacción de diésel U4700	U4700	

Tabla 6. Listado de variables controladas (CVs)

Tag	Descripcion	Unidad	Comentario
HIC-465042OUT	Capacidad de carga de la generación de hidrógeno U4650	U4650	Unidad opera entre el 50(<i>turndown</i>) y el 80% de capacidad

Tag	Descripcion	Unidad	Comentario
FIC-46516SPT	Control de flujo de carga de gas natural en generación de hidrógeno	U4650	Opera en cascada con control de capacidad de la unidad
FIC-46517SPT	Control de flujo de vapor de agua en generación de hidrógeno	U4650	Opera en cascada con control de capacidad de la unidad
PIC-47048OUT	Control de presión de succión del compresor C4702	U4700	
FIC-47011OUT	Control de flujo de hidrógeno a reacción de diésel U4700	U4700	
PIC-47022OUT	Control de presión de reacción de diésel U4700	U4700	

Tabla 7. Listado de variables disturbio (*feedforward* FFWs)

Tag	Descripcion	Unidad	Comentario
FI-46515	Producción de H ₂ de la unidad PSA ROG	U4650	Se descartan movimientos en este sistema ya que no se pueden manipular las cargas provenientes de unidades externas
HIC46548	H ₂ de exportación a usuarios	U4700	Descartado por no tener suministro de hidrógeno a unidades externas
FIC47013	H ₂ de purga del sistema de reacción de hidrotratamiento de diésel	U4700	Descartados movimientos por no autorización de envío de hidrógeno a TEA
FIC-47011SPT	Control de flujo de hidrógeno a reacción de diésel U4700	U4700	
PIC-47022SPT	Control de presión de reacción de diésel U4700	U4700	

Los cambios o movimientos tipo escalón en las variables manipuladas se realizaron en 3 fechas diferentes 10 de Mayo, 10 de Julio y 15 de agosto del 2016.

Una vez registrados los datos en el procesador matemático Matlab® R2012 Anexo D, se utilizó la herramienta *Ident*, con la cual se obtuvieron los modelos de funciones de transferencia de los sistemas como se muestra en la figura 11. Bajo esta herramienta, se trabajó con dos tipos de funciones, en el dominio discreto del tiempo y en el dominio continuo del tiempo, con el propósito de identificar qué tipo de respuesta se acerca más al proceso.

Figura 11. Obtención de modelos tipo funciones de transferencia



Con esta herramienta, se obtuvieron los modelos funciones de transferencia, manipulando parámetros como número de polos y ceros, tiempo discreto o tiempo continuo, adicionalmente se pueden introducir valores preliminares calculados de ganancia, tiempo muerto, tiempo integral o derivativo para determinar funciones de transferencia lo más ajustadas posible.

3.2.4 Validación de los modelos Este procedimiento se llevó a cabo comparando las variables de operación de la planta con los obtenidos por el modelo a través de la interface de Matlab®, además de comprobar las magnitudes de la respuesta de la señal, también se validaron los tiempos de respuesta de este. Los valores de las variables se obtuvieron de los datos reportados por registro y control PI de Ecopetrol S.A. en los días programados para ejecutar los test (fechas mencionadas anteriormente).

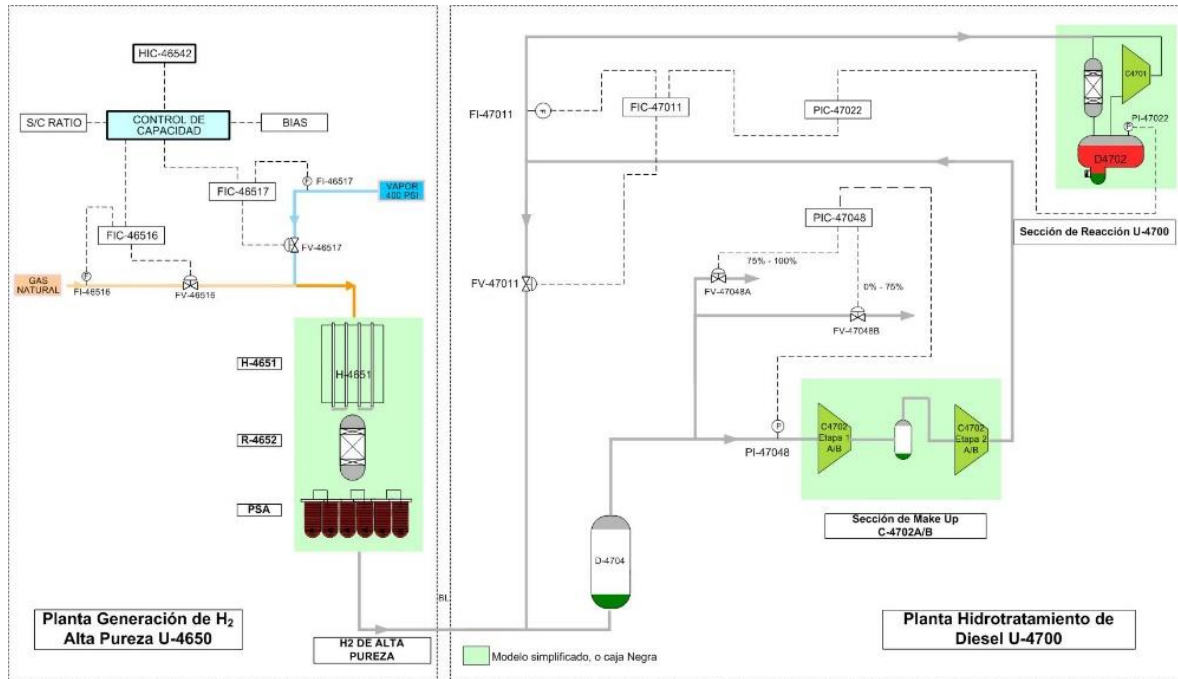
3.3 IDENTIFICACIÓN DE LAS ESTRATEGIAS DE CONTROL A DISEÑAR Y PARAMETRIZACIÓN

3.3.1 Estrategias de control y su filosofía de operación. De acuerdo con el estudio realizado y el conocimiento detallado de la operación de la unidad, se plantearon tres diferentes estrategias de control PID para evitar pérdidas de hidrógeno de alta pureza a la red de gas combustible, o en su defecto, disparo de la máquina C4702 por baja presión de succión, estas se ajustan a las necesidades del proceso para el logro del objetivo propuesto.

Caso Diseño:

En la figura 12 se muestra el diagrama simplificado de la estrategia de control de la unidad por diseño. En la parte superior izquierda se observa el HIC46542, este, es un control de capacidad PID de la unidad de generación de hidrógeno que opera en cascada con los controladores de flujo FIC46516 y FIC46517 quienes controlan el flujo de gas natural de carga y el flujo de vapor de agua necesarios para la reacción de reformado con vapor y así producir la cantidad de hidrógeno de alta pureza.

Figura 12. Diagrama de la estrategia de control diseño original de la Unidad



El hidrógeno es suministrado a la unidad de hidrotratamiento de diésel a través del compresor C4702, la presión de succión del compresor (parte derecha inferior figura 12) es controlada a través del control de rango dividido del PIC47048 de acción directa sobre las válvulas de control PV47048 A (desvío a tea)/ PV47048 B (desvío a gas combustible) como se muestra en la tabla 8.

En la parte superior derecha de la figura 12, se observa el control de presión de la sección de reacción de hidrotratamiento de diésel, el cual regula la presión a través del PIC47022, quien gobierna en cascada la acción del controlador de flujo FIC47011 de acción inversa, regulando la apertura de la válvula de control de reciclo (*spillback*) FV47011, suministrando la cantidad adecuada de hidrógeno de restitución (*make up*) para las reacciones de hidrodeshidrosulfurización del hidrotratamiento de diésel.

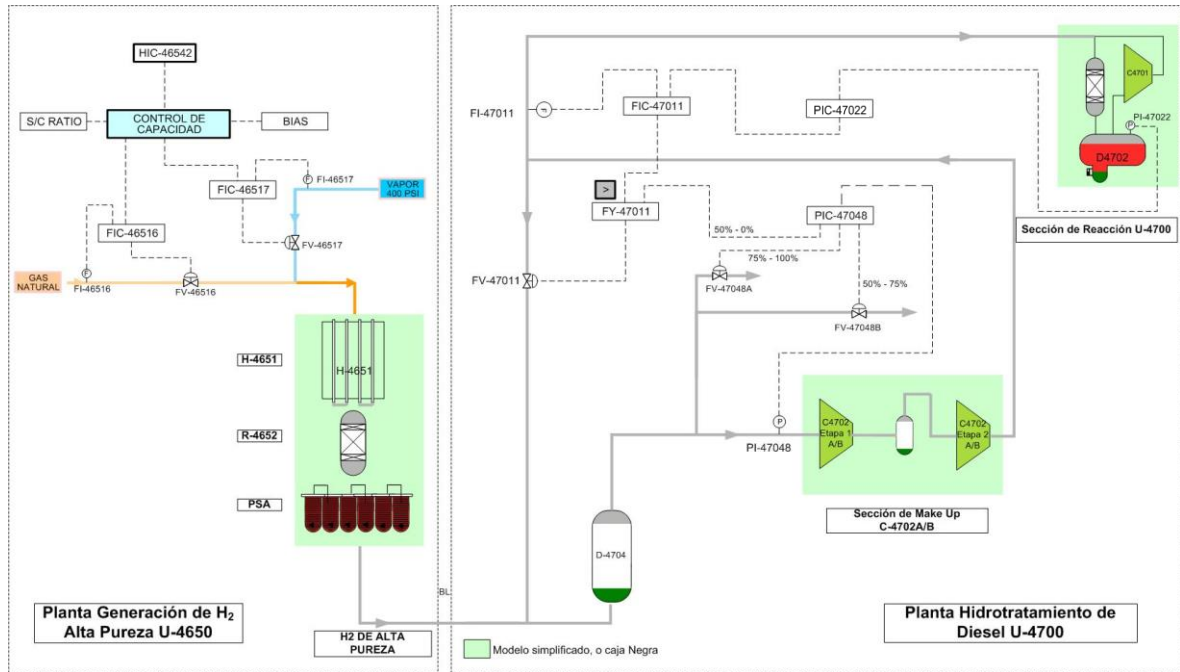
Tabla 8. Listado de controles, configuración y modos de operación caso diseño.

TAG	DESCRIPCION	PLANTA	MODO DE OPERACIÓN	ACCION	RANGO/UNIDAD	ECUACION	SALIDA DE CONTROL	COMENTARIOS
HIC-46542	Control de capacidad de la unidad de generación de hidrógeno	U4650	MAN/TRACK	Inversa	6113-9683 lb/h	SALIDA= SET POINT *K1	FIC-46516	K1= 0.0082 Fracción max escala FIC46516 correspondiente a capacidad 100%
					22200-35173 lb/h	SALIDA= SET POINT *K1*K2	FIC-46517	K2= 3.2 Relación másica correspondiente <i>steam/carbon</i>
FIC-46516	Control de flujo de gas natural a reformado con vapor	U4650	REMOTO (cascada esclavo)	Inversa	0-16050 lb/h	ALGORITMO PID	FV46516	
FIC-46517	Control de flujo de vapor de agua a reformado con vapor	U4650	REMOTO (cascada esclavo)	Inversa	0-56500 lb/h	ALGORITMO PID	FV46517	
PIC-47048	Control de presión de succión del compresor C4702	U4700	AUTO (Rango dividido)	Inversa	0-640 psig	ALGORITMO PID	0-50%_FV-47048B	FV47048A % Escala=4 FV47048B %
							50-100%_FV-47048A	
PIC-47022	Control de presión de reacción de la unidad de hidrotreatmento de diésel	U4700	AUTO (cascada maestro)	Inversa	0-1350 psig	ALGORITMO PID	FIC47011	
FIC-47011	Control de flujo de hidrógeno de alta pureza hacia reacción de la unidad de hidrotreatmento de diésel	U4700	REMOTO (cascada esclavo)	Directa	0-28.84 mpced	ALGORITMO PID	FV47011	Control sobre válvula <i>spillback</i> o recirculación del C4702

- Caso Base:

Debido a que se presentaron en la unidad eventos por baja presión de succión en el C4702, en enero del 2015 se realizó un cambio en la estrategia de control, la figura 13 muestra que el control de capacidad de presión de reacción es igual al caso de diseño previamente descrito, sin embargo, la filosofía de control del PIC47048 es diferente, ya que incluye un control de rango dividido adicional con el objetivo de controlar la presión de succión del compresor cuando ésta se encuentre en niveles inferiores al set point del sistema 327 psi.

Figura 13. Diagrama de la estrategia de control caso base de la Unidad



El controlador PIC47048 cuando detecta que la presión de succión del C4702 se encuentra por debajo de su set point tiene una salida de control (Op) de 50-0% de acción inversa, enviándole una señal de apertura al FY47011, quien a su vez actúa como un bloque selector de mayor (>) entrada comparándola con la señal proveniente del FIC47011 con el fin de actuar la válvula de control FV47011 al valor mas bajo de flujo (mayor apertura de válvula) requerido hacia reacción. De esta manera, mantiene un nivel de estabilidad provisional cuando el hidrógeno que se está generando es menor al flujo de hidrógeno requerido por el hidrot ratamiento de diésel. Sin embargo, cuando el comando de apertura del PIC47048 supera a la señal del FIC47011 se puede presentar un flujo muy bajo de hidrógeno, poniendo en riesgo la operación eficiente de la unidad de diésel, con un potencial de disparo por baja presión muy alto. En la tabla 9 se presenta el resumen de los controles asociados, configuración y modos de operación del caso base.

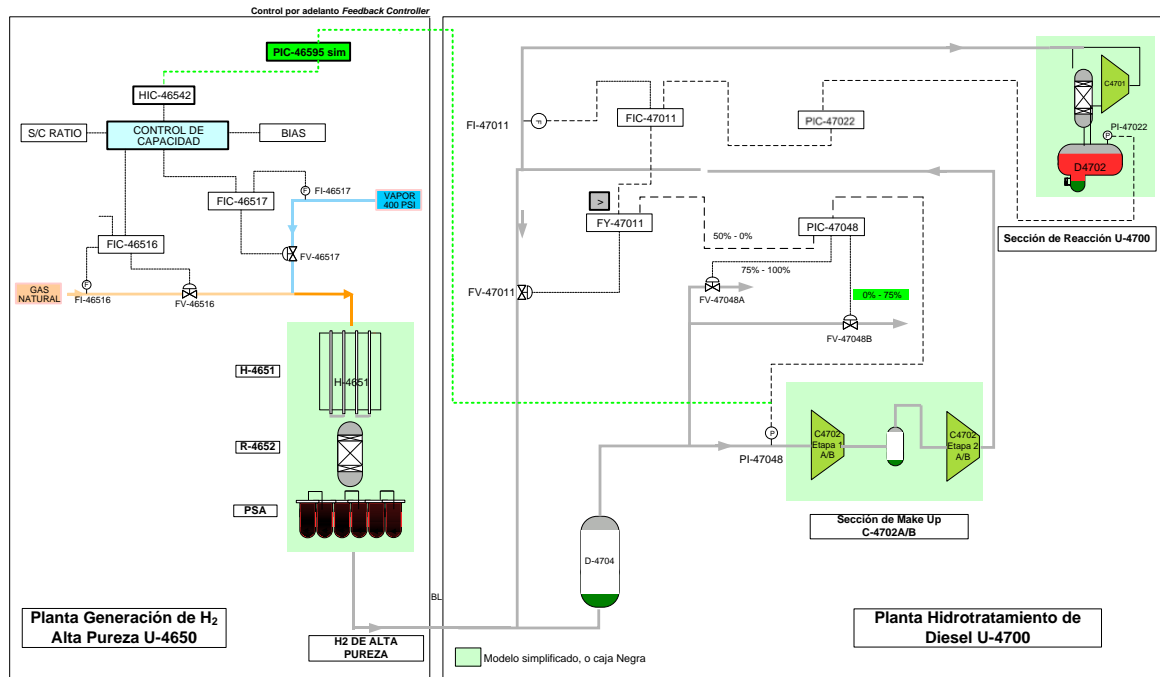
Tabla 9. Listado de controles, configuración y modos de operación caso base

CONTROL PID	DESCRIPCION	PLANTA	MODO DE OPERACIÓN	ACCION	RANGO/UNIDAD		SALIDA DE CONTROL	PLANTA
HIC-46542	Control de capacidad de la unidad de generación de hidrógeno	U4650	MAN/TRACK	Inversa	6113-9683 lb/h	SALIDA= SET POINT *K1	FIC-46516	K1= 0.0082 Fracción max escala FIC46516 correspondiente a capacidad 100%
					22200-35173 lb/h	SALIDA= SET POINT *K1*K2	FIC-46517	K2= 3.2 Relación másica correspondiente steam/carbon
FIC-46516	Control de flujo de gas natural a reformado con vapor	U4650	REMOTO (cascada esclavo)	Inversa	0-16050 lb/h	ALGORITMO PID	FV46516	
FIC-46517	Control de flujo de vapor de agua a reformado con vapor	U4650	REMOTO (cascada esclavo)	Inversa	0-56500 lb/h	ALGORITMO PID	FV46517	
PIC-47048	Control de presión de succión del compresor C4702	U4700	AUTO (RANGO DIVIDIDO)	Directa	0-640 psig	ALGORITMO PID	50-0%_FY-47011	FV47011 % Escala=-2 FV47048A % Escala=4 FV47048B % Escala=4
				Inversa	0-640 psig		50-75%_FV-47048B	
							75-100%_FV-47048A	
PIC-47022	Control de presión de reacción de la unidad de hidrot ratamiento de diésel	U4700	AUTO (cascada maestro)	Inversa	0-1350 psig	ALGORITMO PID	FIC47011	
FIC-47011	Control de flujo de hidrógeno de alta pureza hacia reacción de la unidad de hidrot ratamiento de diésel	U4700	REMOTO (cascada esclavo)	Directa	0-28.84 mpced	ALGORITMO PID	FV47011	Control sobre válvula <i>spillback</i> o recirculación del C4702
FY-47011	Selector de control de flujo de hidrógeno de alta pureza hacia reacción de la unidad de hidrot ratamiento de diésel	U4700	AUTO	> Selector (Mayor)	0-100%	IF FIC47011OUT>PIC47048o ut then FYout=FIC47011OUT IF FIC47011OUT<PIC47048o ut then FYout=FIC47048OUT	FV47011	Selector > % de entrada proveniente de: PIC47048OUT FIC47011OUT

- Alternativa 1: Control retroalimentado “*feedback*”

Para la alternativa uno, figura 14, se adicionó un controlador PID *feedback* que en este trabajo es llamado PIC46595sim (tag consecutivo de la unidad), el objetivo de este control es mantener la presión de succión del C4702 en estado estable, recibiendo la señal de presión del PT47048 y operando en cascada con el control de capacidad de generación de hidrógeno HIC-46542. El control de capacidad actua a su vez manipulando el flujo de gas natural de carga a la unidad y el flujo de vapor de agua FIC46516/17, respectivamente.

Figura 14. Diagrama de la estrategia de control *feedback* del sistema.



En la tabla 10, se presenta el listado de controles, configuración y modos de operación para la alternativa uno. Para esta alternativa y las siguientes, se especifica un tope o *clamp* electrónico con el fin de asegurar que el controlador nunca solicite una capacidad de generación inferior al 50% (*turndown* de la unidad) y nunca exceda el 85% que son los rangos de operación disponibles que se tienen para la unidad. El algoritmo de control PID esta representado por las ecuaciones 3.1 y 3.2 donde la ganancia $K = \frac{100}{P}$

$$m_b = \frac{100}{P} \left(\left(\frac{1}{I_s} + A \right) r - \left(\frac{1}{I_s} + 1 \right) (1 + Ds) c_f \right) f_r + b \quad (3.1)$$

$$c_f = \frac{c}{1 + \tau s + 0.5(\tau s)^2} \quad \frac{1}{\tau} = \left(\frac{1}{I} + \frac{1}{D} \right) K_D \quad (3.2)$$

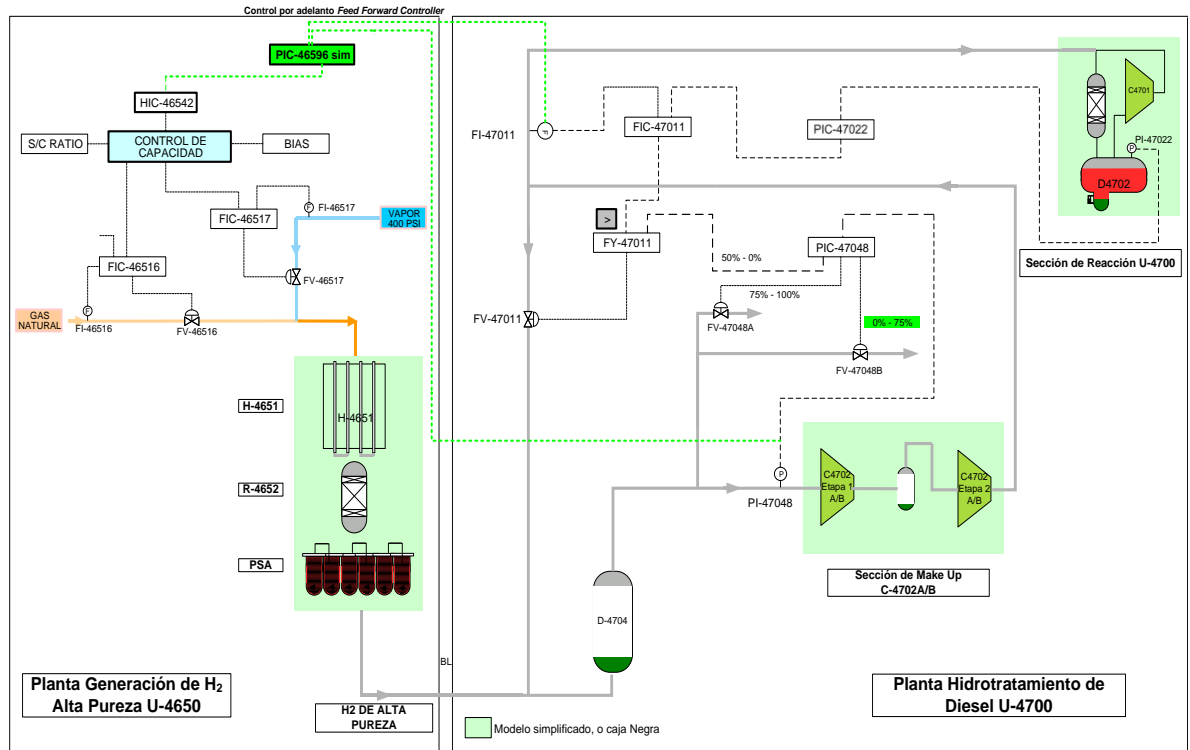
Tabla 10. Listado de controles, configuración y modos de operación alternativa 1

CONTROL PID	DESCRIPCION	PLANTA	MODO DE OPERACIÓN	ACCION	RANGO/UNIDADES	ECUACION	SALIDA DE CONTROL	PLANTA
PIC-46595sim <i>feedback</i>	Control de presión salida PSA hidrógeno en cascada con el control de capacidad de la unidad de generación de H2	U4650	AUTO	Inversa	0-640 psig	ALGORITMO PID ClampHi= 85%*PIC46595sim.OUT ClampLow= 50%*PIC46595sim.OUT	HIC-46542	Se crea un tope (clamp) digital en % de salida del controlador para evitar que la señal nunca se encuentre por debajo del <i>turndown</i> de la unidad y no supere el 85% por alta capacidad.
HIC-46542	Control de capacidad de la unidad de generación de hidrógeno	U4650	MAN/TRACK	Inversa	6113-9683 lb/h	SALIDA= SET POINT *K1	FIC-46516	K1= 0.0082 Fracción max escala FIC46516 correspondiente a capacidad 100%
					22200-35173 lb/h	SALIDA= SET POINT *K1*K2	FIC-46517	K1=0.0082 K2= 3.2 Relación másica correspondiente steam/carbon ratio
FIC-46516	Control de flujo de gas natural a reformado con vapor	U4650	REMOTO (cascada esclavo)	Inversa	0-16050 lb/h	ALGORITMO PID	FV46516	
FIC-46517	Control de flujo de vapor de agua a reformado con vapor	U4650	REMOTO (cascada esclavo)	Inversa	0-56500 lb/h	ALGORITMO PID	FV46517	
PIC-47048	Control de presión de succión del compresor C4702	U4700	AUTO (RANGO DIVIDIDO)	Directa	0-640 psig	ALGORITMO PID	50-0%_FY-47011	FV47011 % Escala=-2 FV47048A % Escala=4 FV47048B % Escala=4
				Inversa	0-640 psig		50-75%_FV-47048B	
							75-100%_FV-47048A	
PIC-47022	Control de presión de reacción de la unidad de hidrot ratamiento de diésel	U4700	AUTO (cascada maestro)	Inversa	0-1350 psig	ALGORITMO PID	FIC47011	
FIC-47011	Control de flujo de hidrógeno de alta pureza hacia reacción de la unidad de hidrot ratamiento de diésel	U4700	REMOTO (cascada esclavo)	Directa	0-28.84 mpced	ALGORITMO PID	FV47011	Control sobre válvula <i>spillback</i> o recirculación del C4702
FY-47011	Selector de control de flujo de hidrógeno de alta pureza hacia reacción de la unidad de hidrot ratamiento de diésel	U4700	AUTO	> Selector (Mayor)	0-100%	IF FIC47011OUT>PIC47048o ut then Fyout=FIC47011OUT IF FIC47011OUT<PIC47048o ut then Fyout=FIC47048OUT	FV47011	Selector > % de entrada proveniente de: PIC47048OUT FIC47011OUT

- Alternativa 2: Control *feedforward* (adelanto)

Para la alternativa dos, figura 15, se adicionó un controlador *feedforward* (algoritmo *lead/lag*), que en este trabajo es llamado PIC46596sim (*tag* consecutivo de la unidad), el objetivo de éste, al igual que en el caso 1, es mantener la presión de succión del C4702 en estado estable, recibiendo la señal de flujo (variable disturbio) del FT47011 y operando en acción precalculada con el control de capacidad de generación de hidrógeno HIC46542.

Figura 15. Diagrama de la estrategia de control *feedforward* del sistema



El control de capacidad actúa en cascada manipulando el flujo de gas natural de carga a la unidad y el flujo de vapor de agua FIC46516/17, respectivamente, en la tabla 11 se describen los controles asociados a la alternativa dos. En la ecuación 3.3 se describe el algoritmo utilizado para el controlador *feedforward* *led/lag*.

$$G_{FF} = K_{FF} \frac{\tau_{FLD^s} + 1}{\tau_{FLG^s} + 1} \quad (3.3)$$

Donde K_{FF} es la ganancia de la variable disturbio, τ_{FLD^s} es la constante de tiempo de adelanto (*led*) y τ_{FLG^s} es la constante de tiempo de atraso (*lag*).

Tabla 11. Listado de controles, configuración y modos de operación alternativa 2

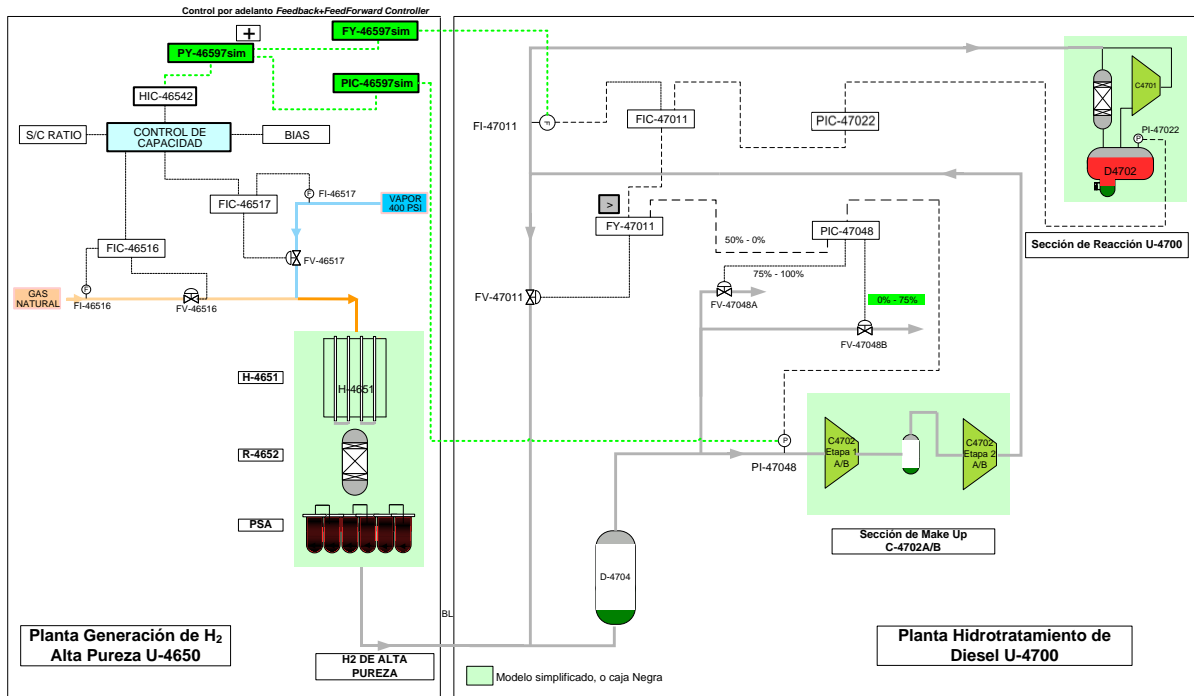
CONTROL PID	DESCRIPCION	PLANTA	MODO DE OPERACIÓN	ACCION	RANGO/UNIDADES	ECUACION	SALIDA DE CONTROL	PLANTA
PIC-46596sim <i>feedforward</i>	Control de presión salida PSA hidrógeno en cascada con el control de capacidad de la unidad de generación de H2	U4650	AUTO	Inversa	0-640 psig	<i>FEEDFORWAR Ld/Lg</i> ClampHi= 85%*PIC46596sim.OUT ClampLow= 50%*PIC46596sim.OUT	HIC-46542	Se crea un tope (<i>clamp</i>) digital en % de salida del controlador para evitar que la señal nunca se encuentre por debajo del <i>turndown</i> de la unidad y no supere el 85% por alta capacidad.
HIC-46542	Control de capacidad de la unidad de generación de hidrógeno	U4650	MAN/TRACK	Inversa	6113-9683 lb/h	SALIDA= SET POINT *K1	FIC-46516	K1= 0.0082 Fracción max escala FIC46516 correspondiente a capacidad 100%
					22200-35173 lb/h	SALIDA= SET POINT *K1*K2	FIC-46517	K1=0.0082 K2= 3.2 Relación mástica correspondiente <i>steam/carbon ratio</i>
FIC-46516	Control de flujo de gas natural a reformado con vapor	U4650	REMOTO (cascada esclavo)	Inversa	0-16050 lb/h	ALGORITMO PID	FV46516	
FIC-46517	Control de flujo de vapor de agua a reformado con vapor	U4650	REMOTO (cascada esclavo)	Inversa	0-56500 lb/h	ALGORITMO PID	FV46517	
PIC-47048	Control de presión de succión del compresor C4702	U4700	AUTO (RANGO DIVIDIDO)	Directa	0-640 psig	ALGORITMO PID	50-0%_FV-47011	FV47011 % Escala=2 FV47048A % Escala=4 FV47048B % Escala=4
				Inversa	0-640 psig		50-75%_FV-47048B	
							75-100%_FV-47048A	
PIC-47022	Control de presión de reacción de la unidad de hidrot ratamiento de diésel	U4700	AUTO (cascada maestro)	Inversa	0-1350 psig	ALGORITMO PID	FIC47011	
FIC-47011	Control de flujo de hidrógeno de alta pureza hacia reacción de la unidad de hidrot ratamiento de diésel	U4700	REMOTO (cascada esclavo)	Directa	0-28.84 mpced	ALGORITMO PID	FV47011	Control sobre válvula <i>spillback</i> o recirculación del C4702
FY-47011	Selector de control de flujo de hidrógeno de alta pureza hacia reacción de la unidad de hidrot ratamiento de diésel	U4700	AUTO	> Selector (Mayor)	0-100%	IF FIC47011OUT>PIC47048o ut then FYout=FIC47011OUT IF FIC47011OUT<PIC47048o ut then FYout=FIC47048OUT	FV47011	Selector > % de entrada proveniente de: PIC47048OUT FIC47011OUT

Fuente: Autor

- Alternativa 3: Control *feedback* + *feedforward*

La figura 16 muestra la alternativa 3, que consistió en adicionar un controlador PID *feedback* + *feedforward* [19], que en este trabajo es llamado PIC46597sim (tag consecutivo de la unidad). El control de presión de succión del compresor C4702, es controlado por un sistema de control de dos elementos, cuyo objetivo es mantener la presión de succión del compresor en 327 psi para garantizar que no existan pérdidas de hidrógeno de alta pureza hacia la red de gas combustible o disparo de la máquina por baja presión.

Figura 16. Diagrama de la estrategia de control *feedback* + *feedforward* del sistema



El flujo de suministro de hidrógeno hacia la reacción es medido en el FI47011, se multiplica en el bloque FY46597sim como señal *feedforward*; el controlador PID de presión de generación de hidrógeno PIC46597sim *feedback* recibe la señal de presión de succión del C4702 medida en el PI47048. El bloque de suma (+) PY46597sim toma las dos señales de salida Op de los controladores FY46597sim+PIC46597sim (*feedforward* +*feedback*) y este valor va como punto de ajuste (Sp) en porcentaje (%) al controlador de capacidad de la unidad HIC46542. En la tabla 12 se encuentra la información de los controladores, configuración, características de operación y efectos de la alternativa 3.

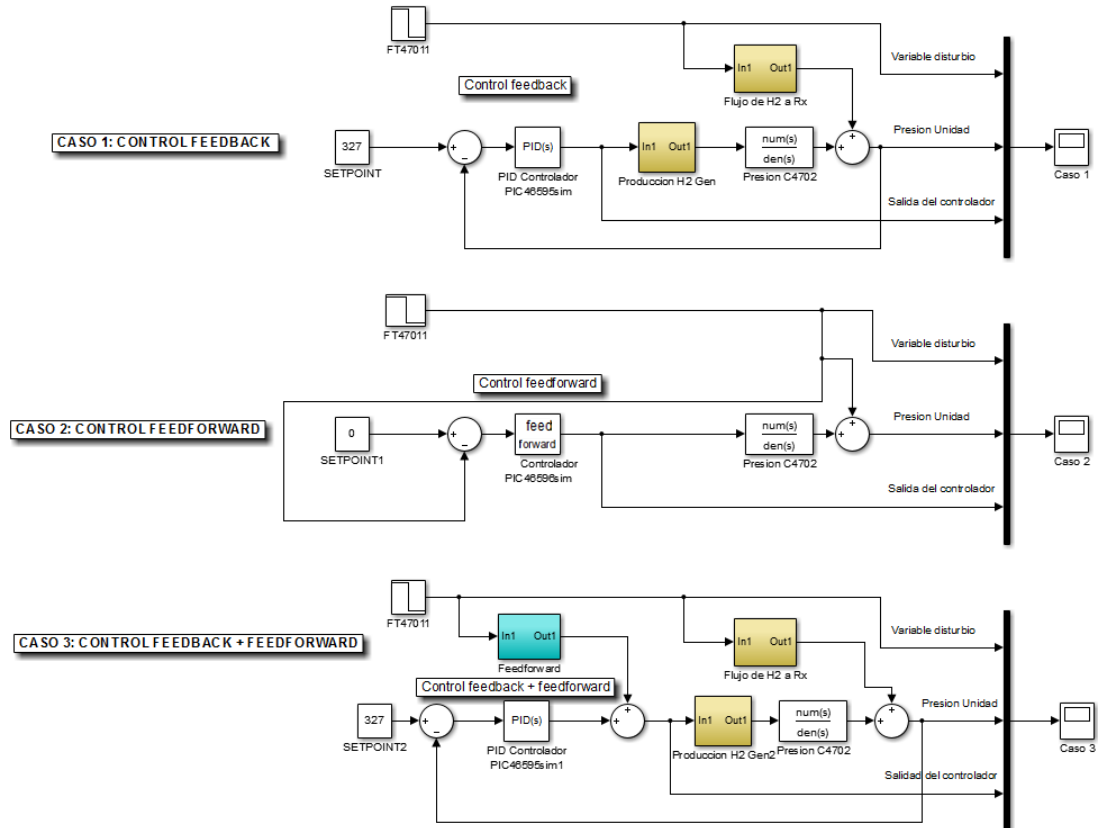
Tabla 12. Listado de controles, configuración y modos de operación Alternativa 3

CONTROL PID	DESCRIPCION	PLANTA	MODULO DE OPERACION	ACCION	RANGO/UNIDADES	ECUACION	SALIDA DE CONTROL	PLANTA
PIC-46597sim <i>feedback</i>	Control de presión salida PSA hidrógeno en cascada con el control de capacidad de la unidad de generación de H2	U4650	AUTO	Inversa	0-640 psig	ALGORITMO PID	HY-46597sim	
FY-46597sim <i>feedforward</i>	Control de presión salida PSA hidrógeno en cascada con el control de capacidad de la unidad de generación de H2	U4650	AUTO	Mult	0-640 psig	FEEDFORWAR Ld/Lg OUT= (K4*FI46511)	HY-46597sim	K4= 3.84 Factor señal FFW
PY-46597sim <i>feedback + feedforward</i>	Sumador de señal <i>feedback</i> + señal <i>feedforward</i> en cascada con el control de capacidad de la unidad de generación de H2	U4650	AUTO	Suma	0-100%	OUT= (FY-46597sim.OUT) + (K5*PIC46597sim.OUT) ClampHi= 85%*PIC46597sim.OUT ClampLow= 50%*PIC46597sim.OUT	HIC-46542	K5= 0.0625 Factor de escala en rango de unidades de ingeniería. Scale factor= K*(FI47011)/100 Se crea un tope (clamp) digital en % de salida del controlador para evitar que la señal nunca se encuentre por debajo del <i>turndown</i> de la unidad y no supere el 85% por alta capacidad.
HIC-46542	Control de capacidad de la unidad de generación de hidrógeno	U4650	MAN/TRACK	Inversa	6113-9683 lb/h	SALIDA= SET POINT *K1	FIC-46516	K1= 0.0082 Fracción máx. escala FIC46516 correspondiente a capacidad 100%
					22200-35173 lb/h	SALIDA= SET POINT *K1 *K2	FIC-46517	K1=0.0082 K2= 3.2 Relación másica correspondiente <i>steam/carbon ratio</i>
FIC-46516	Control de flujo de gas natural a reformado con vapor	U4650	REMOTO (cascada esclavo)	Inversa	0-16050 lb/h	ALGORITMO PID	FV46516	
FIC-46517	Control de flujo de vapor de agua a reformado con vapor	U4650	REMOTO (cascada esclavo)	Inversa	0-56500 lb/h	ALGORITMO PID	FV46517	
PIC-47048	Control de presión de succión del compresor C4702	U4700	AUTO (RANGO DIVIDIDO)	Directa	0-640 psig	ALGORITMO PID	50-0%_FY-47011	FV47011 % Escala=2 FV47048A % Escala=4 FV47048B % Escala=4
				Inversa	0-640 psig		50-75%_FV-47048B	
							75-100%_FV-47048A	
PIC-47022	Control de presión de reacción de la unidad de hidrot ratamiento de diésel	U4700	AUTO (cascada maestro)	Inversa	0-1350 psig	ALGORITMO PID	FIC47011	
FIC-47011	Control de flujo de hidrógeno de alta pureza hacia reacción de la unidad de hidrot ratamiento de diésel	U4700	REMOTO (cascada esclavo)	Directa	0-28.84 mpced	ALGORITMO PID	FV47011	Control sobre válvula <i>spillback</i> o recirculación del C4702
FY-47011	Selector de control de flujo de hidrógeno de alta pureza hacia reacción de la unidad de hidrot ratamiento de diésel	U4700	AUTO	> Selector (Mayor)	0-100%	IF FIC47011OUT>PIC47048o ut then FYout=FIC47011OUT IF FIC47011OUT<PIC47048o ut then FYout=FIC47048OUT	FV47011	Selector > % de entrada proveniente de: PIC47048OUT FIC47011OUT

3.3.2 Parametrización. Una vez obtenidos los modelos de funciones de transferencia de planta (sección 3.3) y se establecieron las estrategias de control propuestas con su filosofía de operación (ver sección 3.3.2), se realizó una parametrización de los controladores a implementar en el DCS a través de la herramienta Simulink®, como se muestra en la figura 17. Se crearon las tres

alternativas de control en diagrama de bloques con parámetros de sintonía estándar para cada caso, posteriormente se corrieron en lazo cerrado y con el comando *tune* se obtuvieron los parámetros preliminares de cada controlador asegurando estabilidad antes de su implementación en el DCS.

Figura 17. Diagrama de bloque en simulink® para la obtención de parámetros



3.4 IMPLEMENTACIÓN DE LAS ESTRATEGIAS DE CONTROL EN EL DCS

3.4.1 Implementación de los modelos. En esta etapa se implementaron en el DCS de las unidades de hidrotreamiento las estrategias de control planteadas con la parametrización desarrollada. Posteriormente se realizaron pruebas en modo simulación para obtener una representación del comportamiento y desempeño de estas en el proceso. Los resultados obtenidos en esta etapa se presentan en el

análisis de resultados, los diagramas de bloques creados se presentan en el Anexo E.

3.4.2 Interface gráfica. Una vez implementadas las estrategias de control con los modelos en el sistema, se generaron tres interfaces gráficas en *foxdraw* para cada alternativa (Anexo F), en estas interfaces gráficas se pudieron observar en tiempo real cada una de las variables de campo, tendencias, alarmas y el comportamiento frente a los cambios generados para cada estrategia de control creada.

3.5 ANÁLISIS DE RESULTADOS Y EVALUACIÓN ECONÓMICA

Por último, en esta etapa, se comparan los resultados obtenidos con la simulación del paso anterior; se identifica el potencial económico y se emite un conjunto de recomendaciones para la implementación y puesta en servicio. Esto último no se encuentra dentro del alcance del desarrollo de este trabajo.

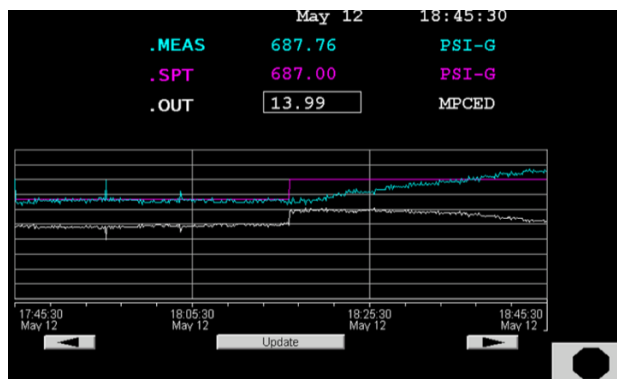
4. RESULTADOS Y ANALISIS

4.1 SINTONÍA DE LAZOS DE CONTROL

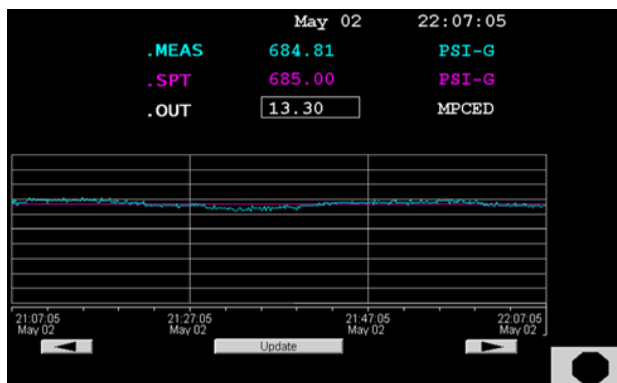
Dentro de la revisión del comportamiento de los lazos de control asociados al proceso, se identificó que había la necesidad de sintonizar tres lazos de control que tenían una respuesta agresiva y generaban disturbios aguas arriba del sistema cuando se generaban cambios de *set point*. En la figura 18, se muestra el comportamiento del lazo de control PIC47022 antes y después de la sintonización.

Figura 18. Sintonía del PIC-47022 Control de presión de reacción.

A. Antes de la sintonía



B. Después de la sintonía



Fuente: Registro DCS, HDT Ecopetrol S.A.

En la tendencia de la figura 18A, se puede apreciar un “overshoot” del controlador al realizar un cambio en el *set point* de 685 a 687 psi, generando disturbios aguas abajo del sistema solicitando un flujo de H₂ alto, traducido en caídas de presión de succión en el C4702, así mismo, el mismo tipo de cambio después de sintonizado el lazo, figura 18B, suavizando la respuesta del controlador y evitando movimientos agresivos que generen disturbios aguas arriba y aguas abajo del controlador. Se realizaron ajustes para disminuir la agresividad de los controladores, en la tabla 13 se presenta el resumen de las actividades de sintonía realizada.

Tabla 13. Registro de cambios de sintonía en controles de U4700

TAG	DESCRIPCION	SINTONIA ANTERIOR				NUEVA SINTONIA				COMENTARIOS
		K	T1	T2	TF	K	T1	T2	TF	
PIC-47022	Control de presion de reaccion de Diesel	100	0.4	0	0	25	10	0	0.1	Se configura filtro (FLOP)
FIC-47011	Control de flujo de H2 a reaccion de Diesel	150	0.2	0	0.05	120	0.6	0	0	
PIC-47048	Control de presion de succion C4702	65	0.2	0	0	60	1.2	0	0.05	

K=Ganancia, T1= Tiempo integral (s), T2= Tiempo derivativo (s), TF= tiempo de filtrado (min)

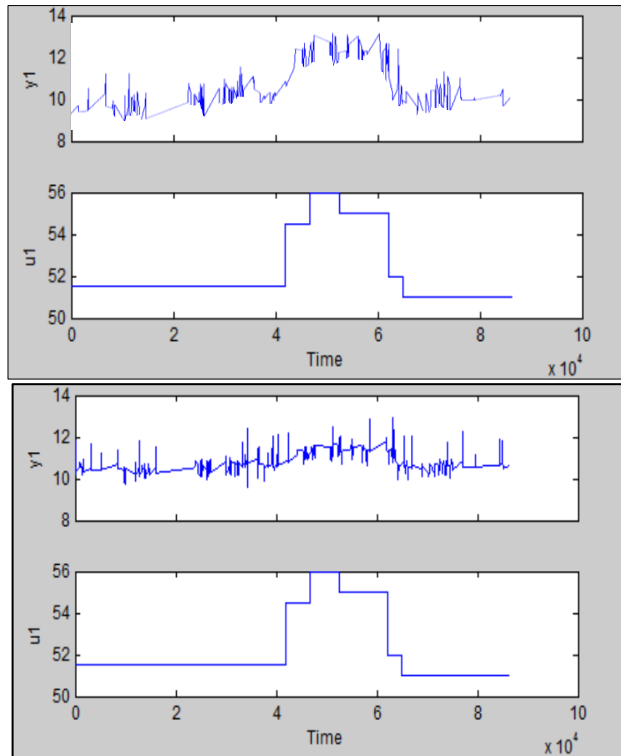
4.2 IDENTIFICACIÓN Y VALIDACIÓN DE LOS MODELOS

Para la identificación de los modelos, se siguió el plan previamente descrito en la metodología sección 3.2.3, generando en planta los cambios tipo escalón en lazo abierto, como se registró en la tabla 5, el primer cambio tipo escalón realizado fue de 1% en el HIC46542 señal de salida del controlador y se verificó el efecto en el medidor de flujo de hidrógeno producto, FI46506 hasta su estabilidad, posteriormente se realizó un movimiento del 2% sobre el mismo controlador y así sucesivamente según programa. En la figura 19 se observa el comportamiento del flujo de producción de hidrógeno producto vs los cambios tipo escalón ejecutados en la capacidad de la unidad de generación de hidrógeno.

Figura 19. Tendencia HIC46546 (u1) vs FI46515A (y1)

A. Con valores atípicos

B. Sin valores atípicos



Como se puede observar en la figura 19A, existe un ruido en la medición de H_2 producto (y_1). Para mejorar esto, se realizó una revisión de los datos con el propósito de descartar valores atípicos de medición, en la figura 19B se tiene una tendencia con menos ruido, gracias al descarte de los valores atípicos. Esta operación se realizó con el código de Matlab® de rango intercuartil IQR para suprimir datos atípicos. El rango intercuartílico IQR (o rango intercuartil) es una estimación estadística de la dispersión de una distribución de datos. Consiste en la diferencia entre el tercer y el primer cuartil. Mediante esta medida se eliminan los valores extremadamente alejados.

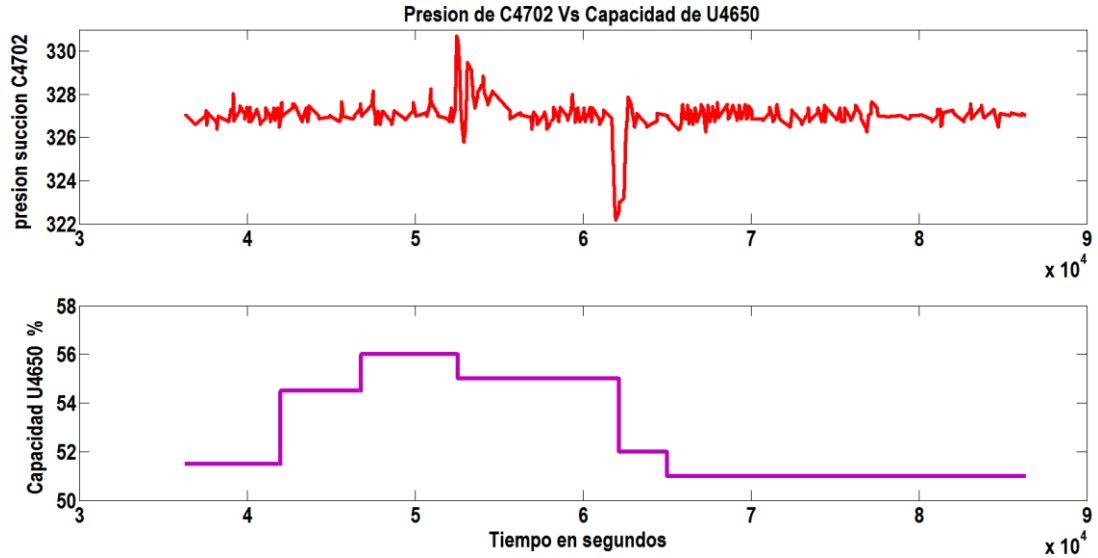
Una vez descartados los datos atípicos, se obtuvieron los modelos de funciones de transferencia como se registra a continuación:

Modelo de presión de succión C4702 en función de la capacidad de la unidad.

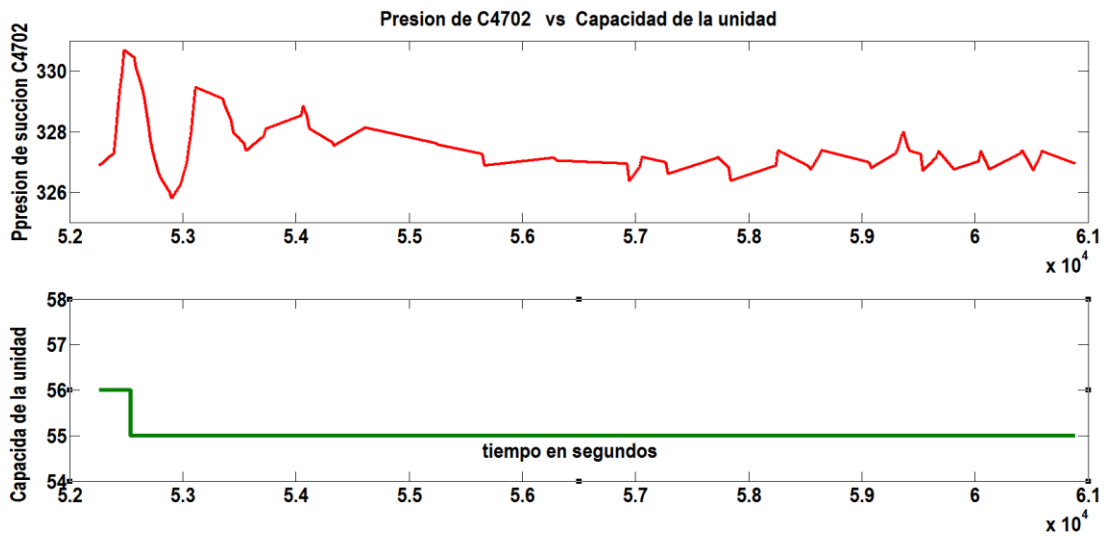
Como se observa en la figura 20A, la capacidad de la unidad se sometió a los cambios planeados, registrando los datos del comportamiento de la presión durante el día (10 mayo) del *test*. Por otra parte, en la figura 20B, se hace un zoom individual de los cambios realizados en la capacidad de la unidad, en este caso de 56 por ciento a 55 por ciento (escalón), para reducir el ruido y evidenciar si el disturbio generado tiene un impacto sobre la variable a evaluar.

Figura 20. Presión vs capacidad de la unidad durante los cambios tipo escalón del día 10 mayo.

A.



B.



C.

Los modelos obtenidos bajo los parámetros de hasta un máximo de dos polos y dos ceros se encuentran a continuación:

Función de transferencia obtenida bajo el parámetro de tres polos y dos ceros:

$$tf1 = \frac{(7.746 s^2 + 41.83 s + 99.41)}{(7.746 s^2 + 7.746 s^2 + 41.83 s + 99.41)} \quad (4.1)$$

Función de transferencia obtenida bajo el parámetro de dos polos y un cero:

$$tf2 = \frac{(1.809e^{-06}s + 3.61e^{-06})}{(s^2 + 6.904e^{-06} s + 6.084e^{-07})} \quad (4.2)$$

Función de transferencia obtenida bajo el parámetro de cuatro polos y tres ceros:

$$tf3 = \frac{(0.02207 s^3 + 0.1093 s^2 + 0.2188 s + 0.0001554)}{(s^4 + 0.01334 s^3 + 9.87 s^2 + 0.0956 s + 2.61e^{-05})} \quad (4.3)$$

Función de transferencia obtenida bajo el parámetro de 1 polo sin ceros:

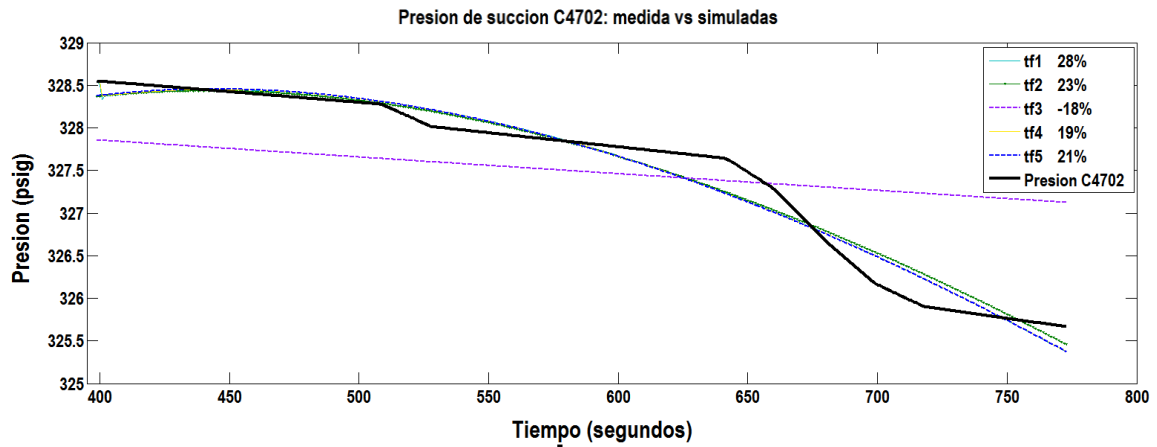
$$tf4 = \frac{(0.5952)}{(s + 0.09518)} \quad (4.4)$$

Función de transferencia obtenida adicionando el parámetro de tiempo muerto:

$$tf5 = \frac{(6.2447)}{(s + 70504)} e^{-2.867s} \quad (4.5)$$

En la figura 21, se realiza una comparación del comportamiento de los modelos vs los datos obtenidos de planta del día 10 mayo en un cambio tipo escalón de 56 por ciento a 55 por ciento (amplitud=1), arrojando unos niveles de precisión muy bajos.

Figura 21. Comparación de datos de presión de succión del C4702 vs modelos de funciones de transferencia.



Como se observa en la figura 21, las funciones de transferencia obtenidas tf1, tf2, tf3, tf4 y tf5 no satisfacen en ninguno de los escenarios, la función de transferencia tf1 tiene un 28% de predicción, sin embargo, no es satisfactorio para el caso del estudio.

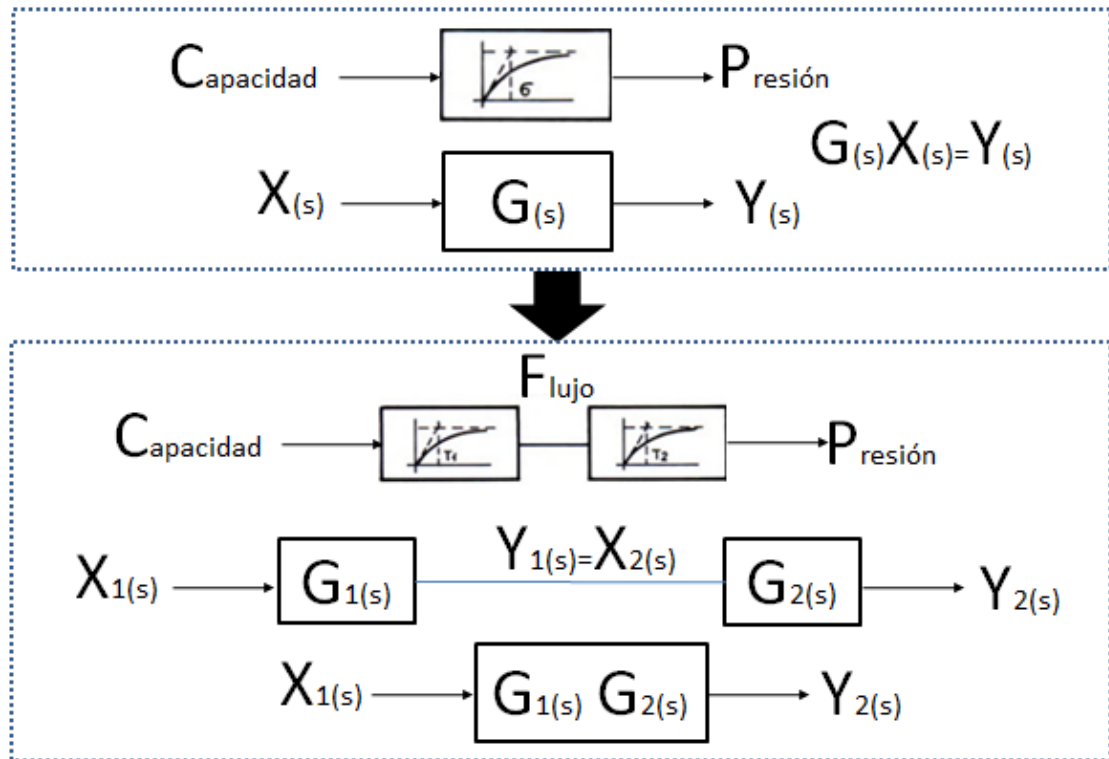
Teniendo en cuenta los resultados obtenidos, se procedió a realizar una descomposición del sistema por el método del álgebra de diagramas de bloques, con el fin de encontrar un modelo de función de transferencia que sea satisfactorio para la predicción del comportamiento de la presión de succión del C4702 en el tiempo.

Los diagramas de bloques son útiles particularmente para presentar sistemas complejos que se forman por unión de sistemas más simples [20], en la figura 22 se presenta la descomposición del sistema presión en función de la capacidad de la unidad de generación de hidrógeno.

La figura 22 muestra como a partir de un sistema complejo, se puede subdividir en dos o más sistemas menos complejos si se encuentran las funciones de

transferencia intermedias para después interconectarlas entre sí y poder ser modelado satisfactoriamente

Figura 22. Descomposición por algebra de bloques de la función de transferencia que relaciona la presión del sistema con la capacidad de generación de hidrógeno.



Para este caso, se subdividió en dos sistemas: Presión ($Y_{2(s)}$) en función del flujo de producción de hidrógeno ($X_{2(s)}$) y flujo de producción de hidrógeno ($Y_{1(s)}$) en función de la capacidad de generación de hidrógeno ($X_{1(s)}$), los resultados de estos dos modelos se desarrollan a continuación:

4.2.1 Modelo de presión de succión C4702 en función de la producción de hidrógeno. Los modelos obtenidos son:

Función de transferencia obtenida bajo el parámetro de un solo polo sin ceros.

$$tf6 = \frac{(30.168)}{(1 + 1.775e^{05} s)} \quad (4.6)$$

Función de transferencia obtenida bajo el parámetro de dos polos y tiempo muerto:

$$tf7 = \frac{Kp}{(1 + Tp1 s) * (1 + Tp2 s)} \exp^{-Td s} \quad (4.7)$$

$$Kp = 24.675$$

$$Tp1 = 398.56$$

$$Tp2 = 0.0044061$$

$$Td = 1.206$$

Función de transferencia obtenida bajo el parámetro de tres polos y dos ceros:

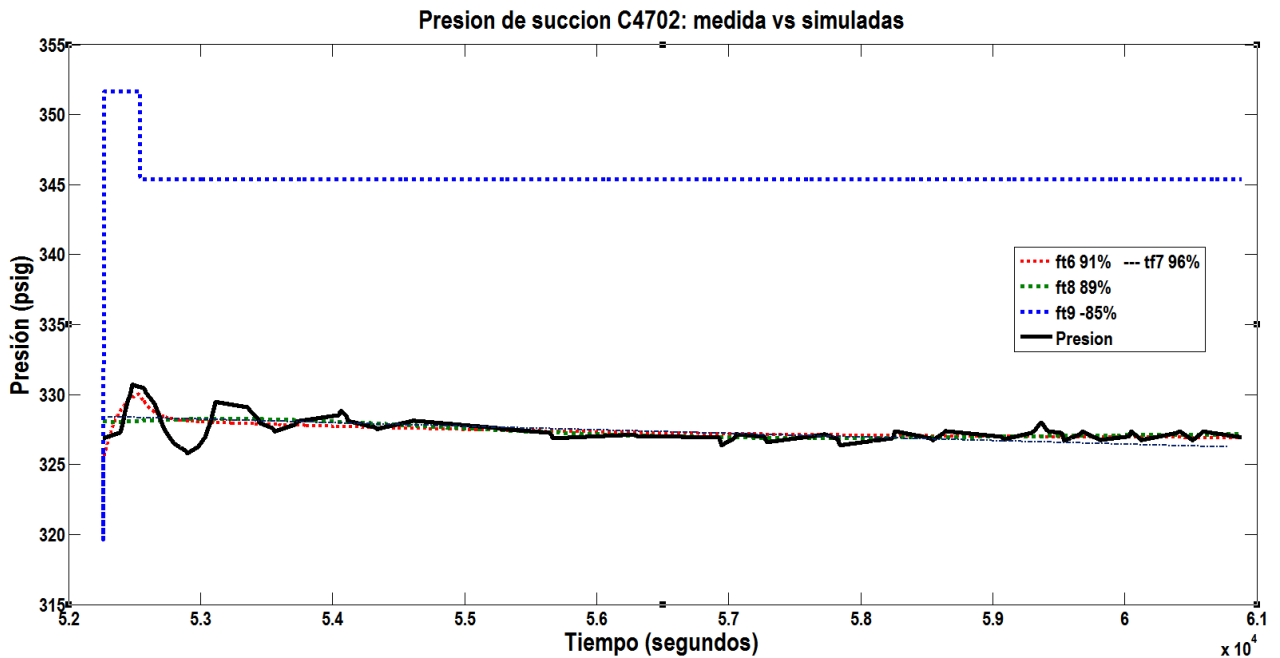
$$tf8 = \frac{(0.05778 s^2 + 0.2846 s + 0.5695)}{(s^3 + 0.01261 s^2 + 9.87 s + 0.02308)} \quad (4.8)$$

Función de transferencia obtenida adicionando el parámetro de tiempo muerto:

$$tf9 = \frac{(30.172)}{(1 + 1.627s)} e^{-9.254s} \quad (4.9)$$

En la figura 23 se realiza una comparación del comportamiento de los modelos vs los datos obtenidos de planta del día 10 mayo en función del flujo de producción de hidrógeno medido en el FI46506, para estos modelos, se obtienen predicciones ajustadas y satisfactorias.

Figura 23. Comparación de datos de presión de succión del C4702 vs modelos en función del flujo de producción de hidrógeno



La figura 23 muestra que la función de transferencia $tf7$ (4.7), respuesta subamortiguada de dos polos reales distintos, tiene una aproximación satisfactoria ante los cambios generados y predice el comportamiento de la presión con una exactitud del 96%, teniendo en cuenta este resultado se seleccionó la $tf7$ para describir el modelo de la presión de succión del compresor, en función del flujo de producción de hidrógeno de la U4650.

$$tf7 = \frac{Kp}{(1 + Tp1 s) * (1 + Tp2 s)} \exp^{-Tds} \quad (4.7)$$

$$Kp = 24.675$$

$$Tp1 = 398.56$$

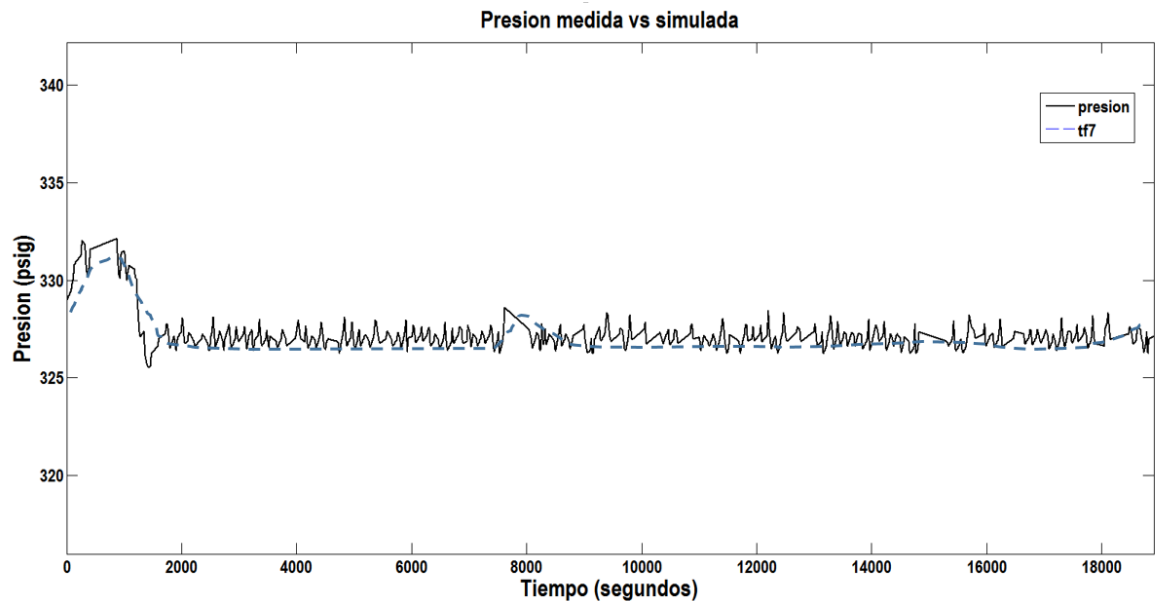
$$Tp2 = 0.0044061$$

$$Td =$$

$$1.206$$

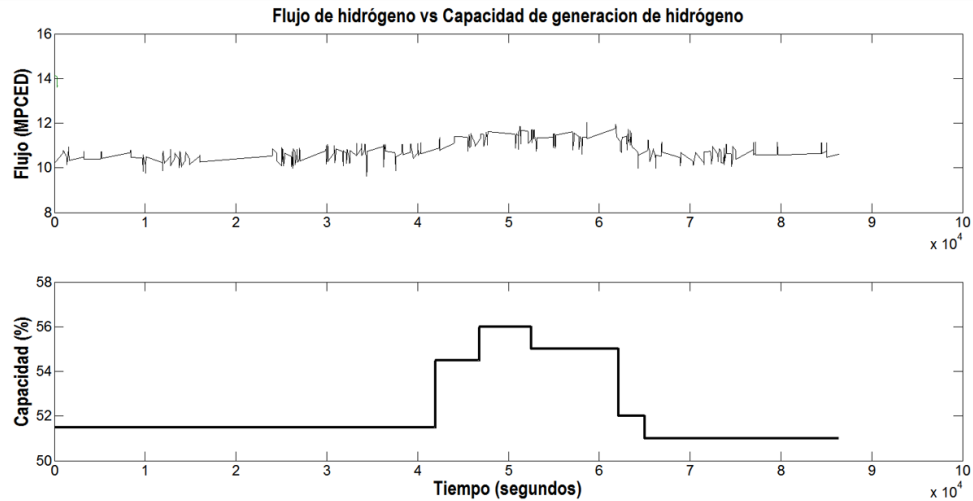
En la figura 24, se valida el modelo seleccionado vs los datos obtenidos de planta del día 10 de junio (*test 2*) en función del flujo de producción de hidrógeno medido en el FI46506, no se observa una desviación significativa, por esta razón no hay necesidad de reajuste:

Figura 24. Comparación de datos de presión de succión del C4702 vs modelo en función del flujo de producción de hidrógeno tf7 10 junio



4.2.2 Modelo de producción de hidrógeno en función de la capacidad de la unidad. La figura 25 muestra el comportamiento del flujo de producción de hidrógeno en MPCED en función de los cambios tipo escalón realizado en la capacidad de generación de la U4650 del día 10 de mayo (*test 1*)

Figura 25. Flujo de hidrógeno vs capacidad de la unidad durante los cambios tipo escalón del día 10 de mayo.



Los modelos de función de transferencia obtenidos que más se acercan al comportamiento de la variable son:

$$tf10 = \frac{(3.502 s + 6.855e^{-5})}{(s^2 + 16.66 s + 0.0003261)} \quad (4.10)$$

$$tf11 = \frac{Kp}{(1 + Tp1 s)} \exp^{-Td s} \quad (4.11)$$

$$Kp = 0.20454 \quad Tp1 = 708.27 \quad Td = 21.55$$

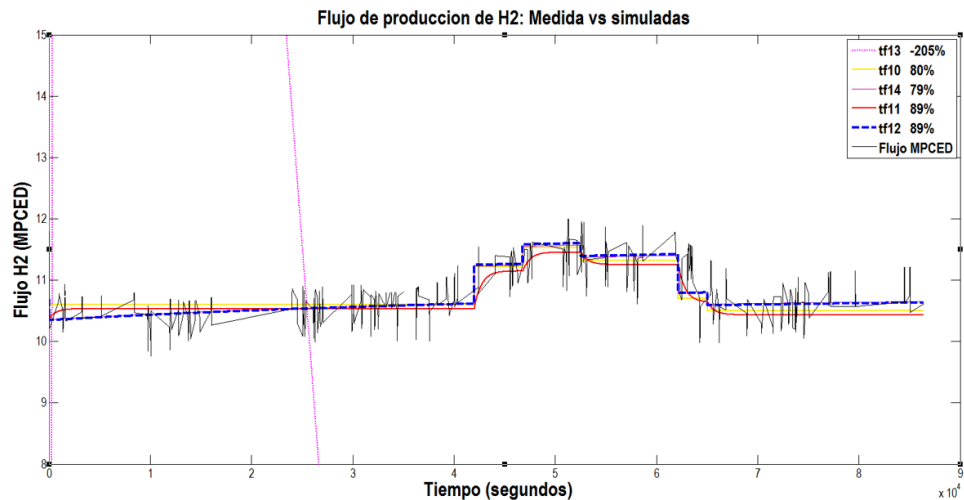
$$tf12 = \frac{(0.09368 s^2 + 0.4436s^2 + 1.264s + 1.4)}{(s^4 + 2.55s^3 + 12.55 s^2 + 14.35s + 6.802)} \quad (4.12)$$

$$tf13 = Kp \frac{1 + Tz s}{s(1 + Tp1 s)(1 + Tp1 s)} \exp^{-Td s} \quad (4.13)$$

$$K_p = -4.2372e-05 \quad T_{p1} = 411.81 \quad T_{p2} = 11.155 \quad T_d = 0.457 \quad T_z = -140.07$$

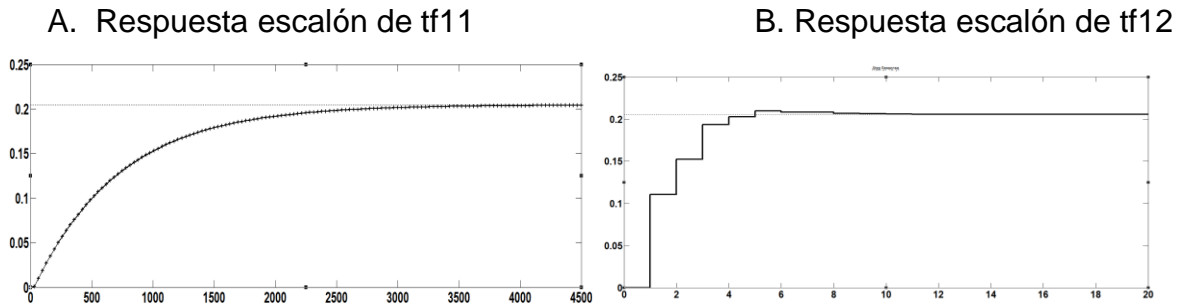
En la figura 26, se observa que las funciones de transferencia $tf_{10}, tf_{11}, tf_{12}$, tienen un comportamiento aceptable y se acercan en gran medida al modelo requerido, sin embargo, la discusión se centra en las tf_{11} y tf_{12} , ya que son la funciones de transferencia con el mayor grado de precisión 89%.

Figura 26. Comparación de datos de flujo vs modelos $tf_{10}, tf_{11}, tf_{12}, tf_{13}$



Si se observa detalladamente la figura 26, el comportamiento de la tf_{12} (4.12) y su respuesta a los cambios es más rápida, parece de primer orden escalonada; sin embargo tiene un pequeño sobreamortiguamiento. Al realizar un cambio tipo escalón se evidencia con más detalle como lo muestra la figura 27B.

Figura 27. Respuesta escalón tf11 y tf12



Las figuras 27A y 27B, presentan la respuesta al cambio tipo escalón de las funciones de transferencia $tf11$ (4.11) y $tf12$ (4.12) respectivamente. Según la experiencia que se tiene del comportamiento del proceso la amplitud que genera el movimiento de 1% de capacidad en la unidad equivalen a 0.1986 MPCED (ganancia Kp), en este caso, los dos tienen la misma desviación. Por otra parte, los tiempos de estabilización en los dos casos presentan desviaciones, sin embargo, la $tf12$ (4.12) es una ecuación más compleja y tiene un tiempo muerto bajo, 0.8 segundos como se puede observar en la figura 27B. Debido a que el proceso sí presenta un tiempo muerto de $Td=20s$ ya conocido, la $tf11$ (4.11) es la más precisa y se debe someter a un ajuste de constante de tiempo ($\tau = Tp1$), para que sea completamente satisfactoria.

Tomando $tf11$ (4.11), se realizaron reajustes de acuerdo al conocimiento de la unidad y al observar los tiempos de respuesta, ganancia y constante de tiempo de los cambios realizados en los test 1, 2 y 3. Se promediaron los valores para determinar los parámetros como lo muestra la tabla 14:

Tabla 14. Parámetros del modelo de producción de hidrógeno en función de la capacidad para la función de transferencia con 1 polo y tiempo muerto en test 1, 2 y 3.

FECHA	TEST (#)	Función de transferencia con un polo y tiempo muerto		
		Kp	Tp1	Td
10.MAY.2016	1	0,20454	708	21,5
10.JUN.2016	2	0,191	105	21,6
10.AGO.2016	3	0,195	200	21,5
Promedio		0,197	337,667	21,533

Kp=Ganancia del proceso, Tp1= Constante de Tiempo (s), Td= Tiempo muerto (s)

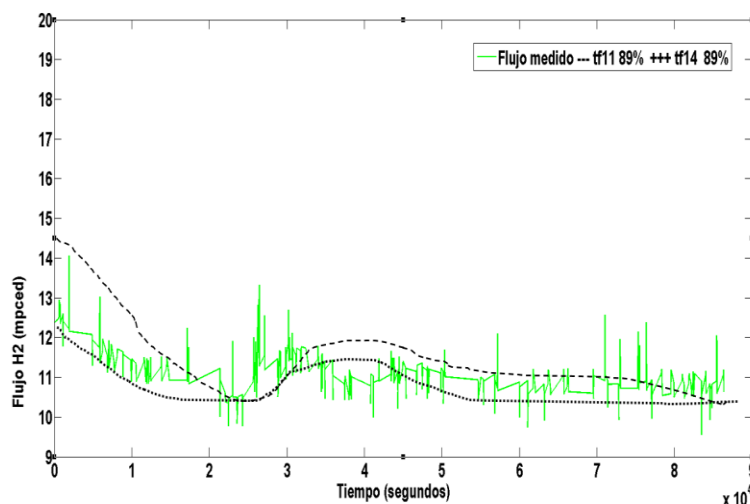
Tomando los parámetros promediados de la tabla 14, resulta la ecuación 4.14.

$$tf14 = \frac{Kp}{(1 + Tp1 s)} exp^{-Td s} \quad (4.14)$$

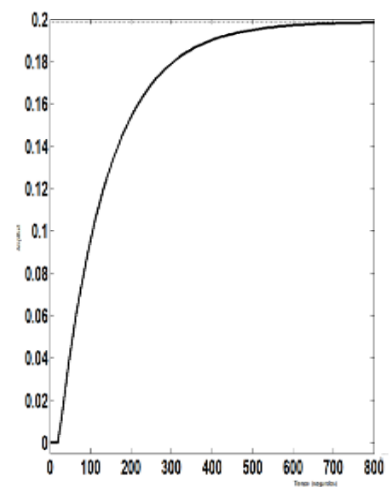
$$Kp = 0.1986 \quad Tp1 = 337.67 \quad Td = 21.55$$

Figura 28. Comparación de datos de flujo de hidrógeno vs modelo *tf11* (4.11) y modelo ajustado *tf14* (4.14) test 10 de junio

A. flujo de hidrógeno vs modelos



B. Escalón *tf14*



La figura 28A, muestra el comportamiento del modelo tf_{11} (4.11), y ajustado tf_{14} (4.14), para los resultados obtenidos de las pruebas realizadas el 10 de junio. Se observa que las dos funciones de transferencia tienen una precisión del 89%, sin embargo, al evaluar la tf_{14} (4.14), en paso escalón, satisface más al comportamiento real del proceso por el tiempo de estabilización (600 segundos) como es observado en la figura 28B. Debido a este comportamiento y por la experiencia que se tiene del proceso, la tf_{14} (4.14) es la función de transferencia seleccionada para el modelo de producción de hidrógeno en función de la capacidad de la unidad.

4.2.3 Modelo de presión de succión del C4702 en función del flujo de hidrógeno hacia reacción de diésel (variable disturbio). La figura 29 muestra el comportamiento de la presión de succión del C4702 en función de los cambios tipo escalón realizado en el flujo de hidrógeno hacia reacción del día 10 de mayo (test 1)

Figura 29. Comportamiento de la presión de succión C4702 vs flujo de H₂ a reacción de diésel U4700

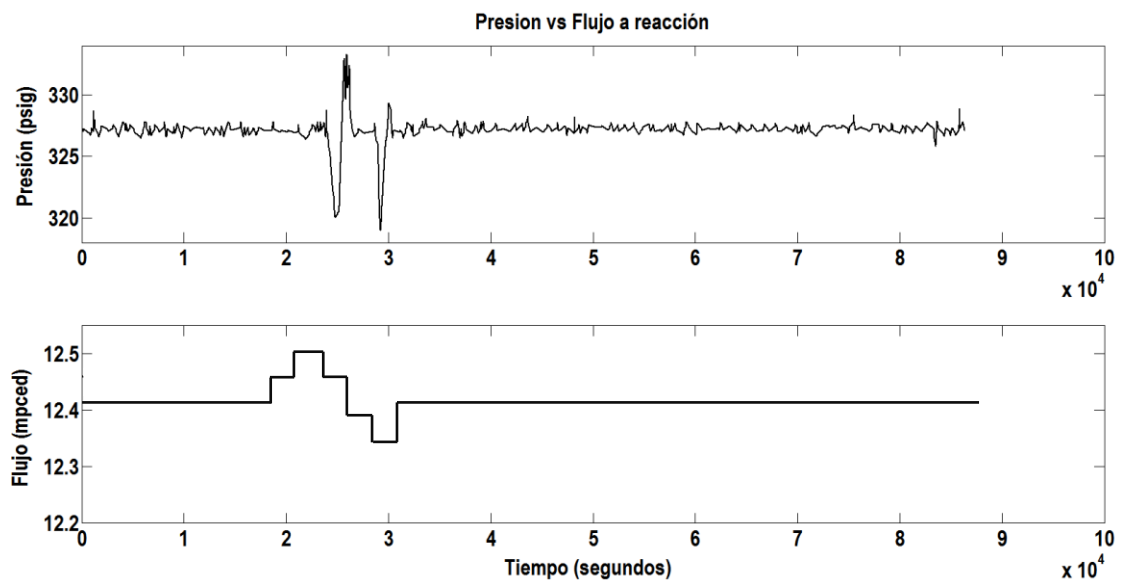
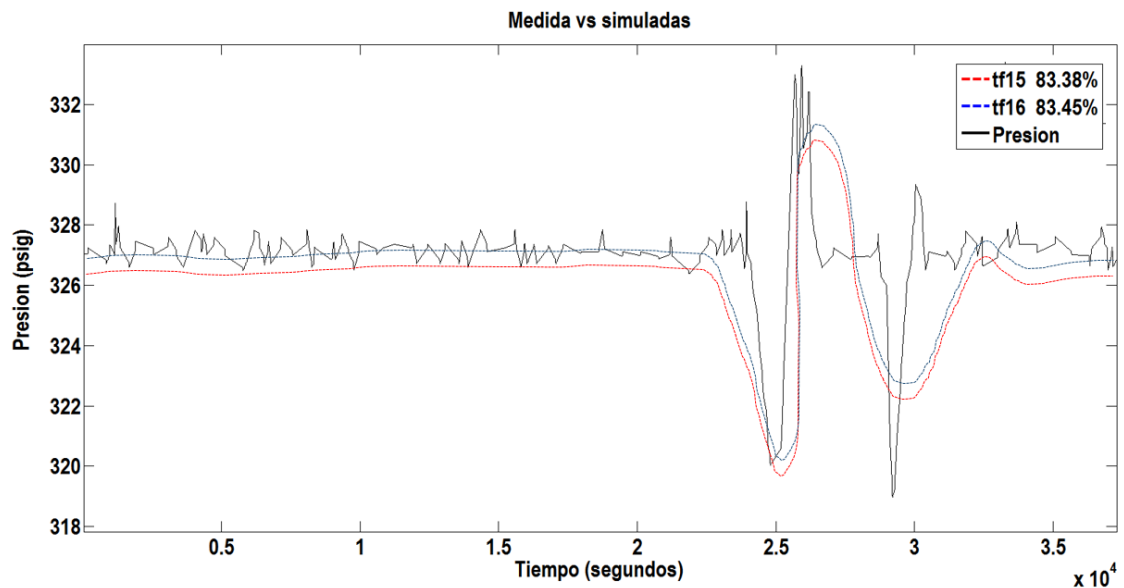


Figura 29, muestra un comportamiento sobreamortiguado en la presión a los cambios generados en el flujo de hidrógeno hacia reacción. Teniendo en cuenta esta consideración los modelos de función de transferencia que representen el proceso son de segundo orden.

$$tf15 = \frac{(5.614e^{-05} s + 1.123e^{-04})}{(s^2 + 0.002124 s + 6.908e^{-06})} \quad (4.15)$$

$$tf16 = \frac{(1.129e^{-04} s^2 + 1.695e^{-04} s + 1.113e^{-04})}{(s^2 + 0.002149 s + 6.949e^{-06})} \quad (4.16)$$

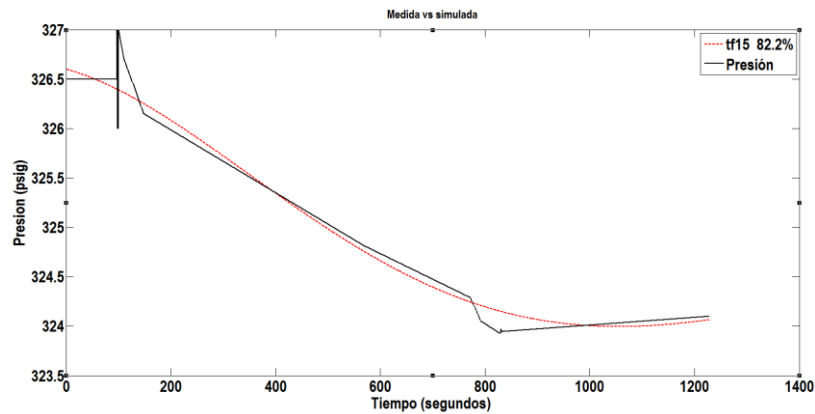
Figura 30. Comparación de datos de presión (psig) vs modelos tf15, tf16, en función del flujo de hidrógeno (MPCED) a reacción de diésel



Como lo muestra la figura 30, las funciones de transferencia $tf15$ (4.15) y $tf16$ (4.16) tienen una precisión satisfactoria del 83%, se opta por validar la $tf15$ (4.15) debido a que es la función de transferencia menos compleja (2 polos, 1 zero) con respecto a $tf16$ (4.16) que tiene dos zeros. Al realizar la

validación de los datos obtenidos por las pruebas o *test* realizados el 10 de junio, se observa que el modelo es satisfactorio en un 82% como lo muestra la figura 31.

Figura 31. Comparación de datos de presión (psig) vs modelo tf15 test 10 de junio



4.3 PARAMETRIZACION

Una vez implementados los modelos en cada estrategia de control como se describió en la sección 3.3.2, se procedió a correr el sistema en lazo cerrado para cada controlador en simulink, con el comando *tune* se obtuvieron los parámetros preliminares de cada controlador de manera individual, mostrados en la tabla 14, La herramienta requiere un conjunto de datos producto de excitaciones del sistema. Para esto se simuló el modelo en lazo abierto con entradas aleatorias que permitieran desnudar el mayor número de modos de cada dinámica, el algoritmo utiliza jacobianos preprogramados de cada bloque en el modelo buscando la estabilidad del sistema, los valores de los parámetros de los PID se encuentran listados en la tabla 15 bajo el estándar internacional de automatización ISA (*INTERNATIONAL SOCIETY OF AUTOMATION*) donde: $P = K_p$, $I = K_p/t_i$ y $D = K_d * t_d$.

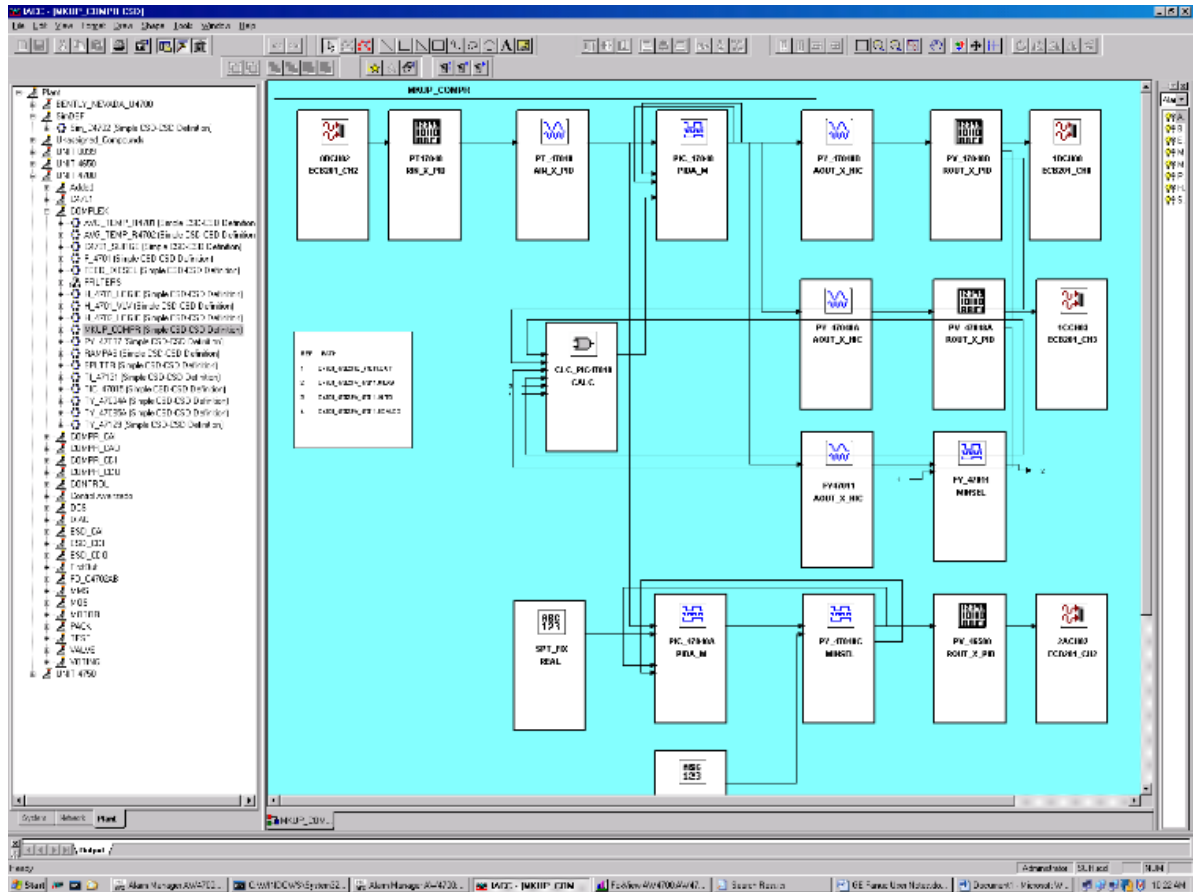
Tabla 15. Parámetros de sintonía de los controladores simulados t_i = Tiempo integral (s), t_d = Tiempo derivativo (s). FFW: $\tau_{ld}=led$, $\tau_{lg}=lag$

TAG	DESCRIPCION	PARAMETROS PRELIMIN				PARAMETROS CONTROLADOR SINTONIA			
		P	I	D	F	P	I	D	F
PIC46595sim	Control de presión feedback	1	0.2	0	0	0.033	0.2	0.0012	0.05
PIC46597sim	Control de presión feedback+feedforward	1	0.5	0	0	0.04	1	0	0.05
TAG	DESCRIPCION	PARAMETROS PRELIMIN				PARAMETROS CONTROLADOR SINTONIA			
		K	τ_{ld}	τ_{lg}		P	τ_{ld}	τ_{lg}	
PIC46596sim	Control de presión feedforward	1	0	0	0	0.083	0.52	0.49	

4.4 IMPLEMENTACION DE LAS ESTRATEGIAS DE CONTROL EN EL DCS

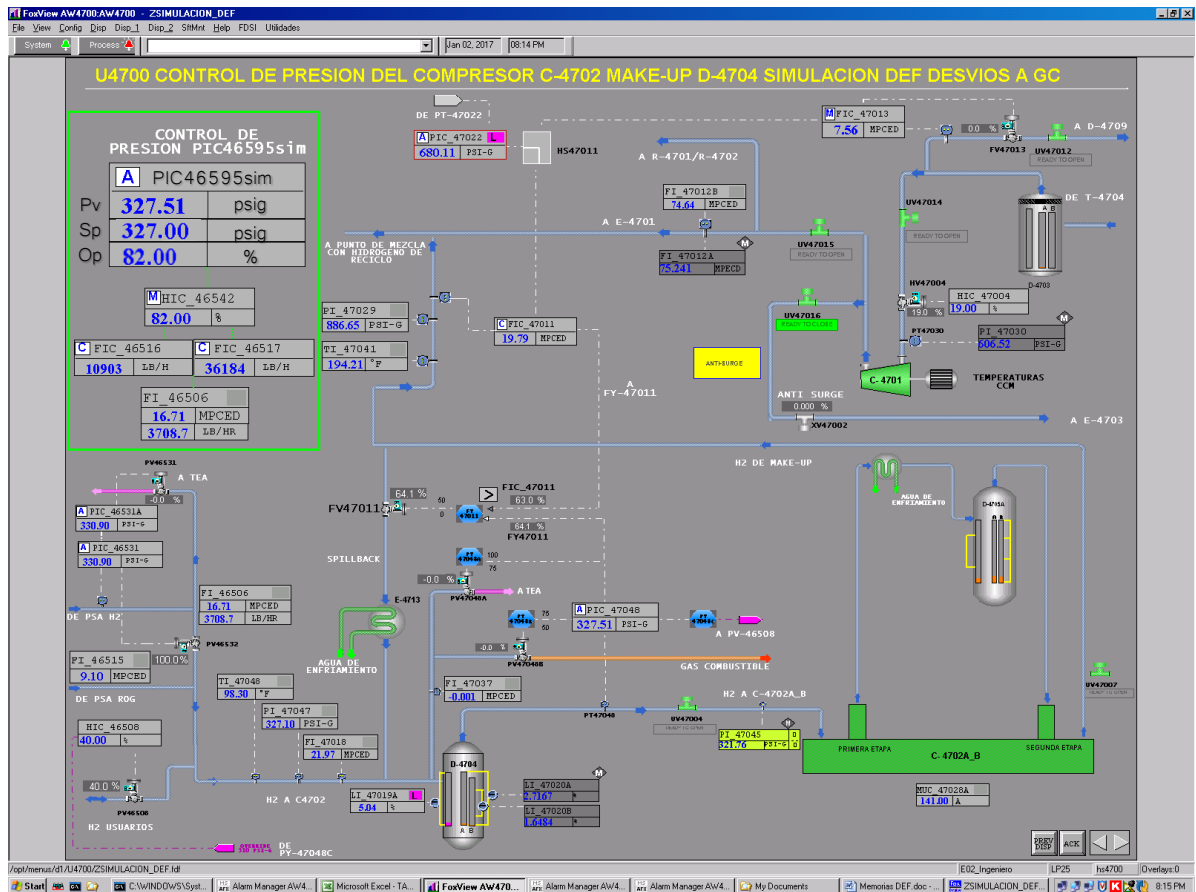
4.4.1 Modelos implementados en el DCS Un ejemplo se observa en la figura 32, en la que se muestra el diagrama de bloques de las entradas y salidas del modelo de control alternativa 1 *feedback*, de igual manera para los modelos de las alternativas dos y tres, estos se presentan en el Anexo E.

Figura 32. Diagrama de bloques en IACC control *feedforward*



4.4.2 Interface gráfica Con el fin de visualizar el comportamiento del controlador en tiempo real y obtener las gráficas de tendencias de cada una de las variables para el análisis de los resultados, se crearon los gráficos de visualización en el DCS como se muestra en la figura 33 (Alternativa 1: Gráfico de control PID *feedback* de presión de succión C4702).

Figura 33. Gráfico de control PID *feedback* de presión de succión C4702 modo simulación



En la figura 33 se muestra el controlador modo simulación en recuadro verde en la parte superior izquierda, el primer valor observado es la medida de la variable presión Pv (327.51 psig), el segundo es el *set point* Sp de la variable a controlar (327 psig) y el tercero es la salida del controlador Op (82%) que trabaja en cascada sobre el HIC46542 de capacidad de generación de hidrógeno, los gráficos de las tres alternativas creadas se presenta en el anexo F.

4.5 ESTRATEGIAS DE CONTROL Y EVALUACION ECONOMICA

Para la selección de la mejor estrategia de control, se generaron diferentes escenarios, los cuales se pueden presentar en la unidad y así observar la respuesta dinámica de cada uno de los controladores que se encuentran en modo simulación de lazo cerrado, partiendo del estado estable:

Las figuras 34 a 38 muestran como es la respuesta en lazo cerrado de cada controlador ante el cambio o escenarios presentados en el sistema:

- Escenario 1: Aumento de flujo de hidrógeno a reacción (variable disturbio) en FIC-47011 de 17.9 a 18.5 MPCED:

Figura 34. Alternativa 1: Control *feedback* PIC-46595sim. Set de control 327 psig.

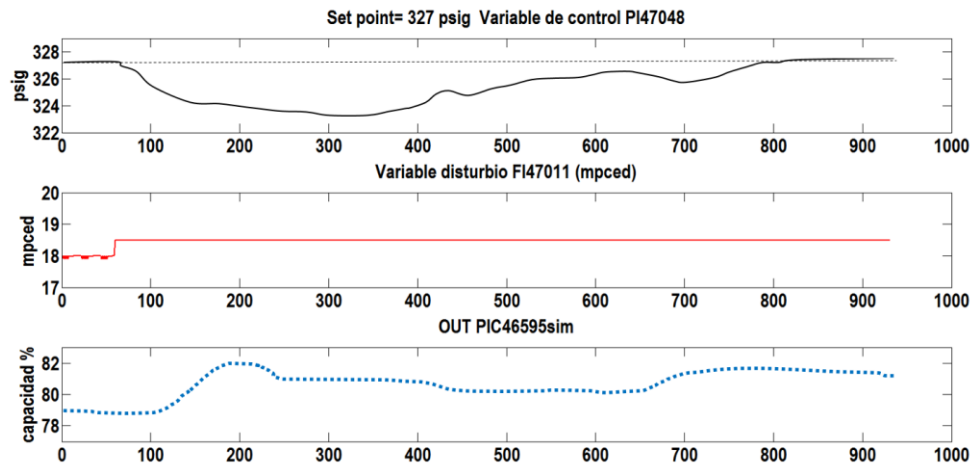


Figura 35. Alternativa 2: Control *feedforward* PIC-46596sim. Set de control 327 psig.

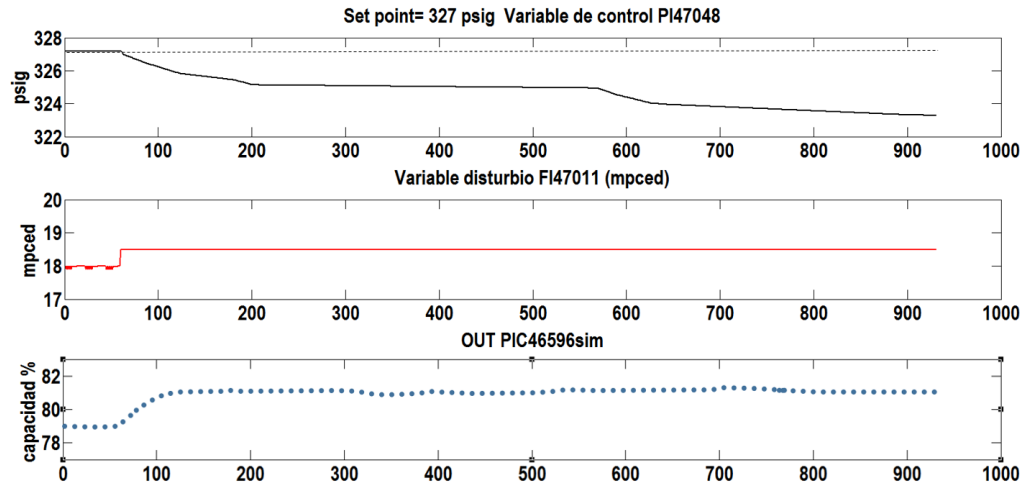
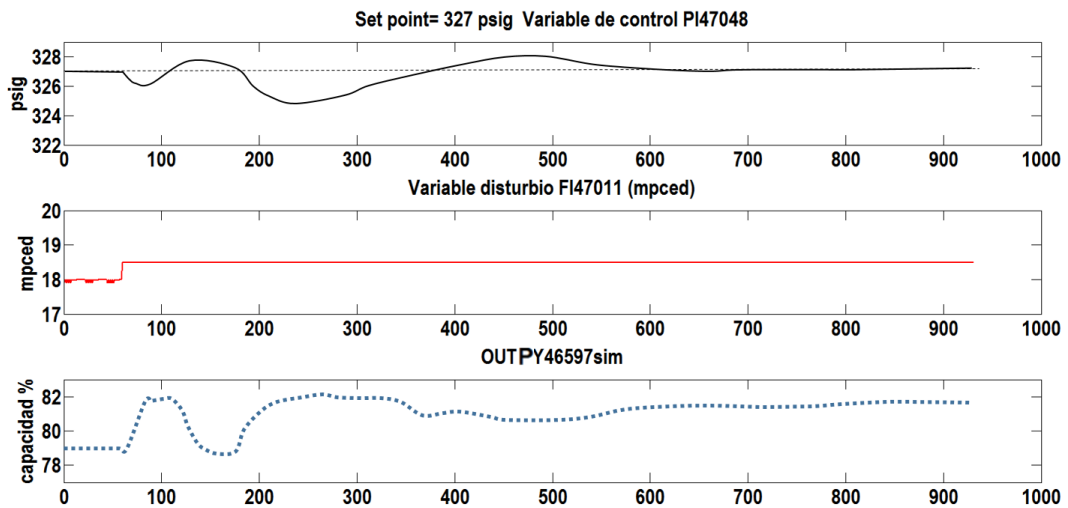


Figura 36. Alternativa 3: Control *feedback+feedforward* PIC-46597sim. Set de control 327 psig.

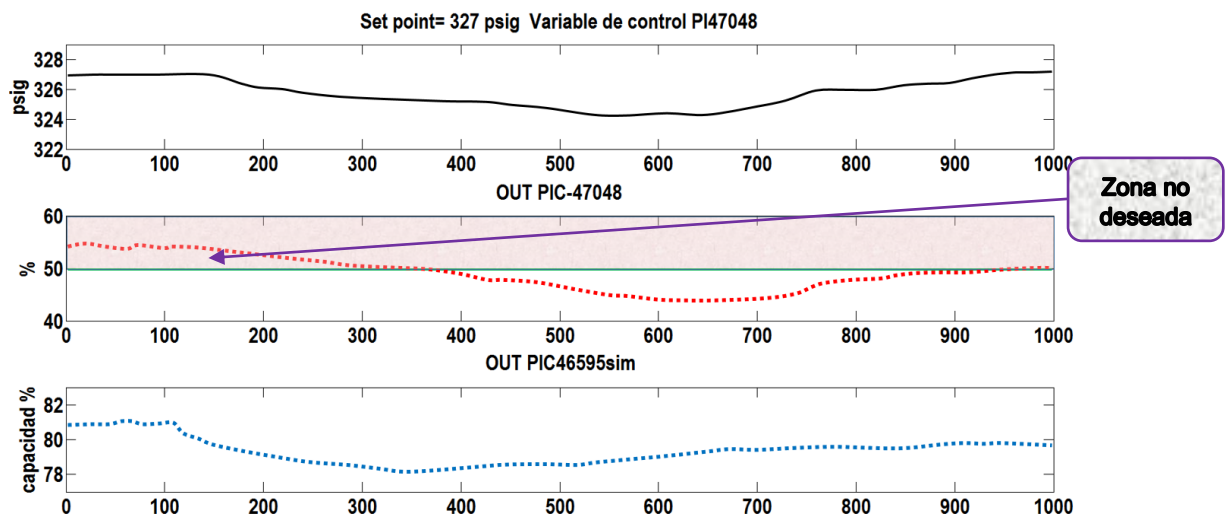


En las anteriores gráficas se puede observar que los controladores PIC46596sim *feedforward* y PIC46597sim *feedback+feedforward* tienen un comportamiento aceptable ante el disturbio generado, logran controlar la variable PI47048 en su valor de *set* 327 psig. El controlador *feedback* tiene un tiempo de respuesta y estabilización (781seg) más lento, a diferencia del controlador

feedforward+feedback que actúa de manera rápida y logra estabilizar la variable más rápido (557seg) a pesar que genera overshoot en los tiempos $t=492$ al $t=566$. Por otra parte, el controlador *feedforward* no tiene un comportamiento adecuado ante el cambio, no logra estabilizar la variable al valor de *set point* y tiene una tendencia a la inestabilidad en el proceso. Debido a estas apreciaciones, el controlador PIC46596sim es descartado para los siguientes análisis.

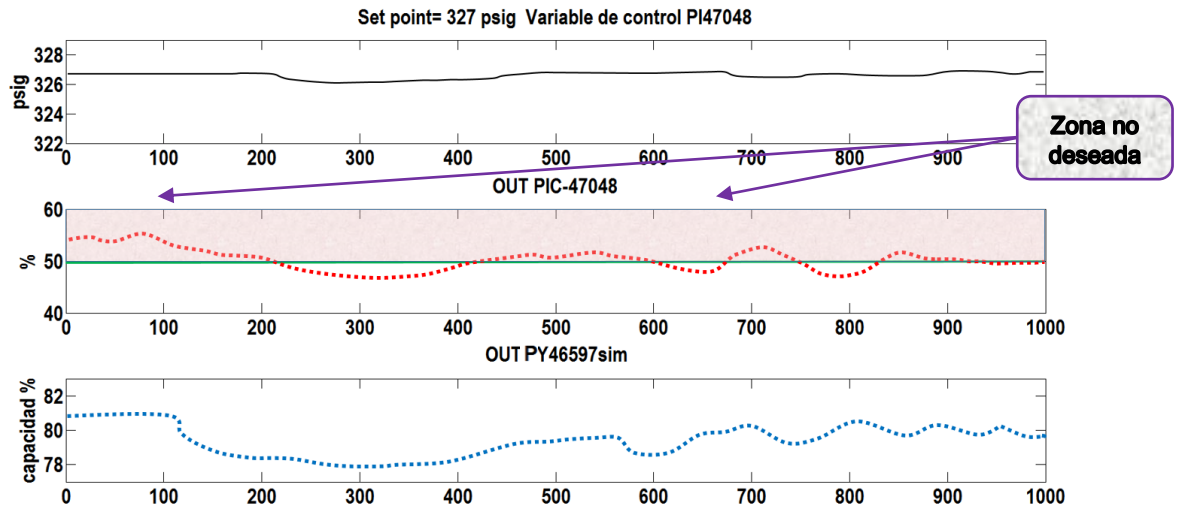
- Escenario 2: Control de presión en 327 psig con apertura de válvula a gas combustible PV-47048B por exceso de producción de hidrógeno en U4650:

Figura 37. Control *feedback* PIC-46595sim. Set de control 327 psig.



Como se observa en las figuras 37 y 38, desde $t=0s$ a $t=100$, los controles de presión PIC46595sim y PIC46597sim se encuentran en lazo abierto (control manual), la unidad tiene el control de presión en el PIC47048 en 327 psig y se puede observar que la salida de control del PIC47048out se encuentra en un valor de 53% (“desvío de hidrógeno a gas combustible: escenario no deseado”) y que la estabilidad del sistema se logra cuando alcance un valor inferior a 50%.

Figura 38. Control *feedback+feedforward* PIC-46597sim. Set de control 327 psig.



Después, en $t=100s$ cada controlador es puesto a prueba en lazo cerrado (control automático). En la figura 37, alternativa 1, se puede observar que el control *feedback* tiene una respuesta lenta, logra que la salida de control del PIC47048out llegue al 50% en $t=873s$, generando undershoot en $t=325s$, tiempo en el cual se alcanzaron presiones de 324,6 psig.

En la figura 38, alternativa 3 control PIC47097sim, tiene un desempeño rápido, logra estabilizar el sistema en $t=470s$, la presión del sistema baja hasta 326 psig en el $t=238s$, por otra parte desde $t=490s$ a $t=885$ el PIC47048out supera el 50% (no deseado) en continuas ocasiones. Este fenómeno se debe a que el flujo de hidrógeno a reacción de diésel se encuentra operando en automático y que genera el control de esta variable le imprime cambios constantes al controlador por adelante.

Para obtener un análisis cuantitativo que permitiera comparar el desempeño de las estrategias de control planteadas, se definió como criterio principal, la desviación del punto de control ideal de la salida (Op) del PIC47048out en 50% para el caso

base. Esto debido a que un valor superior genera pérdidas económicas por desvío de hidrógeno de alta pureza a la red de gas combustible, para este caso, los controladores, se dejan correr por un día (24 horas), tomando los valores reales de la variable disturbio FI47011 y de control del C4702 PIC47048. Los resultados se pueden observar en la tabla 16 y se presentan porcentajes de desviación del desempeño de los controladores en un caso ideal, aunque no es muy elaborado y no representa características profundas del sistema, si tiene la capacidad de reflejar que tan desviada estuvo la variable del punto de control deseado durante un tiempo definido, para permitir comparaciones entre estrategias de control.

Tabla 16. Porcentaje de desviación estrategias de control

Desviación al caso ideal (PIC47048out = 50)					
ESTRATEGIA	DESCRIPCION	IDEAL	Prom Real	Dif	%
CASO BASE (Sin control)	Control de presión feedback	50	51,800	1,800	3,60%
PIC46595sim	Control de presión feedback	50	50,380	0,380	0,76%
PIC46597sim	Control de presión feedback+feedforward	50	50,630	0,630	1,26%

Con la ayuda de la tabla 16, es posible visualizar de manera cuantitativa el comportamiento de las estrategias de control, evidenciando un porcentaje de desviación del 0,76% en la alternativa 1 controlador PIC46595sim y 1,26% en la alternativa 3 controlador PIC46597sim. Esto significa que una mayor desviación traduce que el controlador opera en zona no deseada más tiempo (apertura hacia gas combustible), esto se debe a que el controlador PY46597sim tiene la tendencia a realizar más movimientos sobre la variable a controlar (V_c) para alcanzar el estado estacionario (EE) como se observó en la figura 38. Adicionalmente, en la tabla 17, se presenta un índice económico de

implementación de estrategias con base en los porcentajes de desviación obtenidos. Gracias a esta tabla, es mucho más notable identificar que la estrategia de control *feedback* “alternativa 1” es la mejor opción de implementación.

Se realizó una proyección a un año por implementación de estrategias y el impacto de no hacerlo, se observa que al implementar esta estrategia, existe un potencial de ahorro económico superior a \$640.000.000 pesos colombianos, por disminución de carga de gas natural en la unidad de generación de hidrógeno ya que es el mayor costo de operación de esta unidad.

Tabla 17. Índice económico de implementación de estrategias.

INDICE ECONÓMICO				
PRECIOS \$US		CASO BASE (Sin control)	PIC46595sim	PIC46597sim
% Desviación		3,60%	0,56%	2,02%
Consumo de gas natural equivalente (kpced)		180,0	38,0	63,0
Precio Gas Natural \$US/kpced		4,2		
Pérdidas día	\$US/día	756,00	159,60	264,60
Pérdidas año	\$US/año	272160	57456	95256
Pérdidas año	COP/año	\$816.480.000	\$172.368.000	\$285.768.000
Ahorro año	COP/año	\$0	\$644.112.000	\$530.712.000

Este impacto económico, es directo; sin embargo, existen otros beneficios económicos potenciales, los cuales son: mayor disponibilidad de H₂ de alta pureza para maximizar carga de gasóleo en planta de unibón (unidad de hidrocracking), mayor carga de diésel, ALC (aceite liviano de ciclo) o jet (Kerozeno) en el

hidrotratamiento de diésel, aumento del poder calorífico del cabezal de gas combustible de la refinería al retirar una corriente de muy bajo calor específico (324 BTU/K scf), traduciéndose en mejoramiento de la combustión en las unidades de refinación de crudos, aumentando notoriamente el margen de la refinería, según beneficios por aumento de carga en unidades de refinería como se muestra en la Tabla 18.

Tabla 18. Tabla de beneficios económicos por aumento de cargas en unidades HDT y Unibon

<i>PRODUCTO</i>	MARGEN DE GANANCIA	UNIDAD
Carga de Diésel en HDT	2,21	US\$/(bbl)
Carga de ALC en HDT	9,84	US\$/(bbl)
Carga de Jet (Kero) en HDT	3,19	US\$/(bbl)
Carga de Gasóleo en Unibón	10,9	US\$/(bbl)

Fuente. Listado de beneficios economía y gestión Ecopetrol S.A. Dic. 2016

5. CONCLUSIONES

El análisis del comportamiento de la presión de succión del compresor C4702 en las unidades de hidrotreatmento de combustibles de Ecopetrol S.A. corroboró la necesidad de desarrollar una estrategia de control diferente a la actual para disminuir las pérdidas por desvío de hidrógeno de alta pureza al cabezal de gas combustible.

Se propuso una metodología de desarrollo para identificar en planta los modelos experimentales que predicen el comportamiento de la presión de succión del compresor C4702 en función de la producción de hidrógeno de alta pureza y el flujo de hidrógeno a reacción como variable disturbio. Estos modelos de funciones de transferencia predicen de forma aceptable el comportamiento de la presión y los parámetros encontrados pueden verse como una aproximación inicial de los valores del sistema.

A través de la implementación en el sistema de control distribuido (DCS) de las tres estrategias de control planteadas en modo simulación, se evaluó e identificó que la estrategia más rentable para el control de presión del C4702 es la alternativa 1, control PID *feedback* en cascada con la capacidad de generación de hidrógeno. La estabilidad ante los disturbios y variaciones del sistema que ofrece esta estrategia la convierte en la mejor opción económica para su implementación final.

Los resultados indican que la implementación del controlador PID *feedback* en el DCS podría alcanzar un ahorro de 644 millones de COP/año por disminución de consumo de gas natural. Además, existe un beneficio potencial al tener mayor disponibilidad de H₂ para aumentar cargas de diésel y ALC en la unidad de

hidrotratamiento, llevando los beneficios económicos por implementación a valores superiores de ganancia.

6. RECOMENDACIONES

Iniciar el proceso de presentación y desarrollo del control de cambio en las unidades de hidrotratamiento para implementar de manera definitiva en planta la estrategia de control seleccionada.

Debido a que las pruebas se realizaron en modo simulación, existe la necesidad de realizar una sintonía final de los parámetros del controlador una vez se halla implementado la estrategia en el sistema de control distribuido de planta.

Como se explicó en los beneficios económicos por implementación, los resultados por el impacto económico es directo; al implementar la estrategia y tener mayor disponibilidad de H_2 , se podrían hacer las evaluaciones económicas por maximizar carga de gasóleo en unibón (unidad de hidrocracking), aumento de carga de diésel, ALC (aceite liviano de ciclo) o jet (Kerozeno) en el hidrotratamiento de diésel.

Para un trabajo futuro de mayor profundidad académica e industrial, se podría evaluar la implementación de un control predictivo avanzado o una red neuronal para la optimización del control de capacidad de la unidad de generación de hidrógeno integrado al control avanzado (dynamic matrix controller DMC) de la unidad de diésel.

REFERENCIAS

[1] Ministerio de minas y energía, Gobierno de Colombia [internet]. Bogotá, Colombia: Ministerio de minas y energía, [citado el 10 de jul. 2007]. Disponible desde:

<http://www.minminas.gov.co/documents/10180/486365/calidad+de+combustibles.pdf/1d7c32b6-e4ec-48a4-be15-b0d7c3bfc594>

[2] HDT project, Barrancabermeja Refinery, “Hydrogen Generation U-4650, process book”, Technip KTI, Volume I, 2007.

[3] Wiener N. Cibernética y sociedad con aplicación en los mecanismos de control, Virginia: McGraw-Hill; 1948.

[4] Ziegler J, Nichols B. Optimum settings for automatic controllers. Trans. ASME; 1942, Vol. 65, pag.759.

[5] Shinskey F. Process Control System. New York: McGraw-Hill; 1967, p. 101-103.

[6] Balcells J, Romeral JL, Autómatas programables. Houston: Alfaomega marcombo; 2004, p. 172-248.

[7] Erbay AS, Donahoo M. An overview on PID control. Pompano Beach (FL): RTP Corp, 2000.

[8] Zhao WJ, Liu JZ, Wang YS, Yang MY, “IMC-PI cascade control for main steam pressure system of power plant”, Journal of North China Electric Power University, vol. 29, July. 2002, pp. 59-63.

- [9] Xu MZ, Liu HP, Li XL and Wang YJ. Steady Adaptive Predictive Functional Control of Main Steam Temperature. Proceeding of the CSEE, vol. 27, Apr. 2007, pp.88-92.
- [10] Wang GY, Mei H, Han P, Wang DF. Fuzzy Adaptive Predictive Functional Control in Main Steam Temperature system. Proceeding of the CSEE, Oct. 2003, vol. 23, pp.230-235.
- [11] Hua ZG, Lv JH, Zhang TJ. Research and Application of State Variable-Predictive Control in 600MW Unit Reheat Temperature Control System. Proceeding of the CSEE, Jun, 2005, vol. 5, no 9, p.103-107.
- [12] Liptak B G. Instrumentation Engineer's Handbook: Process Control (Chilton Book Company I Radnor, Pennsylvania) 1999, 705-750.
- [13] Sharma S C & Gupta S, Distributed control system and its future scope, IPPTA J, 15 (2) (2003) 61-65.
- [14] Invensys, Foxboro. I/A Series Integrated Control Block Descriptions. Houston: Invensys Systems, MSG Inc; 2008, p. 1901-2008.
- [15] Otero F. Sintonía óptima de lazos de control - Metodo lambda (Curso). Optimo Group Inc. Barrancabermeja, Marzo 2012.
- [16] Martinez A. Identificación experimental de sistemas [Tesis]. Alicante (ES), Universidad de Alicante; 2011.
- [17] Smith C, Corripio A. Principles and practice of Automatic process control. 9 edit. New York: John Wiley & Sons Inc., November 2002.

[17] Chau PC. Chemical Process Control: A First Course with MATLAB® [Tesis]. San Diego (CA): University of California; 2001.

[19] Svrcek W, Mahoney D, Young B. Zhang YZ, Wang MJ, A Real-Time Approach to Process Control. 2^aedicion. Chichester (ENG): John Wiley & Sons Inc., Nov. 2006.

[20] Lindner DK. Introduction to signals and systems. Virginia polytechnic Institute: McGraw Hill; 2001, p. 291-733

BIBLIOGRAFÍA

ASTROM KJ, HAGGLUND T. PID controllers: theory, design and tuning. Instrument Society of America, USA. 1995.

BALCELLS J, ROMERAL JL, Autómatas programables. Houston: Alfaomega marcombo; 2004, p. 172-248.

CHEN YQ, PETRAS I, XUE D. Fractional order control - a tutorial. St. Louis (MO): American Control Conference; USA. 2009.

DENNIS H. Designing a DCS system. Columbia: Intech J; 1991.

FRANKLIN GF, POWEL GD. Feedback Control of Dynamic Systems. 7^o edición. Columbia: Ed. Prentice Hall; 2010, vol. 38 p. 139-141.

HDT PROJECT BARRANCABERMEJA REFINERY, "Hydrogen Generation U-4650, process book", Barrancabermeja: Technip KTI, Volume I, 2007.

HUA ZG, LV JH, ZHANG TJ. Research and Application of State Variable-Predictive Control in 600MW Unit Reheat Temperature Control System. Proceeding of the CSEE, Jun, 2005, vol. 5, no 9, p.103-107.

INVENSYS, FOXBORO. I/A Series Integrated Control Block Descriptions. Houston: Invensys Systems, MSG Inc; 2008, p. 1901-2008.

LINDNER DK. Introduction to signals and systems. Virginia polytechnic Institute: McGraw Hill; 2001, p. 291-733.

LIPTAK BG, Instrumentation Engineer's Handbook: Process Control. Chilton Book Company I Radnor, Pennsylvania. 1999, p. 705-750.

MORRIS M, MANO R. Digital design. Los Ángeles: Pearson Prentice Hall; 2005, p. 398-496

RIVAS R, CASTILLO F, SOTOMAYOR J, FELIU J. Control Robusto de Orden Fraccionario de la Presión del Vapor en el Domo Superior de una Caldera Bagacera. Revista Iberoamericana de Automática e Informática industrial, Universidad de Castilla, 2014.

SHARMA S C & GUPTA S. Distributed control system and its future scope. IPPTA J, 15 (2) (2003) 61-65.

SHINSKEY FG. Process Control System. New York: McGraw-Hill; 1967, pag. 101-103.

SIERRA M, GALOCHA B, FERNANDEZ J. Electrónica de comunicaciones. Madrid: Pearson Prentice Hall; 2003, p. 15-241.

SMITH C, Corripio A. Principles and practice of Automatic process control. 9 edit. New York: John Wiley & Sons Inc., November 2002.

SVRCEK W, MAHONEY D, YOUNG B. ZHANG YZ, WANG MJ, A Real-Time Approach to Process Control. 2ª edición. Chichester (ENG): John Wiley & Sons Inc., Nov. 2006.

WANG GY, MEI H, HAN P, WANG DF. Fuzzy Adaptive Predictive Functional Control in Main Steam Temperature system. Proceeding of the CSEE, Oct. 2003, vol. 23, pp.230-235.

XU MZ, LIU HP, LI XL and WANG YJ. Steady Adaptive Predictive Functional Control of Main Steam Temperature. Proceeding of the CSEE, vol. 27, Apr. 2007, pp.88-92.

ZHANG YZ, WANG MJ. Thermal Control System. Beijing: China Water Power Press, 1984.

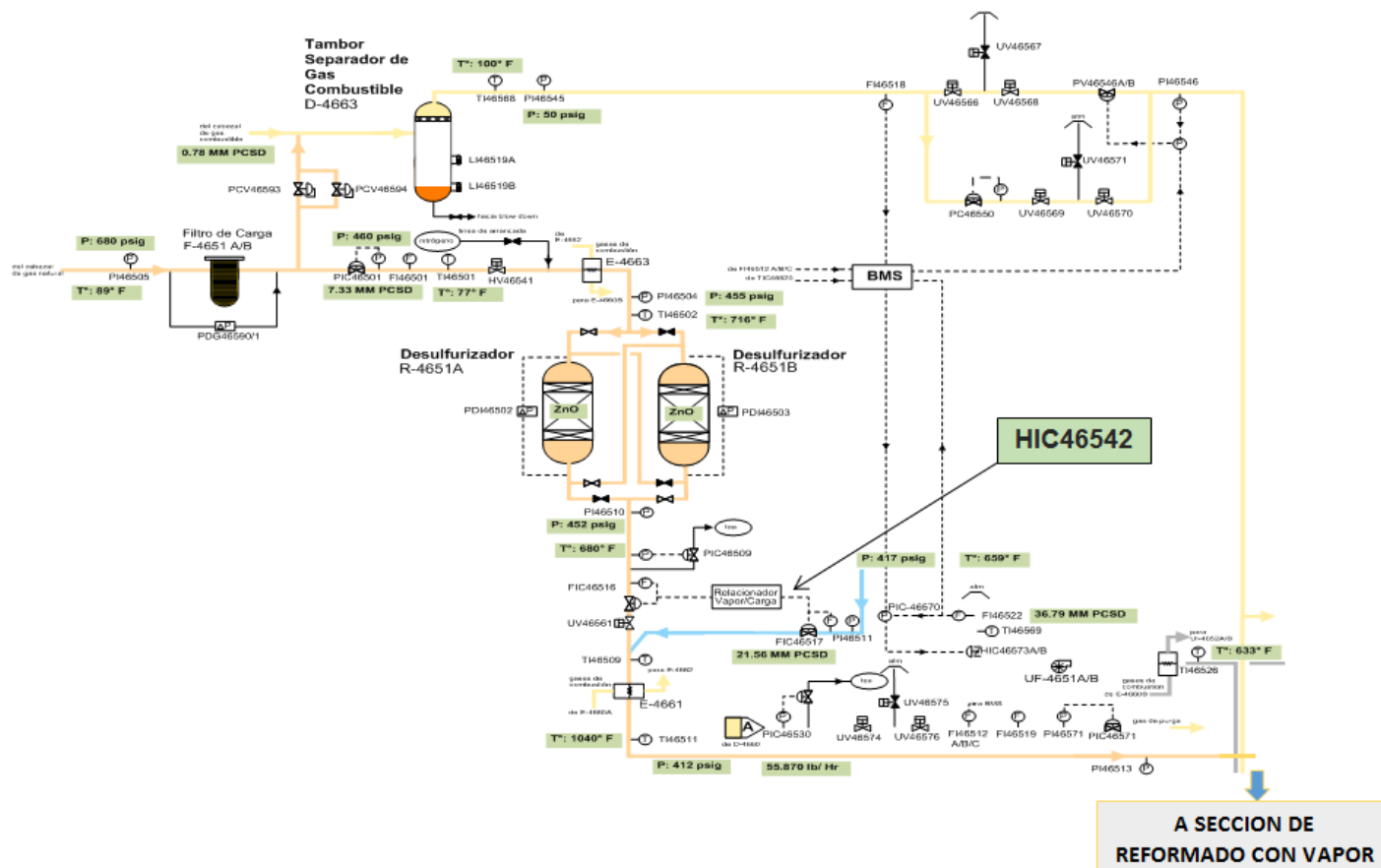
ZHAO WJ, LIU JZ, WANG YS, and YANG MY. IMC-PI cascade control for main steam pressure system of power plant. Journal of North China Electric Power University, 2002 vol. 29, pp. 59-63.

ZIEGLER JG, NICHOLS B. Optimum settings for automatic controllers. Trans. ASME, Vol. 65, pag.759, 1942.

ANEXOS

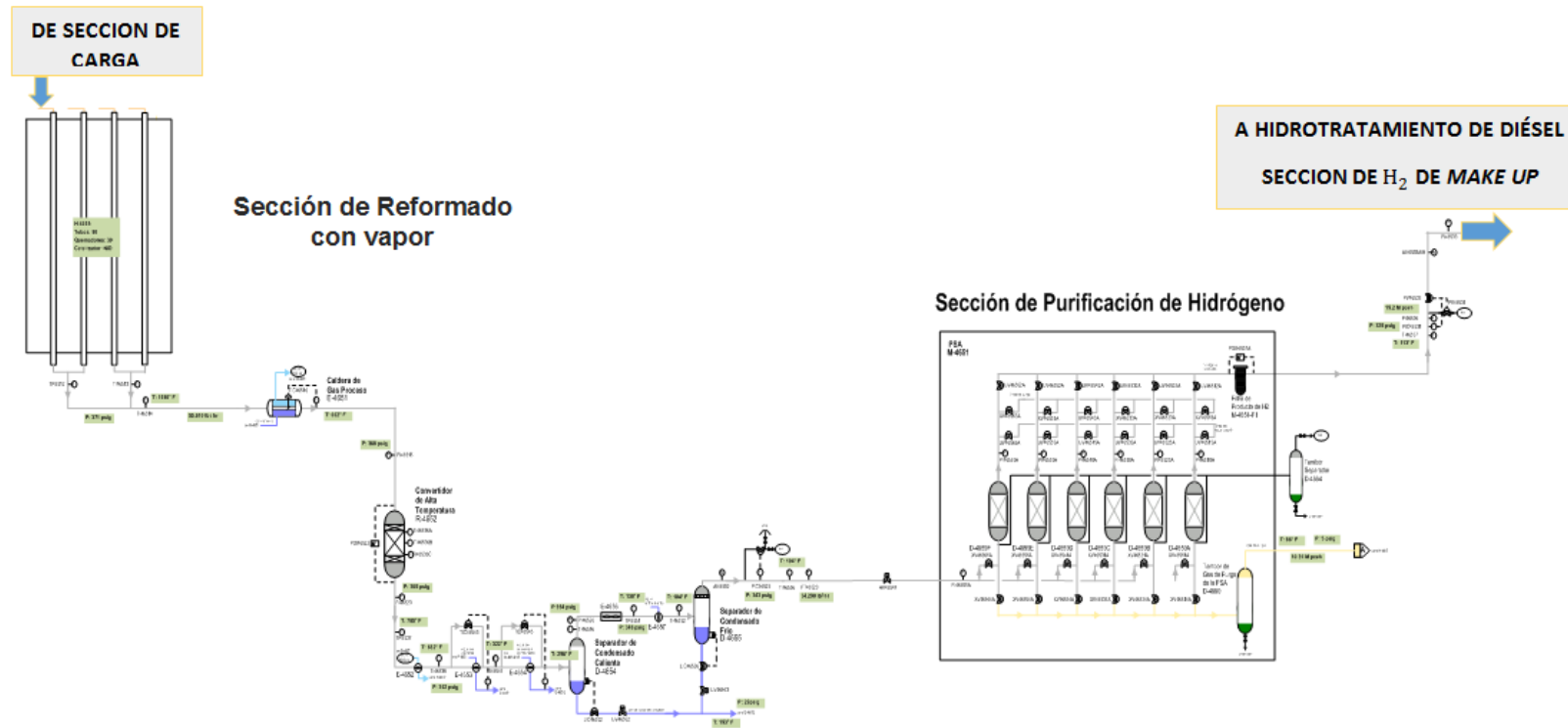
Anexo A. Diagramas grandes de control (DGC)

Diagrama A1. DGC Generación de hidrógeno U4650, sección de carga



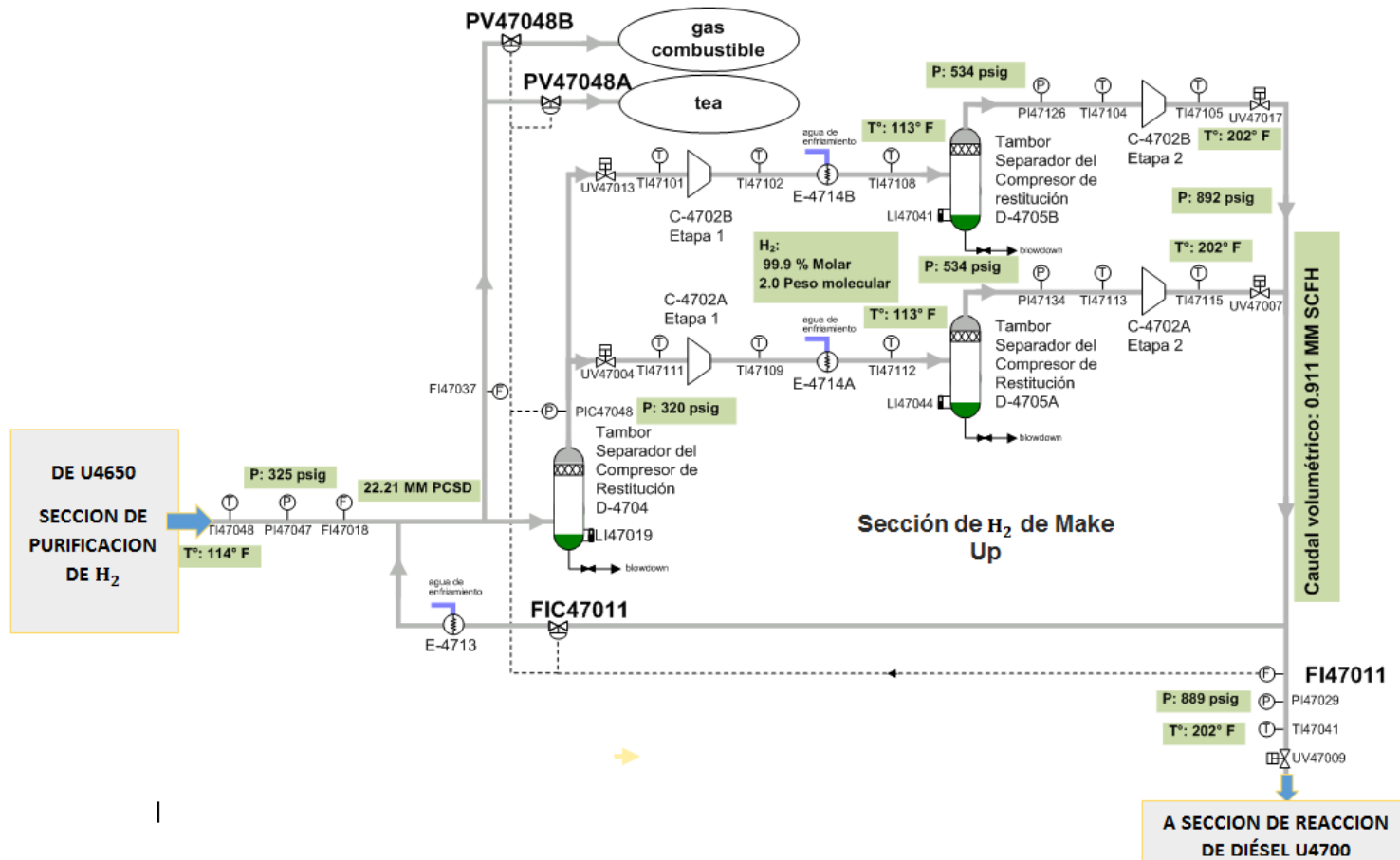
Fuente: Ecopetrol S.A.

Diagrama A2. DGC Generación de hidrógeno U4650, sección de reformado con vapor y purificación



Fuente: Ecopetrol S.A.


Diagrama A3. DGC Hidrotratamiento de diésel U4700, sección de H₂ de *Make Up*



Fuente: Ecopetrol S.A.

Anexo B. Información bibliográfica, data sheet, PFD.

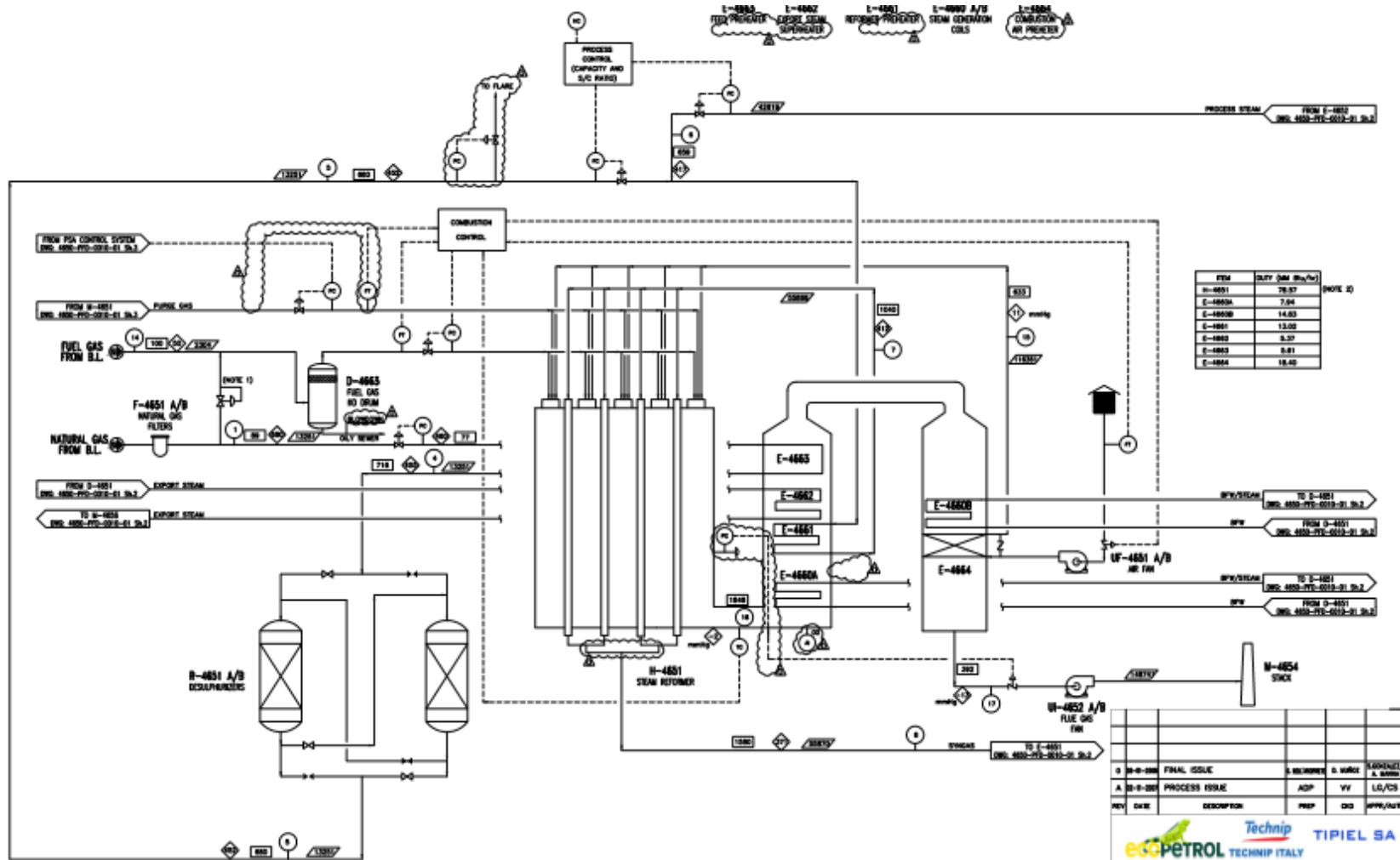
Data sheet válvula de control PV47048B

		Sheet 1 of 2			
		Control Valve Specification	Customer : 4161_Ecopetrol S.A.	Project : STAN0820973	Valve Tag # : PV-47048B
Prepared By : Flowserve HBD Bellaire, Texas		PO # : VRP-001-2008	Proj Num : Proyecto 2282	Page # : 142	
		Serial # : .004	Contract # :	P&ID :	
Application :		Rev/By : 0.0/dwalder	Alternate :	Line :	
					Date / Ver : 2008-02-13 /10.0.0.6150

1 2 3						1 2 3				
Process Data For Control Valve Selection	1	Pipe Size, Up/Down	6.000 / 6.000				Actuator	51	Actuator Type	FlowAct / Multifunction yoke
	2	Pipe Sch, Up/Down	40 / 40					52	Size/Stroke Code	502 B
	3	Allow Noise/Add Attn/Type	90 / 0 /					53	Stroke	40 mm
	4	Process Fluid/Crit. Press.	H2 HC / N/A					54	Spr Sel/Range	502 B 22-39
	5	Design Press./Temp.	380 psig / 180 F					55	Air To	Open
	6		Cond 1	Cond 2	Cond 3	Cond 4		56		
	7	Temperature (°F)	114.000	114.000	114.000		57	Tubing/Fittings	1/4" / SS / SS / Parker A-Lok	
	8	Inlet Press (psi (g))	343.000	340.000	338.000		58	Handwheel		
	9	Outlet Press (psi (g))	73.275	77.250	81.225		59	Act. Color	White	
	10	Liq Flow Rate (lb/h)	0	0	0		60			
	11	Gas Flow Rate (lb/h)	2438.000	4876.000	6339.000		61			
	12	Viscosity (cP)	0.008	0.008	0.008		62	Model	Logix 500si Series	
	13	Vapor Press (psi (a))	0.000	0.000	0.000		63	Model #	520SI-15-W1DEE-0000-GM2	
	14	SG-MW	2.000	2.000	2.000		64	Comm/Sig/Diag	HART / / 4 - 20 mA / Standard	
	15	Max Shutoff / Shutoff Class	380.000 psi / Class V				Positioner	65	Material	Aluminum, White / Linear-D Shaft
	16	Available Air Supply	50.000 psi (g)					66	Conduit/Pneu Conn	1/2" NPT/ 1/4" NPT
	17	Fail Position / Valve Function	Close / Throttling					67	Temperature	-40°F - 185°F (-40°C to 85°C)

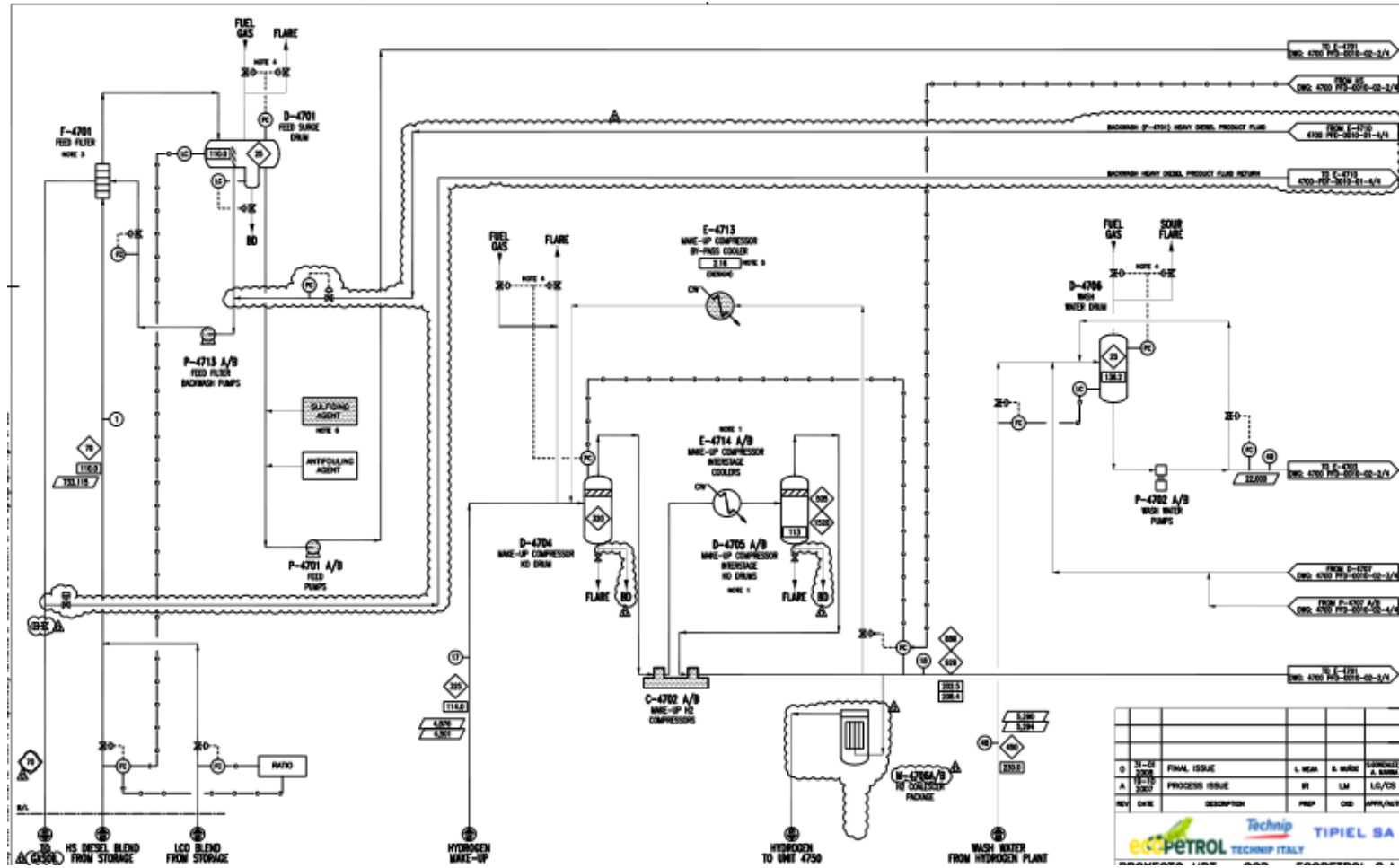
Fuente: Ecopetrol S.A.

PFD horno de reformado H4651 de U4650



Fuente: Ecopetrol S.A.

PFD sección de compresión U4700

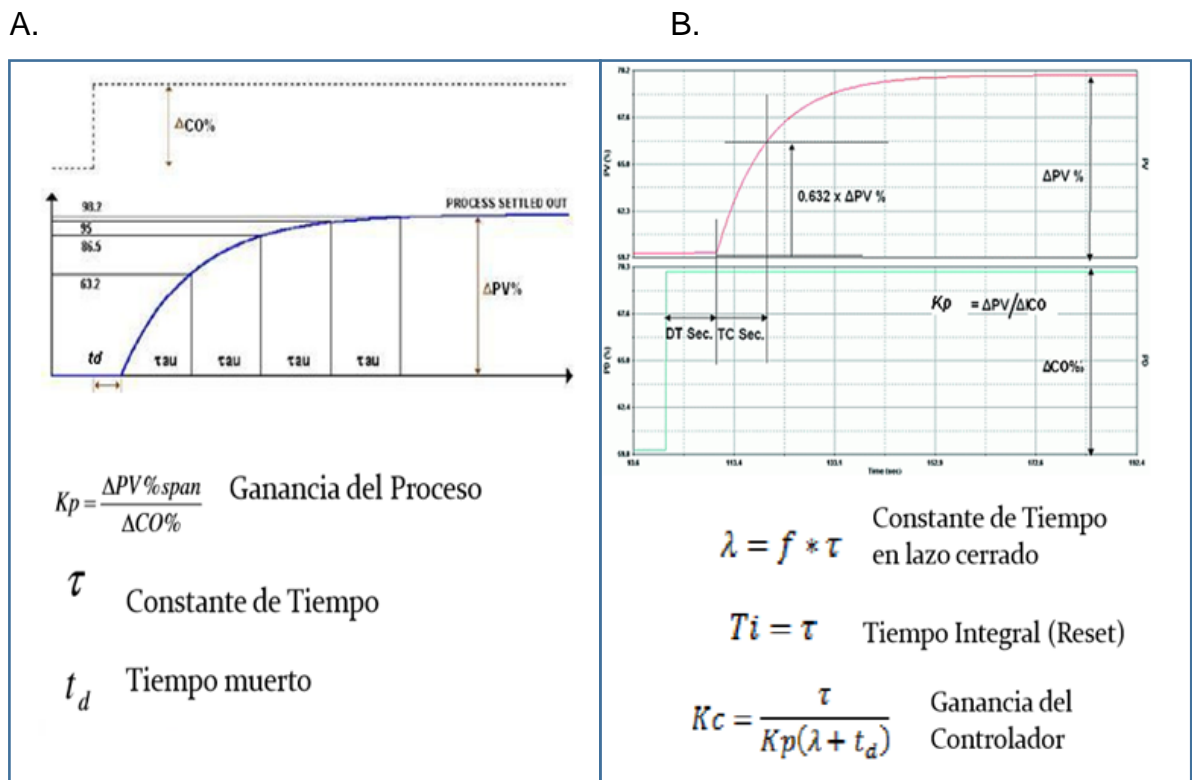


Fuente: Ecopetrol S.A

Anexo C. Metodo de sintonía lambda

El método de sintonía lambda es una forma de control de modelo interno que da a un controlador proporcional-integral (PI) la capacidad de generar esfuerzos de control suaves y no oscilatorios cuando responde a cambios en el punto de ajuste o *set point*. Su nombre deriva de la letra griega lambda (λ), que designa un parámetro de rendimiento especificado por el usuario que dicta en cuánto tiempo se le permite al controlador pasar en la tarea de mover la variable de proceso desde un punto determinado hasta el punto de control.

Figura C1. Metodo de sintonía lambda.



El ajuste de lambda implica un conjunto de fórmulas o reglas de afinación que dictan los valores de los parámetros PI necesarios para lograr el rendimiento

deseado del controlador. El primer paso para aplicarlos es determinar cuánto y qué tan rápido el proceso responde a los esfuerzos del controlador bajo pruebas tipo escalon en lazo abierto como lo muestra la figura C1A.

A través de los siguientes pasos de prueba de curva de reacción en bucle abierto o prueba de paso, le da a un controlador PI todo lo que necesita saber sobre el comportamiento de un proceso:

1. Active el controlador en modo manual.
2. Espere hasta que la variable de proceso se estabilice en un valor de estado estacionario.
3. "*Bump*" manualmente o "*step*" el proceso forzando el esfuerzo de control abruptamente hacia arriba por en % (lo que sea necesario para hacer que la variable del proceso se mueva apreciablemente, pero no excesivamente).
4. Registre la reacción de la variable del proceso o la respuesta al paso en un gráfico de tendencias tal como se ha indicado anteriormente, comenzando en el momento en que se aplicó el cambio (paso 1) y finalizando cuando la variable del proceso vuelva a estabilizarse.
5. Registre el tiempo muerto T_d y la constante de tiempo del proceso τ_p del cambio que equivale al 63,2% del tiempo transcurrido hasta la estabilización menos el tiempo muerto
6. Registrar el cambio en la variable de proceso del punto y luego dividirlo por la magnitud de la respuesta del proceso para obtener la ganancia del proceso K_p .

Una vez que el comportamiento del proceso se ha caracterizado en términos de los parámetros del proceso, la ganancia de proceso K_p , la constante de tiempo de proceso τ_p y el tiempo muerto de ajuste T_d del controlador es simple. Simplemente conecte esos valores y la elección del usuario de λ en las fórmulas mostradas en la figura C1B para obtener los valores requeridos para los parámetros PI K_c (ganancia del controlador) y T_i (tiempo integral).

Tenga en cuenta que estas reglas de ajuste requieren que se especifique sólo un parámetro de rendimiento: λ . Esto no sólo simplifica el cálculo de K_c y T_i , sino que también se permite seleccionar el rendimiento deseado del controlador.

Anexo D. Pruebas tipo escalón. Resultados test 10 Mayo.

10/05/2016 0:00	HIC-46542	U4650- FIC_46516	U4650- FIC_46511	U4650- FI_46516	U4650- FI_46506	U4650- FI_46515	U4700- FI_47018	U4700- PIC_47022	U4700- PV_47022	U4700- FI_47011	U4700- PI_47048	U4700- PV_47048	U4700- FI_47003
11/05/2016 0:00	Capacidad de Carga de la Unidad	Flujo de carga Gas Natural H ₂	Flujo de Vapor de agua H ₂	Flujo de carga Gas Natural H ₂	Flujo de H ₂ producto	Flujo de H ₂ PSA ROG	Flujo de H ₂ hacia C-4702	Presión Sistema D	Salida PIC-47022	Control de flujo C-4702 hacia Reacción	Control de presión C-4702	Salida controlador de presión C-4702	Flujo de carga
10-may-2016 00:00:00	50,50	6634,5508	22203,9160	6112,9834	10,6911	5,7811	15,6182	685,0931	13,4250	13,4661	327,3683	50,6772	47523,4531
10-may-2016 00:00:01	50,50	6634,5776	22203,7988	6113,0073	10,6912	5,7812	15,6182	685,0938	13,4250	13,4661	327,3700	50,6775	47523,4883
10-may-2016 00:00:02	50,50	6634,6050	22203,6816	6113,0313	10,6913	5,7814	15,6183	685,0944	13,4249	13,4661	327,3718	50,6777	47523,5273
10-may-2016 00:00:03	50,50	6634,6318	22203,5645	6113,0552	10,6914	5,7815	15,6183	685,0950	13,4249	13,4662	327,3735	50,6779	47523,5625
10-may-2016 00:00:04	50,50	6634,6592	22203,4473	6113,0791	10,6915	5,7816	15,6183	685,0956	13,4249	13,4662	327,3753	50,6782	47523,5977
10-may-2016 00:00:05	50,50	6634,6865	22203,3301	6113,1030	10,6916	5,7818	15,6183	685,0963	13,4249	13,4662	327,3770	50,6784	47523,6328
10-may-2016 00:00:06	50,50	6634,7134	22203,2129	6113,1270	10,6917	5,7819	15,6183	685,0969	13,4248	13,4662	327,3788	50,6786	47523,6680
10-may-2016 00:00:07	50,50	6634,7407	22203,0957	6113,1509	10,6918	5,7821	15,6184	685,0975	13,4248	13,4662	327,3805	50,6788	47523,7031
10-may-2016 00:00:08	50,50	6634,7676	22202,9785	6113,1748	10,6919	5,7822	15,6184	685,0981	13,4248	13,4662	327,3823	50,6791	47523,7422
10-may-2016 00:00:09	50,50	6634,7949	22202,8613	6113,1987	10,6920	5,7823	15,6184	685,0988	13,4247	13,4662	327,3840	50,6793	47523,7773
10-may-2016 00:00:10	50,50	6634,8218	22202,7441	6113,2227	10,6921	5,7825	15,6184	685,0994	13,4247	13,4662	327,3858	50,6795	47523,8125
10-may-2016 00:00:11	50,50	6634,8491	22202,6270	6113,2466	10,6922	5,7826	15,6184	685,1000	13,4247	13,4662	327,3875	50,6798	47523,8477
10-may-2016 00:00:12	50,50	6634,9287	22206,9629	6113,2197	10,7537	5,7828	15,6185	685,1014	13,4246	13,4663	327,3865	50,6800	47517,6680
10-may-2016 06:43:58	50,50	6787,5420	22712,3652	6249,6724	10,7797	5,2167	15,3929	684,8411	13,7374	13,6166	326,5124	50,2402	47435,8047
10-may-2016 06:43:59	50,50	6787,0439	22734,2871	6249,2168	10,7794	5,1844	15,3929	684,8413	13,7374	13,6166	326,5130	50,2399	47429,1211

10/05/2016 0:00	HIC-46542	U4650- FIC_46516	U4650- FIC_46511	U4650- FI_46516	U4650- FI_46506	U4650- FI_46515	U4700- FI_47018	U4700- PIC_47022	U4700- PV_47022	U4700- FI_47011	U4700- PI_47048	U4700- PV_47048	U4700- FI_47003
10-may-2016 06:44:00	51,00	6786,5459	22756,2109	6248,7612	10,7790	5,1521	15,3929	684,8415	13,7375	13,6166	326,5135	50,2396	47422,4375
10-may-2016 06:44:01	51,00	6786,0479	22778,1328	6248,3057	10,7787	5,1198	15,3929	684,8417	13,7376	13,6166	326,5141	50,2393	47415,7539
10-may-2016 06:44:02	51,00	6776,1284	22776,4824	6239,0313	10,7784	5,1683	15,3929	684,8419	13,7377	13,6166	326,5147	50,2390	47420,5742
10-may-2016 06:44:03	51,00	6766,2085	22774,8301	6229,7568	10,7780	5,2169	15,3929	684,8421	13,7377	13,6166	326,5153	50,2387	47425,3945
10-may-2016 06:44:04	51,00	6756,2891	22773,1797	6220,4824	10,7777	5,2655	15,3930	684,8423	13,7378	13,6166	326,5158	50,2384	47430,2148
10-may-2016 06:44:05	51,00	6746,3691	22771,5273	6211,2080	10,7773	5,3141	15,3930	684,8425	13,7378	13,6166	326,5164	50,2382	47435,0352
10-may-2016 06:44:06	51,00	6736,4497	22769,8770	6201,9341	10,7770	5,3626	15,3930	684,8427	13,7379	13,6166	326,5170	50,2379	47439,8555
10-may-2016 06:44:07	51,00	6726,5298	22768,2266	6192,6597	10,7766	5,4112	15,3930	684,8429	13,7380	13,6166	326,5176	50,2376	47444,6758
10-may-2016 06:44:08	51,00	6716,6104	22766,5742	6183,3853	10,7763	5,4598	15,3930	684,8431	13,7380	13,6166	326,5181	50,2373	47449,4961
10-may-2016 06:44:09	51,00	6706,6904	22764,9238	6174,1108	10,7759	5,5083	15,3930	684,8433	13,7381	13,6166	326,5187	50,2370	47454,3164
10-may-2016 06:44:10	51,00	6696,7710	22763,2734	6164,8364	10,7756	5,5569	15,3930	684,8435	13,7382	13,6167	326,5193	50,2367	47459,1406
10-may-2016 06:44:11	51,00	6686,8516	22761,6211	6155,5620	10,7752	5,6055	15,3930	684,8437	13,7382	13,6167	326,5199	50,2365	47463,9609
10-may-2016 06:44:12	51,00	6676,9316	22759,9707	6146,2876	10,7749	5,6541	15,3930	684,8439	13,7383	13,6167	326,5204	50,2362	47468,7813
10-may-2016 06:44:13	51,00	6667,0122	22758,3184	6137,0132	10,7746	5,7026	15,3930	684,8441	13,7383	13,6167	326,5210	50,2359	47473,6016
10-may-2016 06:44:14	51,00	6657,0923	22756,6680	6127,7388	10,7742	5,7512	15,3930	684,8442	13,7384	13,6167	326,5216	50,2356	47478,4219
10-may-2016 06:44:15	51,00	6647,1729	22755,0176	6118,4648	10,7739	5,7998	15,3930	684,8445	13,7385	13,6167	326,5222	50,2353	47483,2422
10-may-2016 06:44:16	51,00	6637,2529	22753,3652	6109,1904	10,7735	5,8484	15,3930	684,8447	13,7385	13,6167	326,5227	50,2350	47488,0625
10-may-2016 06:44:17	51,00	6627,3335	22751,7148	6099,9160	10,7732	5,8969	15,3930	684,8448	13,7386	13,6167	326,5233	50,2347	47492,8828
10-may-2016 06:44:18	51,00	6617,4136	22750,0625	6090,6416	10,7728	5,9455	15,3930	684,8450	13,7386	13,6167	326,5239	50,2345	47497,7031
10-may-2016 06:44:19	51,00	6607,4941	22748,4121	6081,3672	10,7725	5,9941	15,3930	684,8453	13,7387	13,6167	326,5244	50,2342	47502,5234
10-may-2016 06:44:20	51,00	6609,3726	22748,5098	6082,7100	10,7721	5,9939	15,3930	684,8455	13,7387	13,6167	326,5250	50,2339	47498,0664

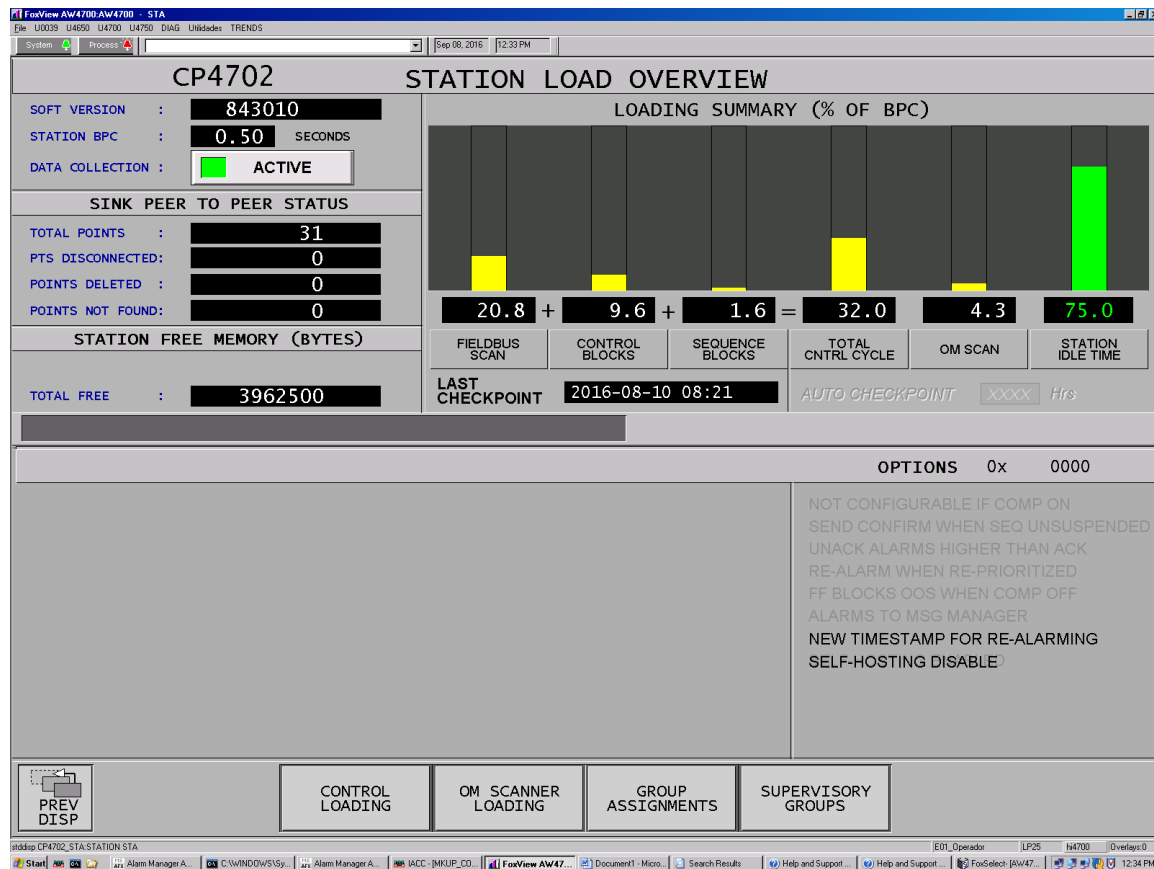
10/05/2016 0:00	HIC-46542	U4650- FIC_46516	U4650- FIC_46511	U4650- FI_46516	U4650- FI_46506	U4650- FI_46515	U4700- FI_47018	U4700- PIC_47022	U4700- PV_47022	U4700- FI_47011	U4700- PI_47048	U4700- PV_47048	U4700- FI_47003
10-may-2016 06:44:21	51,00	6611,2505	22748,6074	6084,0522	10,7718	5,9936	15,3930	684,8456	13,7386	13,6167	326,5256	50,2336	47493,6094
10-may-2016 11:47:58	51,50	6853,1221	22979,0703	6282,2056	10,7920	5,6469	15,8301	685,7526	13,5217	13,4157	327,2143	50,3160	47542,1875
10-may-2016 11:47:59	51,50	6852,5488	22974,7441	6281,5371	10,7922	5,6469	15,8303	685,7532	13,5216	13,4157	327,2149	50,3160	47546,1406
10-may-2016 11:48:00	54,50	6851,9756	22970,4180	6280,8687	10,7924	5,6469	15,8304	685,7537	13,5215	13,4157	327,2155	50,3159	47550,0938
10-may-2016 11:48:01	54,50	6851,4019	22966,0898	6280,2002	10,7926	5,6470	15,8306	685,7543	13,5215	13,4157	327,2161	50,3159	47554,0430
10-may-2016 11:48:02	54,50	6850,8286	22961,7637	6279,5317	10,7928	5,6470	15,8307	685,7549	13,5214	13,4157	327,2167	50,3158	47557,9922
10-may-2016 11:48:03	54,50	6850,2554	22957,4375	6278,8633	10,7930	5,6470	15,8309	685,7556	13,5213	13,4157	327,2173	50,3158	47561,9453
10-may-2016 11:48:04	54,50	6849,6816	22953,1113	6278,1948	10,7932	5,6471	15,8310	685,7562	13,5212	13,4157	327,2179	50,3157	47565,8984
10-may-2016 11:48:05	54,50	6849,1084	22948,7852	6277,5264	10,7934	5,6471	15,8311	685,7568	13,5212	13,4156	327,2185	50,3157	47569,8477
10-may-2016 11:48:06	54,50	6848,5352	22944,4570	6276,8579	10,7936	5,6471	15,8313	685,7573	13,5211	13,4156	327,2191	50,3157	47573,7969
10-may-2016 11:48:07	54,50	6847,9619	22940,1309	6276,1895	10,7938	5,6472	15,8314	685,7579	13,5210	13,4156	327,2197	50,3156	47577,7500
10-may-2016 11:48:08	54,50	6847,3882	22935,8047	6275,5210	10,7940	5,6472	15,8316	685,7585	13,5210	13,4156	327,2203	50,3156	47581,7031
10-may-2016 11:48:09	54,50	6846,8149	22931,4785	6274,8525	10,7942	5,6472	15,8317	685,7592	13,5209	13,4156	327,2209	50,3155	47585,6523
10-may-2016 11:48:10	54,50	6846,5020	22930,4980	6274,6382	10,7944	5,6473	15,8319	685,7598	13,5208	13,4156	327,2215	50,3155	47576,2305
10-may-2016 11:48:11	54,50	6846,1885	22929,5195	6274,4243	10,7945	5,6473	15,8320	685,7604	13,5208	13,4156	327,2221	50,3155	47566,8125
10-may-2016 11:48:12	54,50	6845,8755	22928,5391	6274,2100	10,7947	5,6474	15,8322	685,7609	13,5207	13,4156	327,2227	50,3154	47557,3906
10-may-2016 11:48:13	54,50	6845,5620	22927,5605	6273,9961	10,7949	5,6474	15,8323	685,7615	13,5206	13,4155	327,2233	50,3154	47547,9727
10-may-2016 11:48:14	54,50	6845,2490	22926,5801	6273,7817	10,7951	5,6474	15,8325	685,7621	13,5206	13,4155	327,2239	50,3153	47538,5508
10-may-2016 11:48:15	54,50	6844,9355	22925,5996	6273,5679	10,7953	5,6475	15,8326	685,7628	13,5205	13,4155	327,2245	50,3153	47529,1328
10-may-2016 11:48:16	54,50	6844,6226	22924,6211	6273,3535	10,7955	5,6475	15,8327	685,7634	13,5204	13,4155	327,2251	50,3152	47519,7109
10-may-2016 11:48:17	54,50	6844,3091	22923,6406	6273,1396	10,7957	5,6475	15,8329	685,7640	13,5204	13,4155	327,2257	50,3152	47510,2930

10/05/2016 0:00	HIC-46542	U4650- FIC_46516	U4650- FIC_46511	U4650- FI_46516	U4650- FI_46506	U4650- FI_46515	U4700- FI_47018	U4700- PIC_47022	U4700- PV_47022	U4700- FI_47011	U4700- PI_47048	U4700- PV_47048	U4700- FI_47003
10-may-2016 11:48:18	54,50	6843,9961	22922,6602	6272,9253	10,7959	5,6476	15,8330	685,7645	13,5203	13,4155	327,2263	50,3152	47500,8711
10-may-2016 11:48:19	54,50	6843,6831	22921,6816	6272,7109	10,7961	5,6476	15,8332	685,7651	13,5202	13,4155	327,2269	50,3151	47491,4492
10-may-2016 11:48:20	54,50	6843,3696	22920,7012	6272,4971	10,7963	5,6476	15,8333	685,7657	13,5202	13,4154	327,2275	50,3151	47482,0313
10-may-2016 11:48:21	54,50	6843,0566	22919,7227	6272,2827	10,7965	5,6477	15,8335	685,7664	13,5201	13,4154	327,2281	50,3150	47472,6094
10-may-2016 11:48:22	54,50	6842,7432	22918,7422	6272,0688	10,7967	5,6477	15,8336	685,7670	13,5200	13,4154	327,2287	50,3150	47463,1914
10-may-2016 11:48:23	54,50	6842,4302	22917,7617	6271,8545	10,7969	5,6477	15,8338	685,7676	13,5200	13,4154	327,2293	50,3149	47453,7695
10-may-2016 11:48:24	54,50	6842,1167	22916,7832	6271,6406	10,7971	5,6478	15,8339	685,7681	13,5199	13,4154	327,2299	50,3149	47444,3516
10-may-2016 11:48:25	54,50	6841,8037	22915,8027	6271,4263	10,7973	5,6478	15,8341	685,7687	13,5198	13,4154	327,2305	50,3149	47434,9297
10-may-2016 11:48:26	54,50	6841,4902	22914,8242	6271,2124	10,7975	5,6478	15,8342	685,7693	13,5198	13,4154	327,2311	50,3148	47425,5117
10-may-2016 11:48:27	54,50	6841,1772	22913,8438	6270,9980	10,7977	5,6479	15,8343	685,7700	13,5197	13,4154	327,2317	50,3148	47416,0898
10-may-2016 11:48:28	54,50	6840,7725	22917,7109	6270,7983	10,7979	5,6479	15,8345	685,7706	13,5196	13,4153	327,2323	50,3147	47426,3789
10-may-2016 11:48:29	54,50	6840,3682	22921,5801	6270,5986	10,7981	5,6480	15,8346	685,7712	13,5196	13,4153	327,2329	50,3147	47436,6680
10-may-2016 11:48:30	54,50	6839,9634	22925,4473	6270,3984	10,7983	5,6480	15,8348	685,7717	13,5195	13,4153	327,2335	50,3147	47446,9570
10-may-2016 11:48:31	54,50	6839,5586	22929,3145	6270,1987	10,7985	5,6480	15,8349	685,7723	13,5194	13,4153	327,2341	50,3146	47457,2461
10-may-2016 11:48:32	54,50	6839,1538	22933,1816	6269,9990	10,7987	5,6481	15,8351	685,7729	13,5193	13,4153	327,2347	50,3146	47467,5391
10-may-2016 11:48:33	54,50	6838,7495	22937,0508	6269,7993	10,7989	5,6481	15,8352	685,7736	13,5193	13,4153	327,2353	50,3145	47477,8281
10-may-2016 11:48:34	54,50	6838,3447	22940,9180	6269,5991	10,7991	5,6481	15,8354	685,7742	13,5192	13,4153	327,2359	50,3145	47488,1172
10-may-2016 11:48:35	54,50	6837,9399	22944,7852	6269,3994	10,7993	5,6482	15,8355	685,7748	13,5191	13,4152	327,2365	50,3144	47498,4063
10-may-2016 11:48:36	54,50	6837,5356	22948,6543	6269,1997	10,7995	5,6482	15,8357	685,7753	13,5191	13,4152	327,2371	50,3144	47508,6953
10-may-2016 11:48:37	54,50	6837,1309	22952,5215	6269,0000	10,7997	5,6482	15,8358	685,7759	13,5190	13,4152	327,2377	50,3144	47518,9844
10-may-2016 11:48:38	54,50	6836,7261	22956,3887	6268,7998	10,7999	5,6483	15,8359	685,7766	13,5189	13,4152	327,2383	50,3143	47529,2734

10/05/2016 0:00	HIC-46542	U4650- FIC_46516	U4650- FIC_46511	U4650- FI_46516	U4650- FI_46506	U4650- FI_46515	U4700- FI_47018	U4700- PIC_47022	U4700- PV_47022	U4700- FI_47011	U4700- PI_47048	U4700- PV_47048	U4700- FI_47003
10-may-2016 11:48:39	54,50	6836,3218	22960,2578	6268,6001	10,8000	5,6483	15,8361	685,7772	13,5189	13,4152	327,2389	50,3143	47539,5625
10-may-2016 11:48:40	54,50	6835,9170	22964,1250	6268,4004	10,8002	5,6483	15,8362	685,7778	13,5188	13,4152	327,2395	50,3142	47549,8555
10-may-2016 11:48:41	54,50	6835,5122	22967,9922	6268,2007	10,8004	5,6484	15,8364	685,7784	13,5187	13,4152	327,2401	50,3142	47560,1445
10-may-2016 11:48:42	54,50	6835,1074	22971,8594	6268,0005	10,8006	5,6484	15,8365	685,7789	13,5187	13,4152	327,2407	50,3141	47570,4336
10-may-2016 11:48:43	54,50	6834,7031	22975,7285	6267,8008	10,8008	5,6485	15,8367	685,7795	13,5186	13,4151	327,2413	50,3141	47580,7227
10-may-2016 11:48:44	54,50	6834,2983	22979,5957	6267,6011	10,8010	5,6485	15,8368	685,7802	13,5185	13,4151	327,2419	50,3141	47591,0117
10-may-2016 11:48:45	54,50	6834,2637	22986,6172	6267,1855	10,8012	5,6485	15,8370	685,7808	13,5185	13,4151	327,2425	50,3140	47583,7188
10-may-2016 11:48:46	54,50	6834,2290	22993,6406	6266,7700	10,8014	5,6486	15,8371	685,7814	13,5184	13,4151	327,2431	50,3140	47576,4297

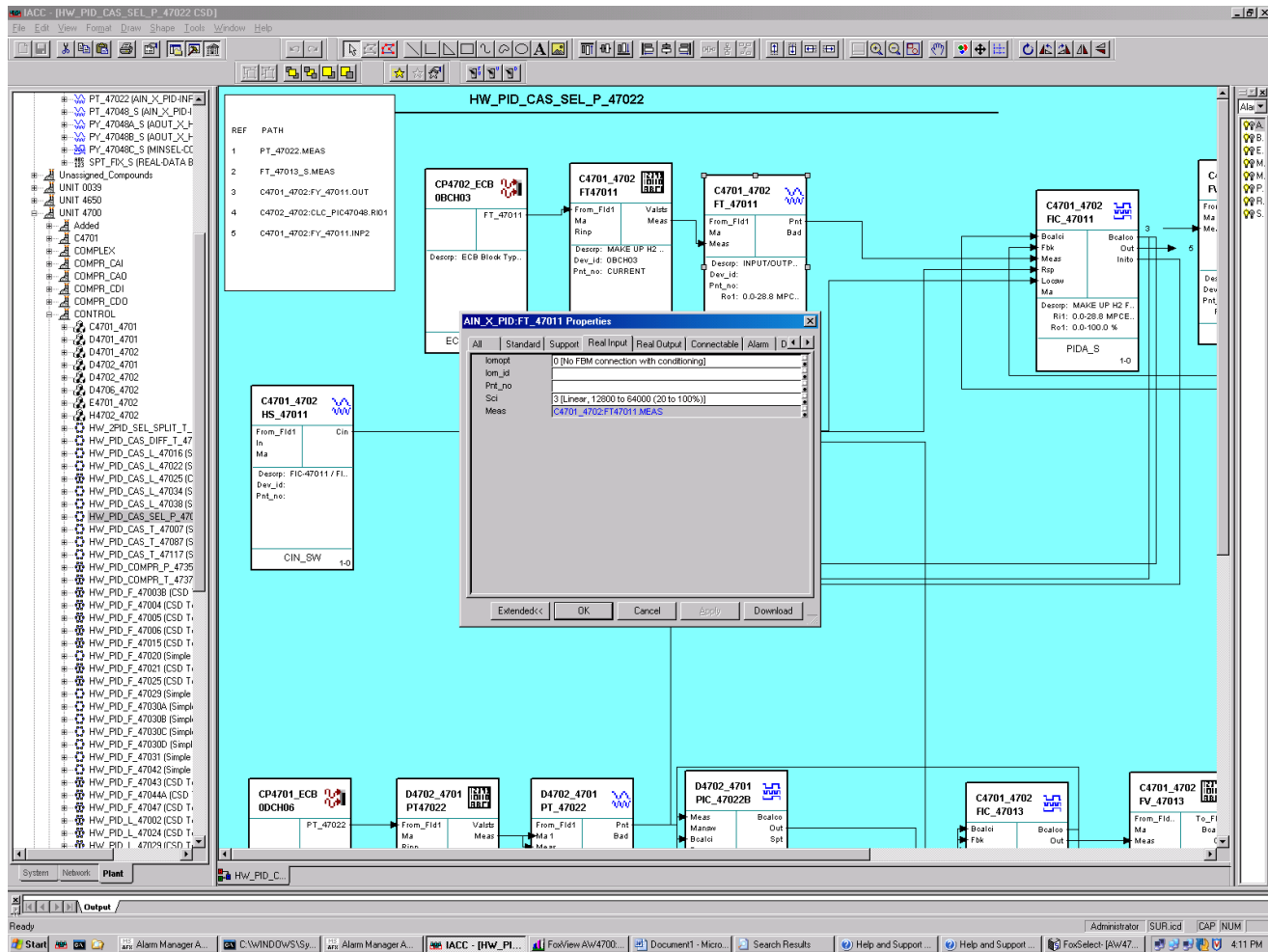
Anexo E. Diagramas de bloques IACC HDT

Estación de almacenamiento de bloques para simulación cp4712



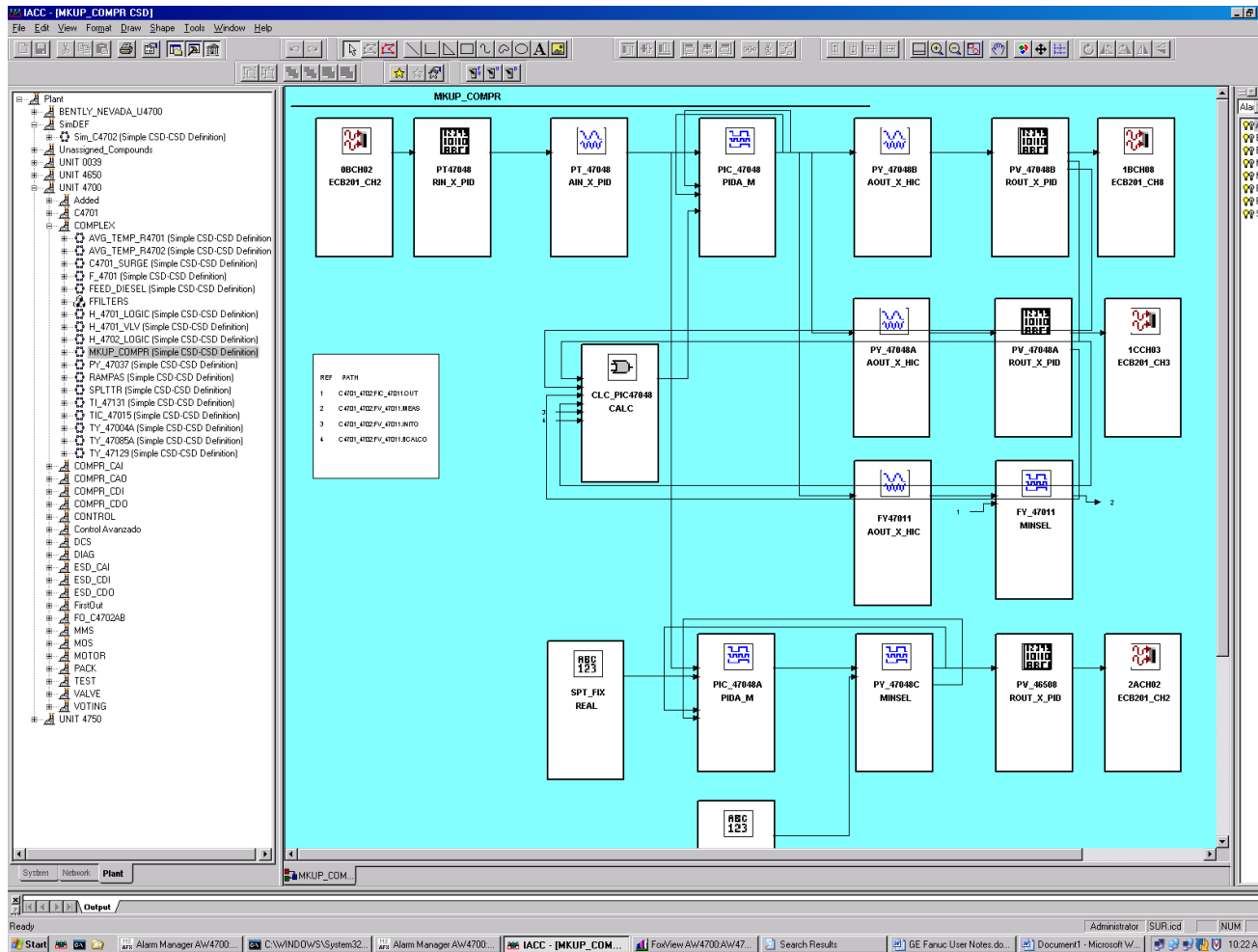
Fuente: Ecopetrol DCS Hidrotratamiento.

Diagrama de bloques para simulación caso base PIC47048.



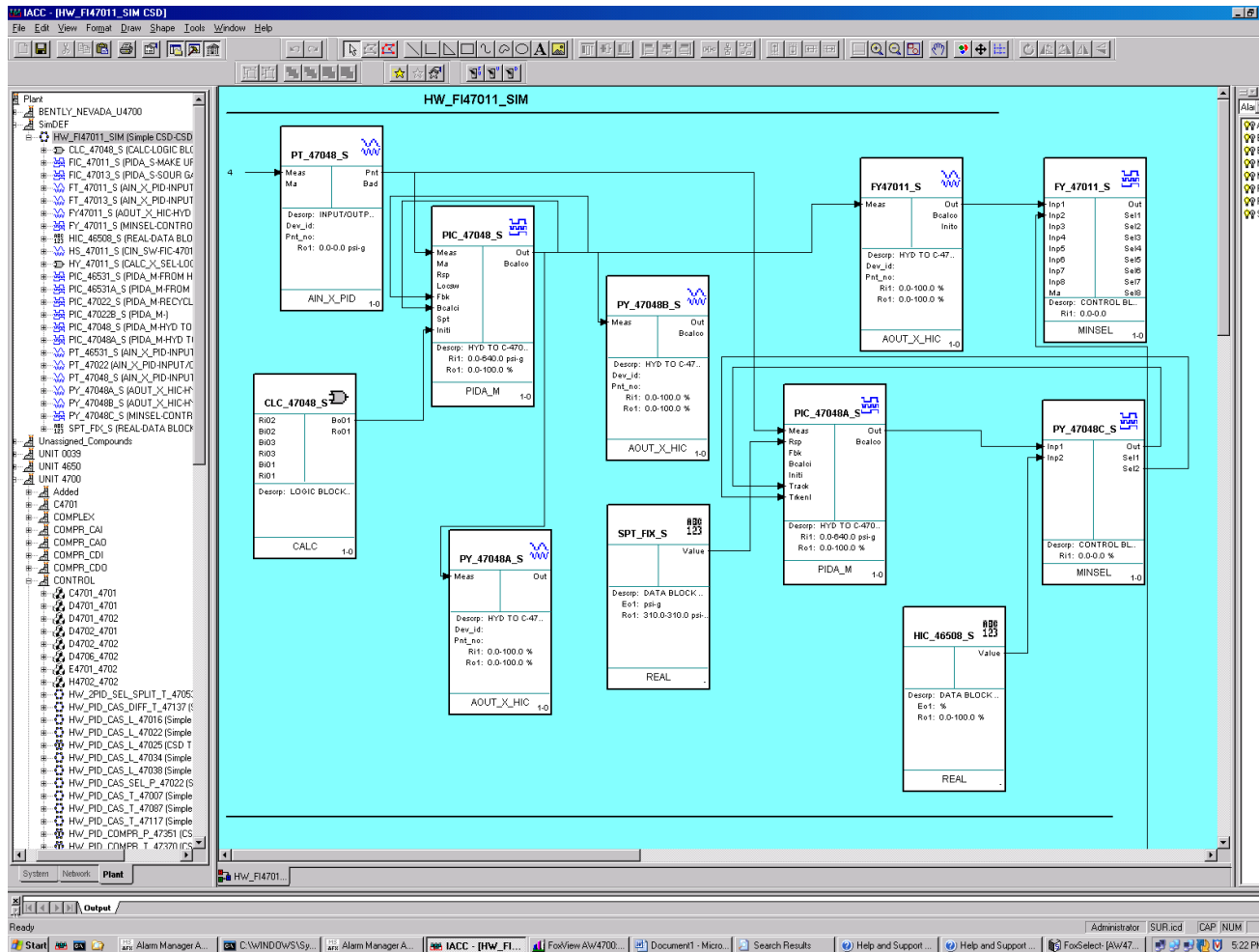
Fuente: Ecopetrol DCS Hidrotreatamiento.

Diagrama de bloques para simulación PIC46596sim alternativa 2 *feedforward*.



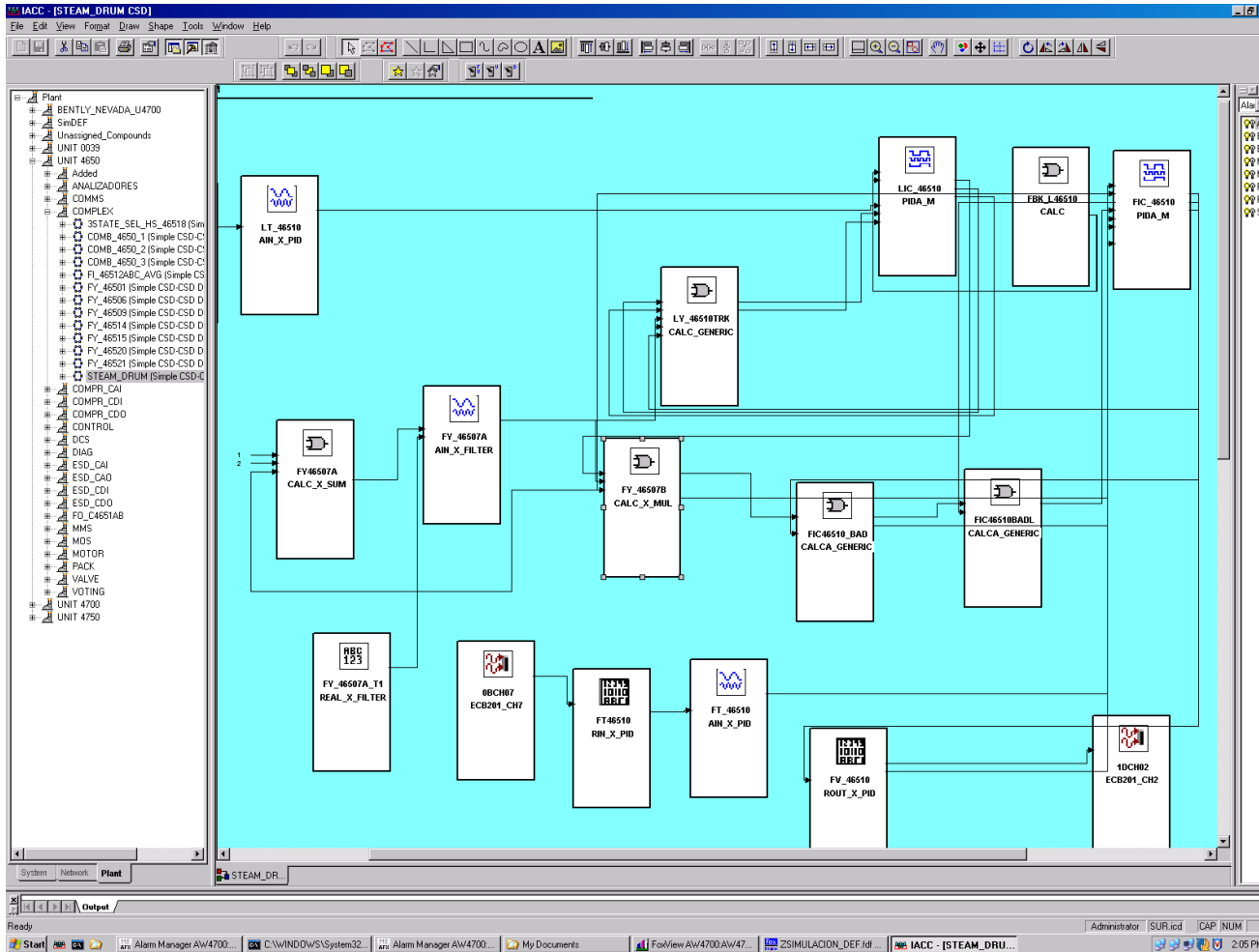
Fuente: Ecopetrol DCS Hidrotratamiento.

Diagrama de bloques para simulación PIC46597sim alternativa 3 *feedback+feedforward*.



Fuente: Ecopetrol DCS Hidrotratamiento.

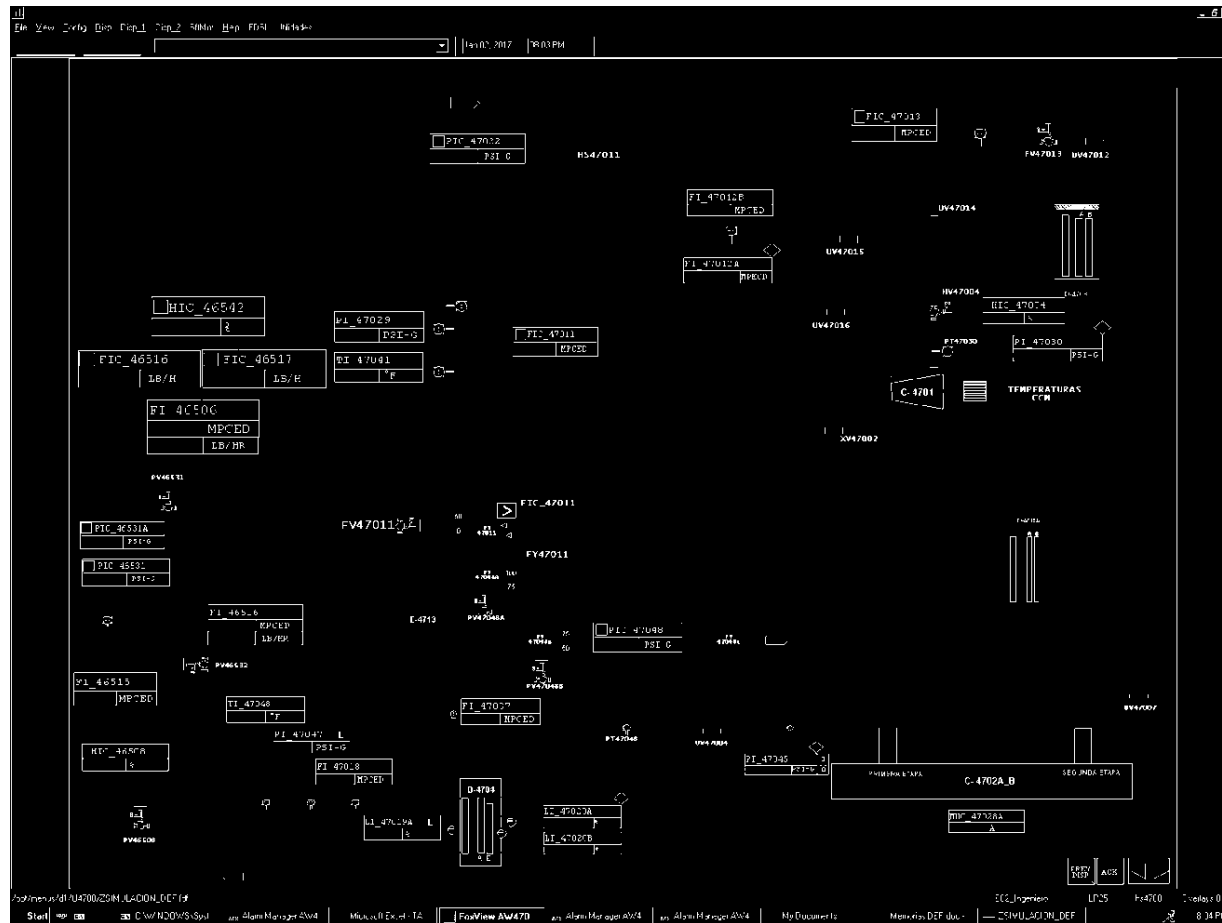
Diagrama de bloques para simulación PIC46597sim alternativa 3 *feedback+feedforward*. (Continuación)



Fuente: Ecopetrol DCS Hidrotratamiento.

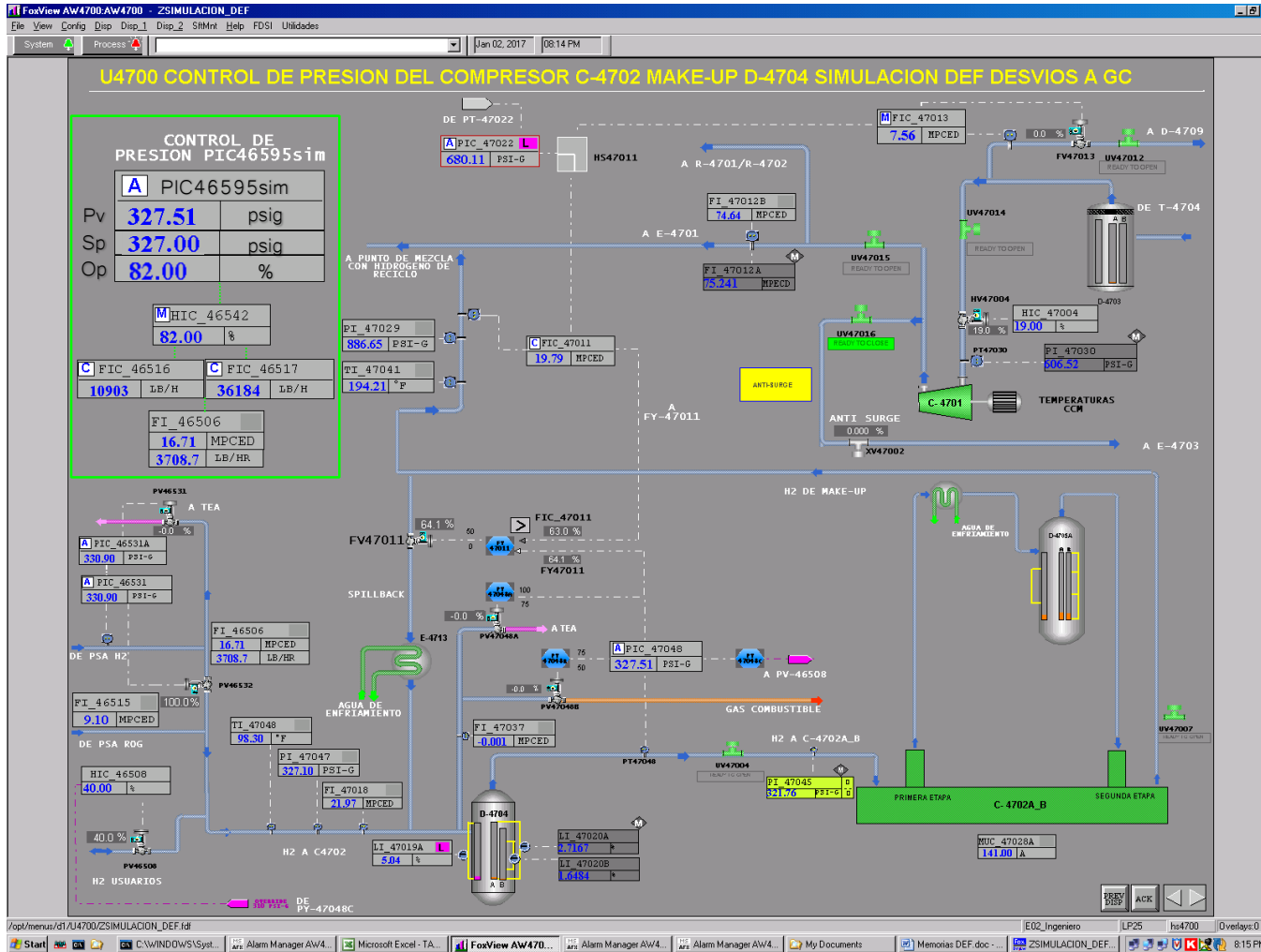
Anexo F. Diagrama de control en Foxdraw

Diagrama de control DCS para simulación Plantilla *Design*



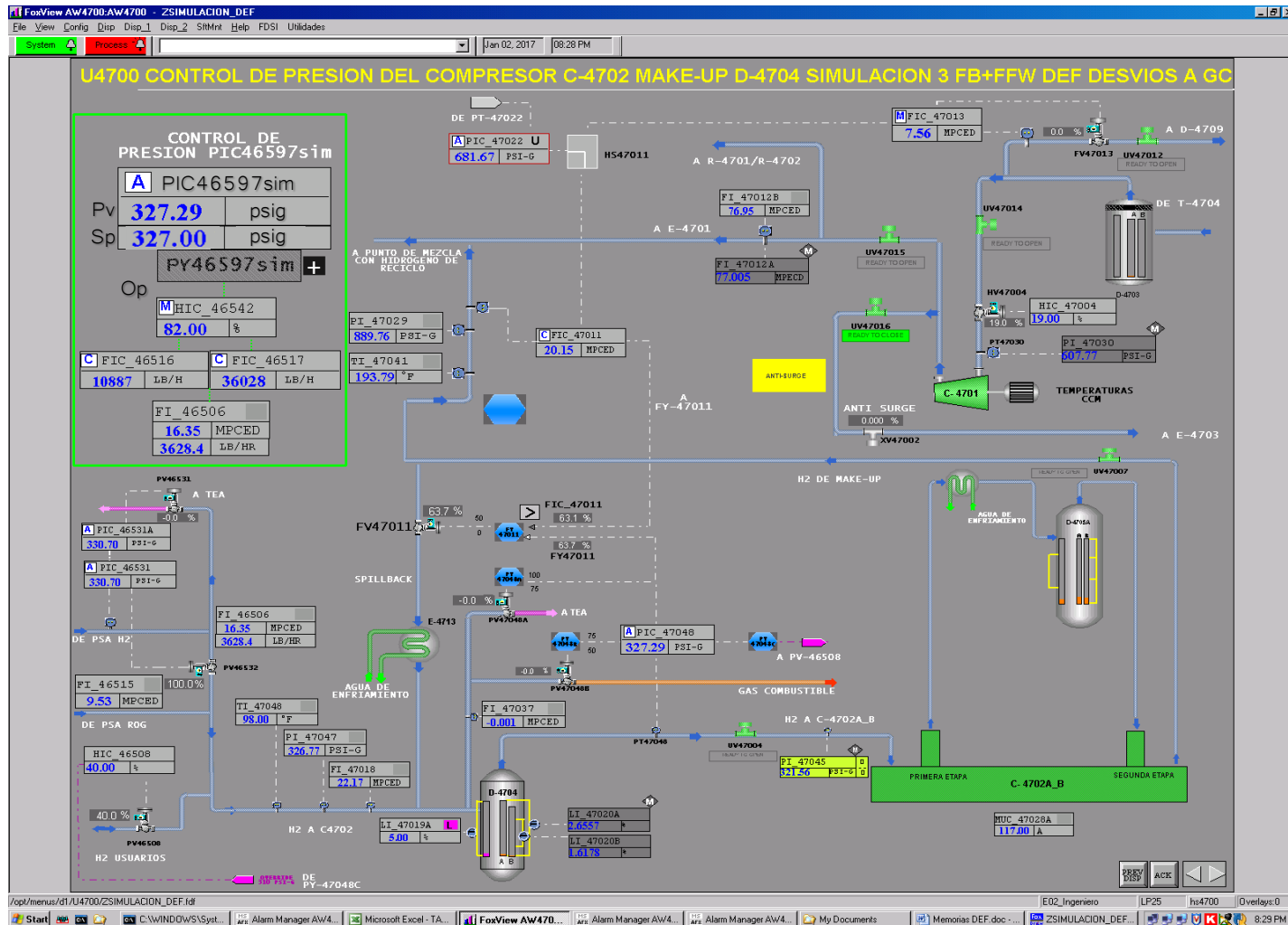
Fuente: Ecopetrol DCS Hidrotratamiento.

Diagrama de control DCS para simulación PIC46595sim alternativa 1 *feedback*



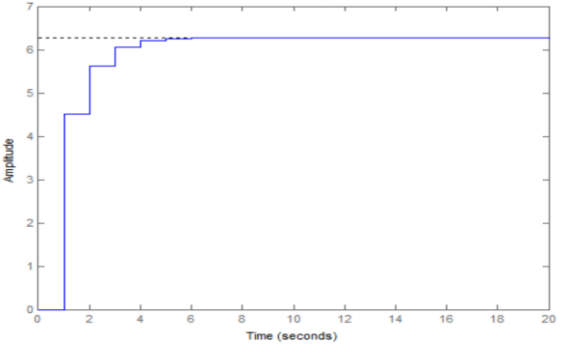
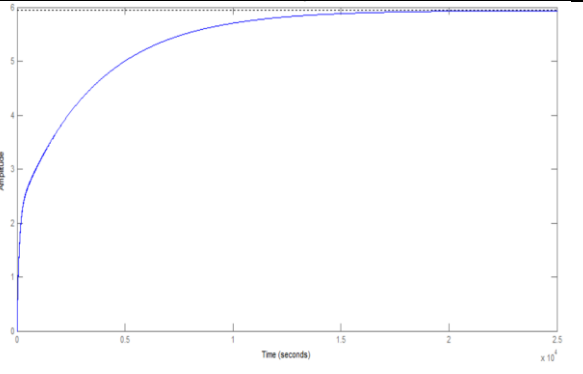
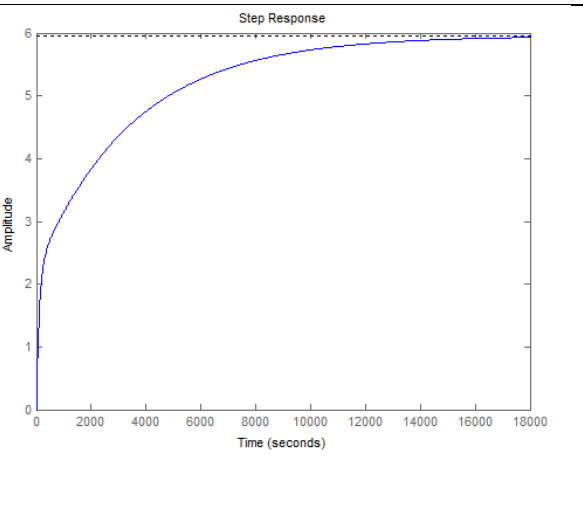
Fuente: Ecopetrol DCS Hidrotratamiento.

Diagrama de control DCS para simulación PIC46597sim alternativa 3 *feedback+feedforward*

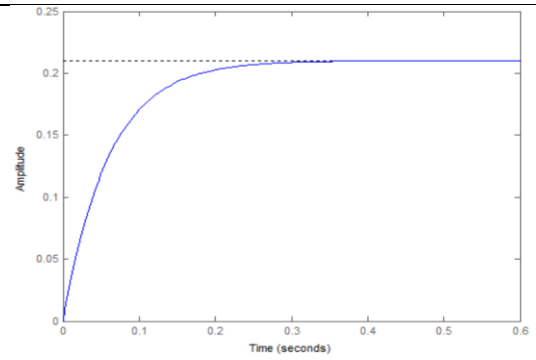


Fuente: Ecopetrol DCS Hidrotratamiento.

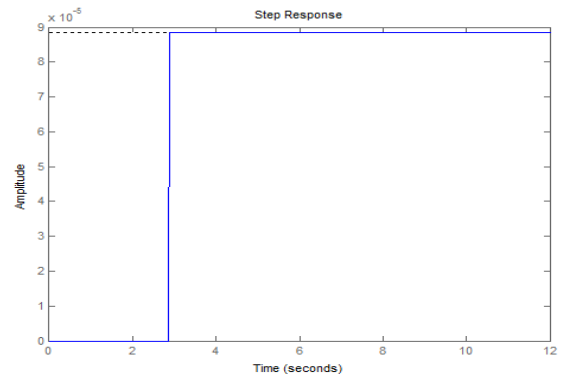
Anexo G. Listado de ecuaciones de funciones de transferencia y su respuesta a escalón

$tf1 = \frac{(7.746 s^2 + 41.83 s + 99.41)}{(7.746 s^2 + 7.746 s^2 + 41.83 s + 99.41)}$	
$tf2 = \frac{(1.809e^{-06}s + 3.61e^{-06})}{(s^2 + 6.904e^{-06} s + 6.084e^{-07})}$	
$tf3 = \frac{(0.02207 s^3 + 0.1093 s^2 + 0.2188 s + 0.0)}{(s^4 + 0.01334 s^3 + 9.87 s^2 + 0.0956 s + 2)}$	

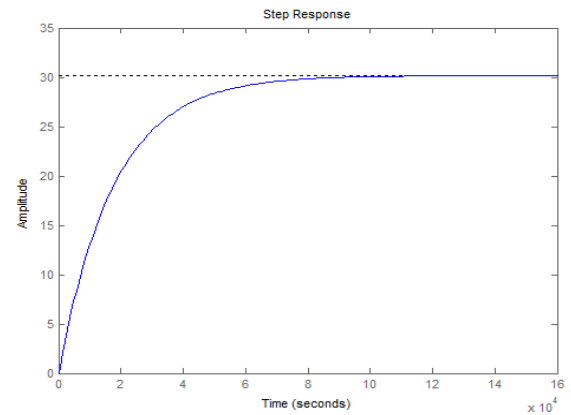
$$tf4 = \frac{(0.5952)}{(s + 0.09518)}$$

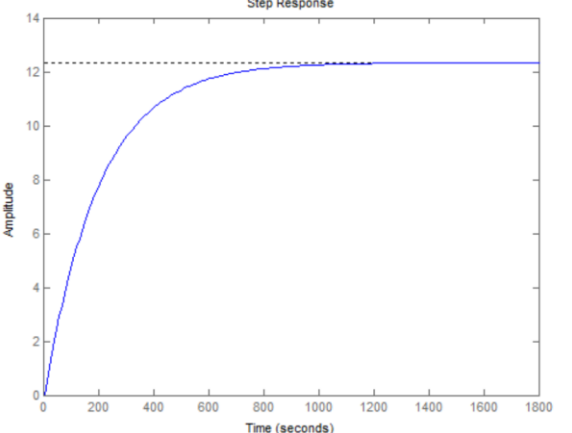
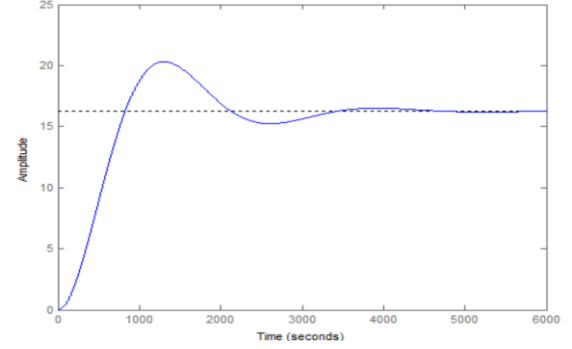
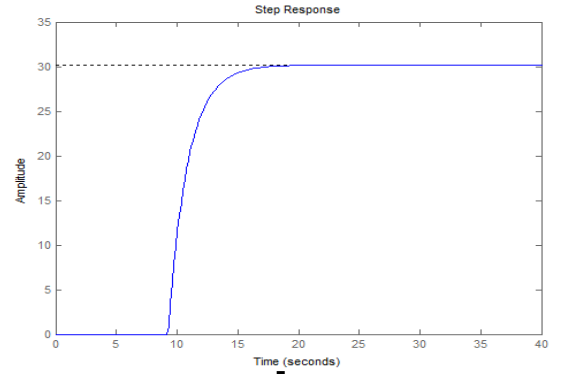
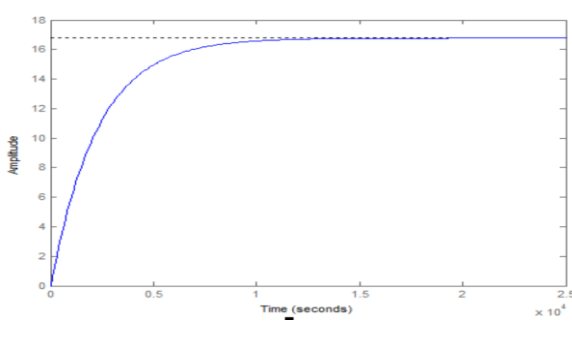


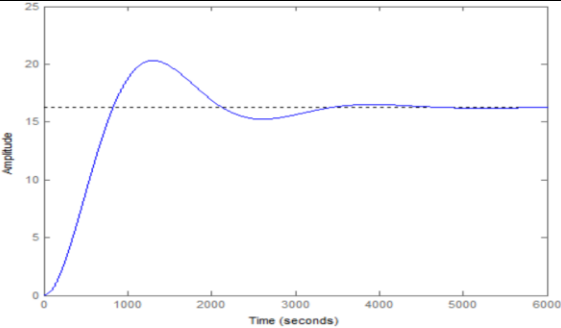
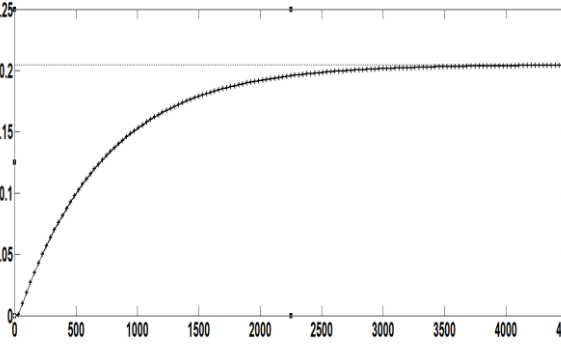
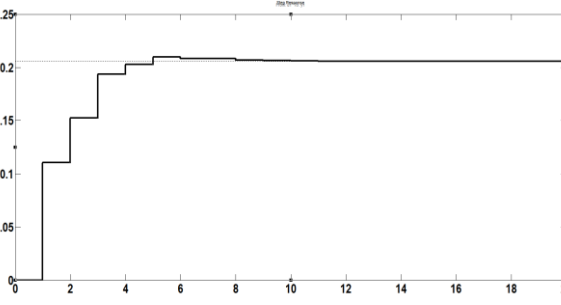
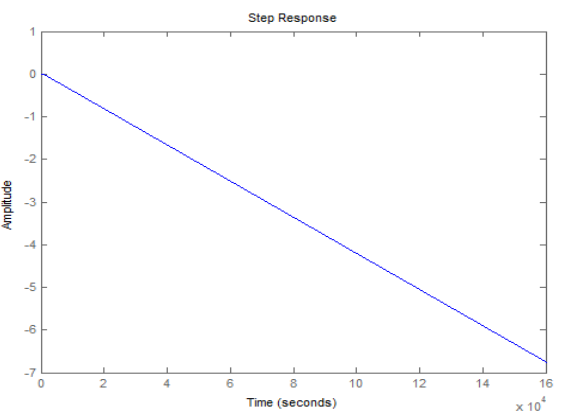
$$tf5 = \frac{(6.2447)}{(s + 70504)} e^{-2.867s}$$



$$tf6 = \frac{(30.168)}{(1 + 1.775e^{05} s)}$$



$tf7 = \frac{Kp}{(1 + Tp1 s) + (1 + Tp2 s)} exp^{-Td s}$ $Kp = 24.675$ $Tp1 = 398.56$ $Tp2 = 0.0044061$	 <p>Step Response plot showing Amplitude vs Time (seconds). The curve starts at 0 and rises to a steady-state value of approximately 12.5. The x-axis ranges from 0 to 1800 seconds, and the y-axis ranges from 0 to 14.</p>
$f8 = \frac{(0.05778 s^2 + 0.2846 s + 0.5695)}{(s^3 + 0.01261 s^2 + 9.87 s + 0.02308)}$	 <p>Step Response plot showing Amplitude vs Time (seconds). The curve starts at 0, rises to a peak of approximately 20 at 1000 seconds, then settles to a steady-state value of approximately 16.5. The x-axis ranges from 0 to 6000 seconds, and the y-axis ranges from 0 to 25.</p>
$tf9 = \frac{(30.172)}{(1 + 1.627s)} e^{-9.254s}$	 <p>Step Response plot showing Amplitude vs Time (seconds). The curve starts at 0, remains at 0 until approximately 9 seconds, then rises sharply to a steady-state value of 30. The x-axis ranges from 0 to 40 seconds, and the y-axis ranges from 0 to 35.</p>
$tf7 = \frac{Kp}{(1 + Tp1 s) + (1 + Tp2 s)} exp^{-Td s}$ $Kp = 24.675$ $Tp1 = 398.56$ $Tp2 = 0.0044061$ $Td = 1.206$	 <p>Step Response plot showing Amplitude vs Time (seconds). The curve starts at 0, remains at 0 until approximately 1.2 seconds, then rises to a steady-state value of approximately 17. The x-axis ranges from 0 to 2.5 x 10^4 seconds, and the y-axis ranges from 0 to 18.</p>

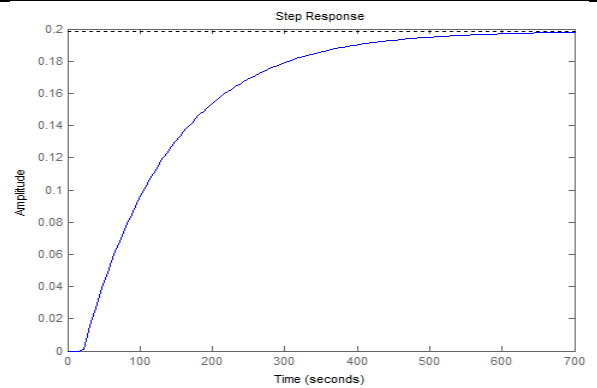
$tf10 = \frac{(3.502 s + 6.855e^{-5})}{(s^2 + 16.66 s + 0.0003261)}$	
$tf11 = \frac{Kp}{(1 + Tp1 s)} exp^{-Td s}$ <p style="text-align: center;"> $Kp = 0.20454$ $Tp1 = 708.27$ $Td = 21.55$ </p>	
$tf12 = \frac{(0.09368 s^2 + 0.4436s^2 + 1.264s + 1.4)}{(s^4 + 2.55s^3 + 12.55 s^2 + 14.35s + 6.80)}$	
$tf13 = Kp \frac{1 + Tz s}{s(1 + Tp1 s)(1 + Tp1 s)} exp^{-Td s}$ <p style="text-align: center;"> $Kp = -4.2372e-05$ $Tp1 = 411.81$ $Tp2 = 11.155$ $Td = 0.457$ $Tz = -140.07$ </p>	

$$tf14 = \frac{Kp}{(1 + Tp1 s)} \exp^{-Td s}$$

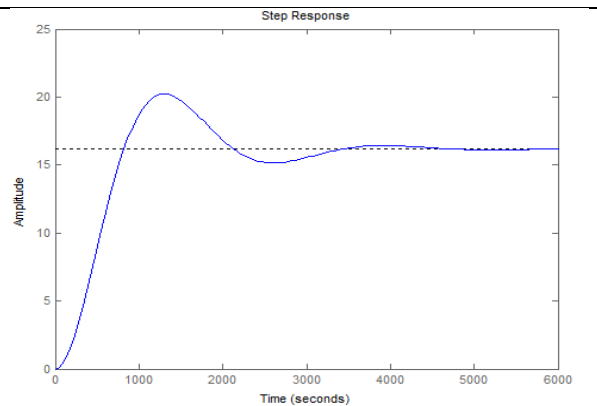
$$Kp = 0.1986$$

$$Tp1 = 120.27$$

$$Td = 21.55$$



$$tf15 = \frac{(5.614e^{-05} s + 1.123e^{-04})}{(s^2 + 0.002124 s + 6.908e^{-06})}$$



$$tf16 = \frac{(1.129e^{-04} s^2 + 1.695e^{-04} s + 1.113e^{-04})}{(s^2 + 0.002149 s + 6.949e^{-06})}$$

