



# **ESCUELA SUPERIOR POLITÉCNICA DE CHIMBORAZO**

## **DISEÑO DE UNA METODOLOGÍA DE SINTONIZACIÓN DE LOS CONTROLADORES PID DEL PROCESO DE LAVADO DE GAS DE REGENERACIÓN (P3-V05) DEL ÁREA DE CATALÍTICAS II, REFINERÍA ESMERALDAS**

**KATHERINE LEONOR AGUILAR ZAMBRANO**

Trabajo de Titulación modalidad: Proyectos de Investigación y Desarrollo, presentado ante el Instituto de Posgrado y Educación Continua de la ESPOCH, como requisito parcial para la obtención del grado de:

**MAGÍSTER EN SISTEMAS DE CONTROL Y AUTOMATIZACIÓN  
INDUSTRIAL.**

Riobamba- Ecuador

Julio 2019

**ESCUELA SUPERIOR POLITÉCNICA DE CHIMBORAZO**

**CERTIFICACIÓN:**

EL TRIBUNAL DEL TRABAJO DE TITULACIÓN CERTIFICA QUE:

**El Trabajo de Titulación modalidad Proyectos de Investigación y Desarrollo,** titulado “DISEÑO DE UNA METODOLOGÍA DE SINTONIZACIÓN DE LOS CONTROLADORES PID DEL PROCESO DE LAVADO DE GAS DE REGENERACIÓN (P3-V05) DEL ÁREA DE CATALÍTICAS II, REFINERÍA ESMERALDAS”, de responsabilidad de la Ing. Katherine Leonor Aguilar Zambrano, ha sido prolijamente revisado y se autoriza su presentación.

**Tribunal de Tesis:**

Dr. Juan Mario Vargas Guambo MSc.

**PRESIDENTE**

\_\_\_\_\_

Ing. David Raimundo Rivas Lalaleo MSc.

**DIRECTOR DE TESIS**

\_\_\_\_\_

Ing. Manuel Jeova Reinoso AVECILLA MSc.

**MIEMBRO DEL TRIBUNAL**

\_\_\_\_\_

Ing. Milton Fabricio Pérez Gutierrez MSc.

**MIEMBRO DEL TRIBUNAL**

\_\_\_\_\_

Riobamba, Julio de 2019

**©2017, Katherine Leonor Aguilar Zambrano**

Se autoriza la reproducción total o parcial, con fines académicos, por cualquier medio o procedimiento, incluyendo la cita bibliográfica del documento, siempre y cuando se reconozca el Derecho de Autor.

## **DERECHOS INTELECTUALES**

Yo, Katherine Leonor Aguilar Zambrano declaro que soy responsable de las ideas, doctrinas y resultados expuestos en este Trabajo de Titulación y el patrimonio intelectual del mismo pertenece a la Escuela Superior Politécnica de Chimborazo.

---

KATHERINE LEONOR AGUILAR ZAMBRANO

No. Cédula: 172223018-0

## **DECLARACIÓN DE AUTENTICIDAD**

Yo, Katherine Leonor Aguilar Zambrano, declaro que el presente proyecto de investigación, es de mi autoría y que los resultados del mismo son auténticos y originales. Los textos constantes en el documento que provienen de otras fuentes están debidamente citados y referenciados.

Como autor, asumo la responsabilidad legal y académica de los contenidos de este Trabajo de Titulación de Maestría.

Riobamba, Julio 2019

---

**KATHERINE LEONOR AGUILAR ZAMBRANO**

No. Cédula: 172223018-0

## **DEDICATORIA**

La vida esta llena de retos. En cada estapa las personas que están a nuestro alrededor nos dan la fuerza, el motivo y nos impulsan a seguir adelante. Quiero agradecer a mis padres, a mi esposo y a mi querido hijo, que a pesar de las dificultades son el pilar fundamental en cada decisión y reto que me trae la vida. Gracias por la paciencia y por apoyarme en todo.

Katherine Leonor Aguilar Zambrano

## **AGRADECIMIENTO**

Primeramente gracias a Dios por la oportunidad de vida, a mi familia por estar siempre apoyándome en cada decisión.

A mis maestros que han formado parte de este gran reto, y que aportaron con sus conocimientos para poder cumplir una etapa más en mi vida.

Finalmente, gracias a la Escuela Superior Politécnica de Chimborazo por la excelencia académica que imparte y por formar excelentes profesionales.

Katherine Leonor Aguilar Zambrano

## ÍNDICE

CERTIFICACIÓN:	ii
DERECHOS INTELECTUALES	iv
DECLARACIÓN DE AUTENTICIDAD	v
DEDICATORIA	vi
AGRADECIMIENTO	vii
<b>ÍNDICE DE ABREVIATURAS</b>	xii
<b>LISTA TABLAS</b>	xiii
<b>LISTA DE FIGURAS</b>	xiv
<b>RESUMEN</b>	xvii
<b>SUMMARY</b>	xviii

### CAPÍTULO I

<b>1. INTRODUCCIÓN</b>	1
<b>1.1 Antecedentes</b>	1
<b>1.2 Planteamiento del problema</b>	1
<b>1.3 Justificación</b>	2
<b>1.4 Objetivos</b>	3
<b>1.4.1 Objetivo general</b>	3
<b>1.4.2 Objetivos específicos</b>	3
<b>1.5 Hipótesis</b>	3

### CAPÍTULO II

<b>2. MARCO DE REFERENCIA</b>	4
<b>2.1 Metodología propuesta</b>	4
2.2 Estado del arte	4
<b>2.3 Refinería de petróleo</b>	7
<b>2.3.1 Reformado catalítico continuo (CCR)</b>	8
<b>2.3.2 Proceso de lavado de gas de regeneración (P3-V05)</b>	8
<b>2.4 Sistema de bombeo</b>	10
<b>2.4.1 Bomba centrífuga</b>	10
<b>2.4.2 Bombas de dosificación</b>	10



<b>2.5</b>	<b>Intercambiadores</b>	11
2.5.1	<b>Intercambiador según los procesos de transferencia</b>	11
2.5.1.1	<i>De contacto directo</i>	11
2.5.1.2	<i>De contacto indirecto</i>	11
2.5.2	<b>Intercambiador 1-1</b>	12
<b>2.6</b>	<b>Instrumentación</b>	12
2.6.1	<i>Transmisores y protocolos</i>	13
2.6.1.1	<i>Protocolo HART</i>	13
2.6.1.2	<i>La señal electrónica</i>	13
2.6.2	<b>Medición de presión</b>	13
2.6.3	<b>Medición de caudal</b>	13
2.6.3.1	<i>Placa orificio</i>	14
2.6.3.2	<i>Transmisor diferencial de presión</i>	14
2.6.4	<b>Medición de nivel</b>	15
2.6.4.1	<i>Transmisor de nivel por desplazador</i>	15
2.6.5	<b>Válvulas de control</b>	15
2.6.5.1	<i>Coficiente Cv de la válvula</i>	16
2.6.5.2	<i>Transductor Corriente/Presión</i>	16
2.6.5.3	<i>Válvula de Globo</i>	16
<b>2.7</b>	<b>Diseño de la metodología de sintonización del PID</b>	17
2.7.1	<b>Identificación de sistemas</b>	17

## CAPÍTULO III

<b>3.</b>	<b>DISEÑO DE INVESTIGACIÓN</b>	27
<b>3.1</b>	<b>Revisión de equipos e instrumentos</b>	27
3.1.1	<b>Descripción del lavado de gas de regeneración P3-V05</b>	27
3.1.2	<b>Análisis de bombas asociadas al recipiente P3-V05</b>	28
3.1.3	<b>Bombas P3_P01A/B</b>	28
3.1.3.1	<i>Características de las bombas instaladas</i>	28
3.1.3.2	<i>Características de las bombas solicitadas por el diseñador de la planta</i>	29
3.1.3.3	<i>Conclusión</i>	29
3.1.3.4	<i>Recomendación</i>	30
3.1.3.5	<i>Lógica de control</i>	30
3.1.4	<b>Bombas P3_P02A/B:</b>	30
3.1.4.1	<i>Características de las bombas instaladas</i>	30
3.1.4.2	<i>Características de las bombas solicitadas por el diseñador de la planta</i>	30
3.1.4.3	<i>Conclusión</i>	31

3.1.4.4	<i>Lógica de control</i> .....	31
3.1.5	<b>Bombas P3_P03A/B</b> .....	31
3.1.5.1	<i>Lógica de control de las bombas P3_P03A/B</i> .....	31
3.2	<b>Análisis del intercambiador P3-E3</b> .....	32
3.2.1	<b><i>Diferencia de temperatura media logarítmica según diseño (LMTDd)</i></b> .....	33
3.2.2	<b><i>Diferencia de temperatura media logarítmica actual (LMTDp)</i></b> .....	33
3.2.3	<b><i>Porcentaje de eficiencia del intercambiador</i></b> .....	34
3.3	<b>Evaluación de válvulas de control</b> .....	34
3.3.1	<b><i>Dimensionamiento válvula P3_PDV6A</i></b> .....	34
3.3.2	<b><i>Dimensionamiento válvula P3_PDV6B</i></b> .....	35
3.3.3	<b><i>Dimensionamiento válvula P3_FV18</i></b> .....	36
3.3.4	<b><i>Dimensionamiento válvula P3_LV20</i></b> .....	37
3.3.5	<b><i>Dimensionamiento válvula P3_LV21</i></b> .....	37
3.4	<b>Evaluación transmisores de nivel</b> .....	38
3.4.1	<b><i>Análisis del transmisor P3_LT20 y P3_LT21</i></b> .....	38
3.5	<b>Evaluación transmisores de flujo</b> .....	39
3.5.1	<b><i>Análisis del transmisor P3_FT18</i></b> .....	39
3.5.2	<b><i>Análisis del transmisor P3_FT008</i></b> .....	40
3.6	<b>Evaluación transmisores de presión</b> .....	40
3.6.1	<b><i>Análisis del transmisor P3_PT016</i></b> .....	40
3.6.2	<b><i>Análisis del transmisor P3_PDT6</i></b> .....	40
3.7	<b>Identificación experimental del proceso</b> .....	41
3.7.1	<b><i>Adquisición de datos</i></b> .....	41
3.7.2	<b><i>Identificación del modelo matemático</i></b> .....	47
3.7.3	<b><i>Identificación del modelo en espacios de estados</i></b> .....	47
3.7.3.1	<b><i>Identificación por medio del toolbox (ident)</i></b> .....	47
3.7.3.2	<b><i>Identificación usando código estructurado</i></b> .....	53
3.7.4	<b><i>Identificación del modelo mediante función de transferencia</i></b> .....	55
3.7.4.1	<b><i>Identificación por medio del Toolbox (ident)</i></b> .....	55
3.7.4.2	<b><i>Identificación usando código estructurado</i></b> .....	61
3.8	<b>Respuesta del modelo identificado</b> .....	62
3.9	<b>Sintonización del modelo en SIMULINK</b> .....	65

## CAPÍTULO IV

4.	<b>RESULTADOS</b> .....	74
4.1	<b>Análisis de Resultados</b> .....	74
4.1.1	<b><i>Índice de desempeño cuadrático</i></b> .....	74

4.1.2	<i>Método actual</i> .....	75
4.1.3	<i>Método propuesto</i> .....	77
4.2	<b>Conclusiones</b> .....	78
4.3	<b>Limitaciones del enfoque propuesto</b> .....	79
4.4	<b>Trabajos futuros</b> .....	79

BIBLIOGRAFÍA

ANEXO A

ANEXO B

## ÍNDICE DE ABREVIATURAS

<b>PID</b>	Proporcional integral y derivativo
<b>PHD</b>	Base de datos de historial de procesos
<b>MIMO</b>	Múltiples entradas múltiples salidas
<b>SISO</b>	Simple entrada y simple salida
<b>HMI</b>	Interfaz hombre máquina
<b>SCADA</b>	Supervisor, control y adquisición de datos
<b>CCR</b>	Reformado catalítico continuo
<b>MPC</b>	Modelo control predictivo
<b>FIT</b>	Porcentaje de ajuste
<b>PS</b>	Predicción de Smith

## LISTA TABLAS

<b>Tabla 3-1</b> Cálculo de CV para flujo normal.....	35
<b>Tabla 3-2</b> Comparación Cv calculado con el Cv real.....	35
<b>Tabla 3-3</b> Cálculo de CV para flujo normal.....	35
<b>Tabla 3-4</b> Comparación Cv calculado con el Cv real.....	36
<b>Tabla 3-5</b> Cálculo de CV para flujo normal.....	36
<b>Tabla 3-6</b> Comparación Cv calculado con el Cv real.....	37
<b>Tabla 3-7</b> Comparación Cv calculado con el Cv real.....	37
<b>Tabla 3-8</b> Comparación Cv calculado con el Cv real.....	37
<b>Tabla 3-9</b> Comparación Cv calculado con el Cv real.....	38
<b>Tabla 3-10</b> Comparación Cv calculado con el Cv real.....	38
<b>Tabla 3-11</b> Parámetros para estimación de la función de transferencia .....	61
<b>Tabla 3-12</b> Constantes de ajuste del sistema .....	70

## LISTA DE FIGURAS

<b>Figura 2.1.</b> Etapas de Refinación de Crudo .....	7
<b>Figura 2.2.</b> Tambor de lavado P3-V05.....	9
<b>Figura 2.3.</b> Partes de una bomba centrífuga .....	10
<b>Figura 2.4.</b> Partes de una bomba centrífuga.....	10
<b>Figura 2.5.</b> Intercambiador 1-1 .....	12
<b>Figura 2.6.</b> Tipos de placa orificio .....	14
<b>Figura 2.7.</b> Conexión general de una válvula de control.....	16
<b>Figura 2.8.</b> Etapas para la identificación de un sistema .....	18
<b>Figura 2.9.</b> Representación de un modelo de caja negra.....	19
<b>Figura 2.10.</b> Respuesta impulsional .....	21
<b>Figura 2.11.</b> Respuesta ante escalón .....	21
<b>Figura 2.12.</b> Método de identificación.....	23
<b>Figura 2.13.</b> Flujograma de identificación de un proceso .....	24
<b>Figura 2.14.</b> Sistemas SISO (a) y MIMO 2x2 (b).....	25
<b>Figura 2.15.</b> Representación gráfica general de un sistema MIMO.....	25
<b>Figura 2.16.</b> Acoplamientos entre señales de un sistema MIMO.....	26
<b>Figura 2.17.</b> Lazo resultante de los acoplamientos entre señales de un sistema MIMO.....	26
<b>Figura 3.1.</b> Recipiente de lavado de gas de regeneración .....	27
<b>Figura 3.2.</b> Intercambiador cotracorriente P3-E3 (Valores en °C).....	32
<b>Figura 3.3.</b> Registro de órdenes de trabajo en el sistema máximo de refinería Esmeraldas (P3_LT20 y P3_LT21).....	39
<b>Figura 3.4.</b> Registro de órdenes de trabajo en el sistema máximo de refinería Esmeraldas (P3_FT18).....	39
<b>Figura 3.5.</b> Registro de órdenes de trabajo en el sistema máximo de refinería Esmeraldas (P3_FT8).....	40
<b>Figura 3.6.</b> Registro de órdenes de trabajo en el sistema máximo de refinería Esmeraldas (P3_PDT6) .....	40
<b>Figura 3.7.</b> Entrada (a) (Flujo) y salida (b) (Nivel) de agua .....	42
<b>Figura 3.8.</b> Entrada (a) (Flujo) y salida (b) (Nivel) de agua con sosa.....	43
<b>Figura 3.9.</b> Entrada (a) (Presión) y salida (b) (Presión en %) de gas .....	44
<b>Figura 3.10.</b> Entrada (a) y salida (b) de agua en un período de análisis .....	45
<b>Figura 3.11.</b> Entrada (a) y salida (b) de agua para SOSA en un período de análisis .....	46
<b>Figura 3.12.</b> Entrada (a) y salida (b) de gas en un período de análisis.....	46
<b>Figura 3.13.</b> Ventana del asistente de identificación de MATLAB.....	48

<b>Figura 3.14.</b> Respuesta del estimador usando el asistente de identificación para modelos de espacios de estados.....	49
<b>Figura 3.15.</b> Datos reales y los datos estimados por el modelo en espacio de estados de 4to nivel: a) salida de agua, b) salida de agua con SOSA y c) salida de gas.....	50
<b>Figura 3.16.</b> Matrices del modelo en espacios de estado de 4to orden .....	51
<b>Figura 3.17.</b> Respuesta del estimador usando el asistente de identificación.....	51
<b>Figura 3.18.</b> Datos reales y los datos estimados por el modelo en espacio de estados de 4to nivel: a) salida de agua, b) salida de agua con SOSA y c) salida de gas.....	52
<b>Figura 3.19.</b> Matrices del modelo en espacios de estado de 5to orden .....	53
<b>Figura 3.20.</b> Datos reales y los datos estimados del modelo en espacio de estados de 5to nivel mediante código: a) salida de agua, b) salida de agua con SOSA y c) salida de gas .....	54
<b>Figura 3.21.</b> Matrices del modelo en espacios de estado de 5to orden .....	55
<b>Figura 3.22.</b> Respuesta del estimador de MATLAB.....	56
<b>Figura 3.23.</b> Datos reales y los datos estimados con dos polos y un cero: a) salida de agua, b) salida de agua con SOSA y c) salida de gas.....	57
<b>Figura 3.24.</b> Nueve funciones de transferencias obtenidas .....	58
<b>Figura 3.25.</b> Respuesta del estimador de MATLAB con cantidad de polos y ceros mayores a dos.....	59
<b>Figura 3.26.</b> Datos reales y los datos estimados mediante función de transferencia con más de dos polos y ceros: a) salida de agua, b) salida de agua con SOSA y c) salida de gas .....	60
<b>Figura 3.27.</b> Funciones de transferencia obtenidas con más de dos polos y ceros.....	61
<b>Figura 3.28.</b> Datos reales y los datos estimados con función de transferencia con más de dos polos y ceros con código: a) salida de agua, b) salida de agua con SOSA y c) salida de gas ...	62
<b>Figura 3.29.</b> Respuesta al escalón unitario de la salida de Agua .....	63
<b>Figura 3.30.</b> Respuesta al escalón unitario de la salida de Agua SOSA .....	64
<b>Figura 3.31.</b> Respuesta al escalón unitario de la salida de gas.....	64
<b>Figura 3.32.</b> Representación en diagrama de bloques de la metodología de sintonización .....	65
<b>Figura 3.33.</b> Diagrama de bloques de la modelación matemática del sistema MIMO.....	66
<b>Figura 3.34.</b> Selección de bloques PID para la sintonización .....	67
<b>Figura 3.35.</b> Diagrama de bloques sistema MIMO .....	67
<b>Figura 3.36.</b> Especificación de las entradas y salidas sometidas a la respuesta escalón.....	68
<b>Figura 3.37.</b> Configuración de los márgenes mínimos de estabilidad para las entradas y salidas .....	69
<b>Figura 3.38.</b> Respuesta del controlador para la salida de agua con una referencia de la unidad 70	
<b>Figura 3.39.</b> Respuesta del controlador para la salida de agua-SOSA.....	71
<b>Figura 3.40.</b> Respuesta del controlador para la salida de gas.....	71
<b>Figura 3.41.</b> Entrada modificada de agua para obtener la salida.....	72

<b>Figura 3.42.</b> Entrada modificada de agua-SOSA para obtener la salida deseada .....	72
<b>Figura 3.43.</b> Entrada modificada de gas para obtener la salida deseada .....	73
<b>Figura 4.1</b> Área relacionada al índice de desempeño cuadrático .....	75
<b>Figura 4.2.</b> Respuesta controlador actual en la salida de agua.....	76
<b>Figura 4.3.</b> Respuesta controlador actual en la salida de agua y sosa .....	76
<b>Figura 4.4.</b> Respuesta controlador actual en la salida de gas .....	77



## RESUMEN

Este proyecto tiene como objetivo diseñar una metodología para sintonizar los controladores PID del proceso de lavado de gas de regeneración (P3-V05) del área de catalíticas II, refinería Esmeraldas. La propuesta empieza con la recopilación de diagramas P&ID (Diagramas de instrumentación y procesos) para determinar la cantidad de lazos de control que existen en la planta. Esto permite determinar los lazos críticos que intervienen en el proceso del tambor P3-V05; entre ellos, los lazos de disparo. En segundo lugar, se determinan los lazos de control que operen en modo manual. La metodología actual de funcionamiento de los lazos que es aplicada por los operadores (expertos) es fundamental para definir objetivos de sintonización en los lazos de control del sistema. Además, se verifica el reporte de calibración de transmisores, reporte de calibración de válvulas, dimensionamiento de válvulas, y se mide la eficiencia de los equipos asociados al sistema. Finalmente, se obtiene el modelo del sistema MIMO, y debido a que el sistema es no lineal se utiliza el ajuste automático de sistemas de control PID en MATLAB usando funciones de transferencia cuya estimación del 85.99%, 82.38% y 84.31% para las variables de salida de agua, de agua con SOSA y gas, respectivamente garantizan un adecuado funcionamiento del lazo, concluyendo que el modelo del sistema MIMO supera en una relación de 3 a 1 al sistema actual SISO. Se recomienda que se incluya en el programa de mantenimiento a los intercambiadores, bombas y aplicar normas API para el diseño de nuevas bombas.

**Palabras claves:** <TECNOLOGÍA Y CIENCIAS DE LA INGENIERÍA>, <SINTONIZACIÓN DE LAZOS DE CONTROL>, <REFINERÍA>, <SISTEMA DE MÚLTIPLES ENTRADAS Y MÚLTIPLES SALIDAS (MIMO)>, <SISTEMA DE SIMPLE ENTRADA Y SIMPLE SALIDA (SISO)>, <CONTROL PROPORCIONAL, INTEGRAL, DERIVATIVO (PID)>, <MATLAB-(SOFTWARE)>.



## SUMMARY

The objective of this project is to design a methodology for tuning the PID controllers of the regeneration gas washing process (P3-V05) of the catalytic area II, Esmeraldas refinery. The proposal begins with the compilation of P & ID diagrams (instrumentation and process diagrams) to determine the amount of control loops that exist in the plant. This allows to determine the critical loops that intervene in the drum process P3-V05; between them, the firing loops. Secondly, the control loops that operate in manual mode are determined. The current methodology of operation of the ties that is applied by the operators (experts) is fundamental to define objectives of tuning in the control loops of the system. In addition, the transmitter calibration report, valve calibration report, valve sizing, and the efficiency of the equipment associated with the system are measured. Finally, the model of the MIMO system is obtained, and because the system is non-linear the automatic adjustment of PID control systems in MATLAB is used using transfer functions whose estimation of 85,99%, 82,38% and 84,31% for the variables of water, SOSA and gas, respectively, guarantee an adequate operation of the loop, concluding that the MIMO system model exceeds the current SISO system by a ratio of 3 to 1. It is recommended that the exchangers, pumps and API standards are included in the maintenance program for the design of new pumps.

KEYWORDS: <ENGINEERING SCIENCES AND TECHNOLOGY>, <CONTROL LOOPS TUNING>, <REFINERY>, <MULTIPLE-INPUT AND MULTIPLE-OUTPUT SYSTEM (MIMO)>, <SINGLE INPUT AND SINGLE OUTPUT SYSTEM (SISO)>, <PROPORTIONAL-INTEGRAL-DERIVATIVE PROCESS CONTROL (PID)>, <MATLAB-(SOFTWARE)>

# CAPÍTULO I

## 1. INTRODUCCIÓN

### 1.1 Antecedentes

Este trabajo de investigación, presenta una metodología de sintonización de controladores PID MIMO de la sección de lavado de gas de regeneración que se efectúa en el tambor P3-V05 del área de catalíticas II de la refinería Esmeraldas. En un entorno de automatización real, los sistemas son afectados por ruido, perturbaciones u otras condiciones ambientales que provocan variaciones en sus valores de operación (Visioli, 1999). La problemática de controlar este tipo de procesos radica en la dinámica no lineal del sistema, grandes retardos de tiempo e interacción de sus variables. Por este motivo, es una práctica común que los trabajadores operen con varios lazos de control en modo manual. Estos sistemas dependen del conocimiento, destrezas y la rapidez de reacción del operador para compensar perturbaciones en el sistema.

La evaluación que se desarrolla en este proyecto, analiza cada lazo de control descartando problemas como dimensionamiento y rangos de instrumentos asociados, para sugerir ajustes en la sintonización de los controladores PID.

El ajuste de los parámetros PID en primera instancia es un gran error, debido a que se debe identificar el tipo de sistema, las variables que intervienen en el mismo y los requerimientos del operador. Se descartan si las fallas de funcionamiento se deben a la instrumentación o al diseño. Por lo tanto, previo a sintonizar los controladores, se verifica la calibración de válvulas y transmisores.

El índice de desempeño cuadrático aplicado al sistema de control actual y al controlador propuesto indica que se puede mejorar el rendimiento en una relación 3 a 1 de la planta implementado un controlador PID MIMO.

### 1.2 Planteamiento del problema

Las nuevas tecnologías y la reducción de personal en las plantas, han enfocado a los

ingenieros en control hacia los sistemas de información y han descuidado los conceptos básicos de control. Es frecuente, encontrar lazos de control sintonizados incorrectamente u operando en lazo abierto (Flota & Salinas, 2017, pág. 2). El ajuste de parámetros es frecuente en procesos industriales, no sólo en los trabajos de puesta en marcha, sino también cuando se detectan cambios sustanciales en el comportamiento del proceso (Alcántara, 2011, pág. 23).

La ventaja de sintonizar correctamente un lazo de control (descartando problemas de los componentes físicos del sistema), es que toma acciones sobre alguna perturbación que afecte al sistema sin necesidad de la intervención de un operador. Los operadores son los encargados de supervisar el correcto funcionamiento del sistema, típicamente a través de sistemas HMI/SCADA. Otra potencial ventaja de un sistema de control sintonizado correctamente radica en un adecuado rendimiento de los controladores que influyen positivamente en la operación del sistema de automatización, mejorando entre otras cosas, eficiencia energética, estabilidad, etc.

En refinería Esmeraldas existe un operador de tablero para cinco diferentes procesos de Catalíticas II (hidrotratamiento, unidad de reformado catalítico con regeneración continua, lazo de regeneración), el lavado del gas de regeneración (P3-V05) pertenece al proceso de lazo de regeneración. Refinería es operada las 24 horas del día, los 365 días del año, y cada 8 horas hay rotación de turno. Los lazos de control asociados al lavado de gas se distribuyen en 3 entradas y 3 salidas, cada controlador trabaja de manera individual con PID SISO, los valores de trabajo son entregados por el diseñador de la planta para que las catalíticas II trabajen al 100%. Con el apoyo de los ingenieros de procesos deben recalcular este valor de trabajo y operar la planta en un porcentaje menor en caso de algún daño en los equipos o algún otro requerimiento de la refinería. La planta es creada para entregar una cierta cantidad de producto, por ejemplo la CCR tiene una capacidad de 13000 bpd (barriles por día) de gasolina, por lo tanto todos sus subprocesos deben trabajar para que se cumpla el diseño. En cuanto al control se considera que es necesario realizar algunos estudios para determinar cuál es el controlador que mejor se acopla a cada subproceso, por lo cual en la presente investigación se propone simular un controlador PID MIMO. Con la mejora en la sintonización de lazos, los potenciales beneficios son: reducción de costos de operación, de mantenimiento, evitar productos fuera de especificación de la norma.

### **1.3 Justificación**

Este trabajo de investigación pretende mostrar una metodología detallada para la

sintonización de los parámetros de los lazos PID MIMO del área de catalíticas II de la refinería Esmeraldas.

La metodología descrita en el presente documento demuestra que el índice de desempeño o error cuadrático del control PID MIMO es menor que el desempeño actual del control PID SISO, un mejor control aumenta la fiabilidad, mejora el rendimiento del sistema y evita el desgaste de los instrumentos por una incorrecta reacción a las perturbaciones.

## **1.4 Objetivos**

### ***1.4.1 Objetivo general***

Diseñar una metodología de sintonización de los controladores PID del proceso de lavado de gas de regeneración (P3-V05) del área de catalíticas II, refinería Esmeraldas.

### ***1.4.2 Objetivos específicos***

- Evaluar el funcionamiento de los controladores de la planta utilizando el índice de desempeño cuadrático.
- Identificar las variables que afectan al lazo de control.
- Comprobar que los instrumentos pertenecientes al lazo de control se encuentren dimensionados correctamente, para descartar problemas en la sintonización de lazos.
- Realizar la evaluación de cada lazo de control y en caso de ser necesario sugerir las nuevas constantes para mejorar la sintonización del lazo.
- Determinar la dinámica del proceso en el lavado de gas de regeneración (P3-V05).

## **1.5 Hipótesis**

La metodología para el diseño y sintonización de controladores PID MIMO del proceso de lavado de gas de regeneración producido en el tambor P3-V05, del área de catalíticas II, de refinería Esmeraldas, tendrá mejor desempeño, ya que el error cuadrático será menor que el controlador PID SISO actualmente implementado.

## CAPÍTULO II

### 2. MARCO DE REFERENCIA

#### 2.1 Metodología propuesta

Se obtiene el modelo del sistema con los datos históricos que se encuentran almacenados en el servidor PHD posteriormente se identifica, analizar la respuesta y finalmente se sintoniza.

**Estado del arte:** El estado del arte describe brevemente diversos trabajos realizados con controladores PID, y multivariable PID.

**Etapa de obtención de datos:** Se obtienen los datos históricos del servidor PHD, los datos tienen que cumplir las variaciones necesarias para obtener el modelo más cercano al real.

**Etapa de revisión de equipos asociados a los lazos de control:** Se estudia la eficiencia para el intercambiador, comparación de bombas instaladas con las solicitadas por el diseñador de la planta, diseño de válvulas de control, y mantenimiento de los transmisores.

**Etapa de simulación:** Se identifica el modelo usando código estructurado, se analiza la respuesta del modelo identificado, y posteriormente se sintoniza en SIMULINK.

**Análisis de resultados:** Para el análisis de resultados se utiliza el error de estado cuadrático, se compara con el modelo actual implementado en refinería Esmeraldas.

#### 2.2 Estado del arte

A continuación se describe brevemente algunos trabajos vinculados con control multivariable y controladores PID:

Cova (2005) presenta un enfoque descriptivo del control PID y concluye que dicho control

en sus diferentes aspectos brinda un extenso campo de investigación y desarrollo al profesional interesado (pág. 44).

Parra (2007) presenta un diseño e implementación de controladores PID industriales en la cual compara entre una técnica multilazo y multivariable, concluyendo que no se observa mucha diferencia en los resultados obtenidos porque el sistema de control multilazo trabaja satisfactoriamente, lo que indica que la interacción entre las variables controladas no es del todo relevante como para desintonizar la operación del sistema de control (pág. 84).

Huilcapi (2015) presenta un diseño de un algoritmo de control inteligente utilizando lógica difusa comparado con un algoritmo PID, para su implementación en un sistema multivariable no lineal bola y plato. Concluyendo que el algoritmo de control difuso implementado para la plataforma electromecánica del sistema bola y plato, presenta menores errores de aproximación a la referencia fijada para los ángulos de inclinación alfa y beta que los algoritmos clásicos PID, y PD, esto confirma la eficiencia del control difuso multivariable ante sistemas no lineales de difícil modelamiento analítico, como lo es el sistema bola y plato (pág. 122).

Muttu (2015) elabora el diseño e implementación de un proceso SISO y MIMO con un controlador PID para el tanque acoplado y concluye que el proyecto puede aplicarse para varios tanques no-lineales como tanques esféricos. El estudio no sólo se puede aplicar para dos tanques, pero es aplicable para tres tanques e incluso cuádruple sistema de tanque (pág. 61).

Ziegler & Nichols (1942) realiza el desarrollo de una metodología para el ajuste de controladores PID, basada en una serie de ensayos y simulaciones. Como conclusión se demostró que los ajustes del controlador se pueden obtener de la curva de reacción, y será posible que el diseñador del equipo pueda obtener la curva aproximada desde la reacción para ciertas aplicaciones y determinar los ajustes del regulador incluso antes de que se construya el equipo (pág. 765).

Alfaro (2003) propone una metodología para el ajuste de controladores PI y PID, la cual funciona tanto para sistemas con respuesta monotónica como para sistemas subamortiguados. La metodología se basa en la asignación de polos y ceros que permite un ajuste sistemático de la ganancia para cumplir con especificaciones de régimen transitorio, incluyendo la no existencia de sobrepasos (pág. 13-29).

Tumbaco y Viña (2015) presentan el diseño e implementan una planta didáctica industrial con aplicaciones para el control de nivel en un reservorio, para el laboratorio de automatización industrial. Concluyen que el método PID Ziegler y Nichols aplicado para conseguir el control de nivel en los reservorios comparado con otros métodos es de baja dificultad, debido a que se basa en los resultados producidos por la planta; es decir, sólo se estudia el comportamiento de la señal de salida. Se propone una práctica sobre los controles PID para una mejor comprensión del alumnado (pág. 95).

Alarcón y Lajo (2013) diseño de un controlador PID con interfaz gráfica de control para un sistema de equilibrio bi-hélice, y determinaron un controlador PID de mejores prestaciones al inicial, y controlaron de forma eficiente el sistema de equilibrio planteado (pág. 9).

Araki y Taguchi (2003) presentan Controladores PID de dos grados de libertad (2DOF), e indican que el controlador PID 2DOF puede resolver el problema del regulador PID convencional que no ajusta la respuesta de perturbación y la respuesta de set-point en la mayoría de los casos de importancia práctica. Este problema no fue muy importante en los primeros días de la aplicación de PID cuando el cambio de la variable de punto de ajuste no fue requerido muy a menudo, pero es muy importante en la práctica moderna de control del proceso donde el cambio del set-point se requiere con frecuencia (pág. 409).

Arroyo, Pinzón y Díaz (2011) realizan una comparación de diferentes técnicas de control en tiempo real aplicado a la variable temperatura. Se implementaron diferentes estrategias de control que incluyen el controlador on-off, el PID, el PID con acción antiwindup y el controlador predictivo (MPC). En el caso del controlador PID se ajustó por el segundo método de Ziegler-Nichols, el cual fue mejorado, modificando levemente la posición de los ceros que introduce en controlador, reduciendo el tiempo de establecimiento del sistema en lazo cerrado. Adicionalmente se agregó una acción antiwindup para mejorar la respuesta del sistema y lo cual se obtuvo en los resultados experimentales que el control PID antiwindup el cual tiene un mejor comportamiento respecto al PID clásico y al control on-off esto se evidencia en un menor sobreimpulso y menor tiempo de establecimiento (pág. 9).

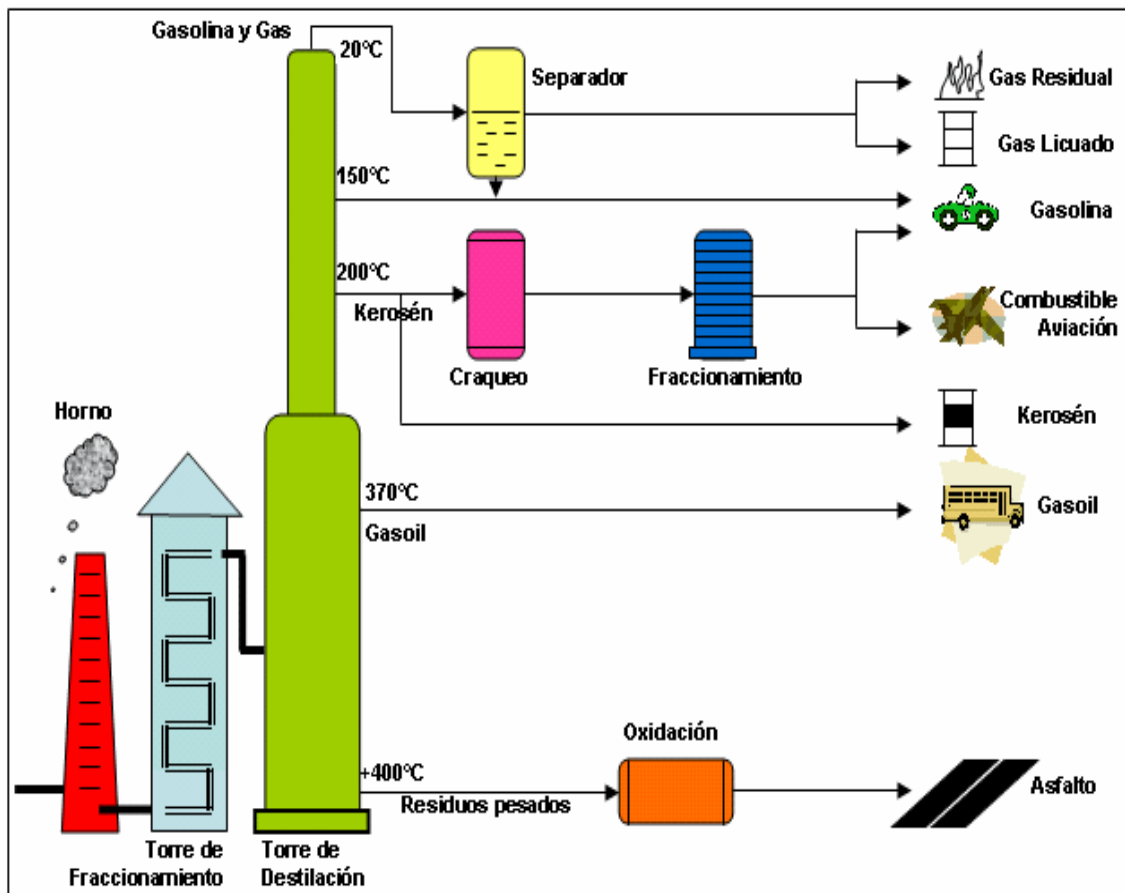
Benítez, García, Fernández, Morales y Rivas (2014) realizan la evaluación de estrategias de control para regular la variación de la temperatura en un horno de la refinería Níco-López, en este artículo se obtuvo dos modelos, uno de primer y otro de tercer orden con retardo que representan una buena aproximación de proceso real, cuantificado por medio del %FIT (porcentaje de ajuste). La mejor estimación para el caso del modelo de primer orden fue la



que se obtuvo con el método de Cecil Smith. El controlador con lazo de prealimentación de la perturbación fue la estrategia que mejor rechaza las variaciones de carga. Las estrategias analizadas no pueden ser usadas satisfactoriamente para variaciones en el retardo superiores al 45%, ya que en estas por lo general se ve afectado el índice de robustez del controlador. Sin embargo todas las estrategias, incluyendo al PS (predicador de Smith), aunque deterioran su respuesta tanto para cambios de consigna como ante perturbaciones, si resultan en un controlador estable en lazo cerrado cuando las variaciones no exceden el 15% del retardo de referencia. La propuesta de sistema de control final simulada, demostró ser adecuada para controlar la temperatura de salida del horno cuando se encuentra sometido a perturbaciones y variaciones en el retardo, propiciando un ajuste simple e independiente de la robustez del controlador (pág. 10).

### 2.3 Refinería de petróleo

El proceso de refinación de petróleo comienza con la destilación, o fraccionamiento, de los crudos en grupos de hidrocarburos separados.



**Figura 2.1.** Etapas de Refinación de Crudo

Fuente: <http://www.monografias.com/trabajos36/refinacion-petroleo/Image6166.gif>

Los productos resultantes están directamente relacionados con las características del petróleo crudo que se procesa (Kraus, 2012, pág. 78.2). La Figura 2.1 indica las etapas de refinación del crudo, el proceso consta de varias etapas, por lo que es común observar en las plantas numerosas torres, equipos y tuberías.

### **2.3.1 Reformado catalítico continuo (CCR)**

Los reactores siempre están regenerando catalizador (el catalizador rompe las largas cadenas de hidrocarburos líquidos con alto punto de ebullición para obtener moléculas mucho más cortas y útiles), el fin es mantener siempre alta la actividad del catalizador, la distribución de los productos en el sistema de reformado se mantiene constante.

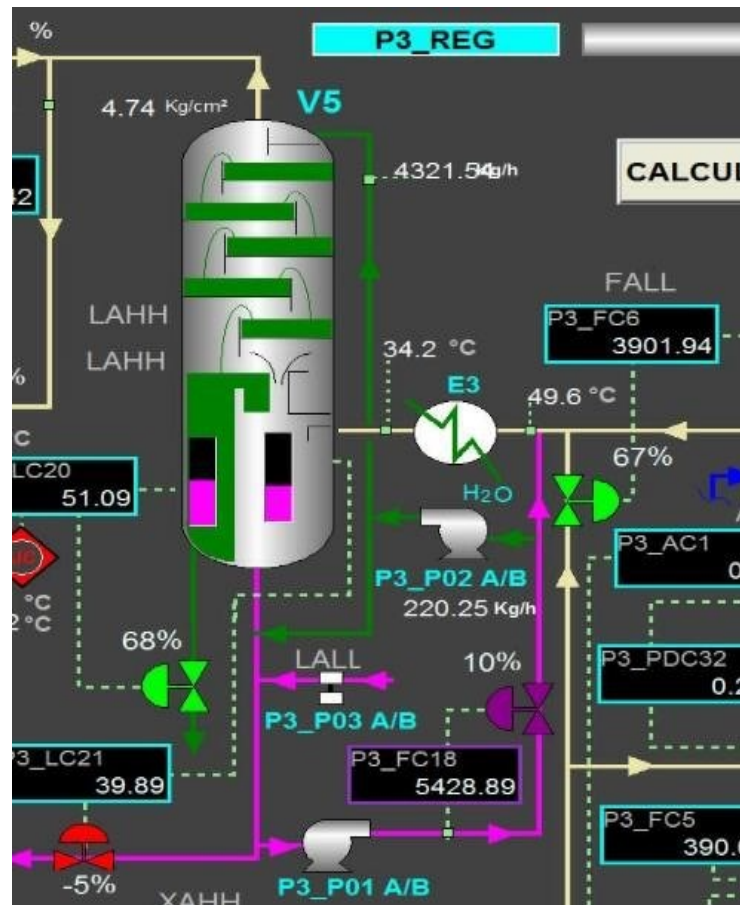
En los procesos no continuos, la actividad del catalizador disminuye a lo largo del ciclo de regeneración y debe aumentar la temperatura para mantener las propiedades deseadas del reformado. A medida que la temperatura aumenta, disminuye el rendimiento, la producción de hidrocarburos livianos y aumenta el coque. El coque es una forma de carbón sólido producido mediante la descomposición térmica y la polimerización de hidrocarburos líquidos pesados derivados de la refinación de crudo. Los catalizadores del reformado están sujetos a envenenamiento por sulfuro de hidrógeno y otros compuestos de azufre, nitrógeno y oxígeno. Por lo tanto, la alimentación de nafta debe ser pre procesada en una operación intermedia de hidrotratamiento para remover impurezas antes del reformado. La mayoría de la carga del reformador es nafta virgen (sin craqueo o sin ruptura de cadenas de hidrocarburos), de la unidad de destilación atmosférica, sin embargo, otras naftas con puntos de ebullición adecuados pueden aceptarse luego de ser hidrotratadas para eliminar los venenos del catalizador y para saturar los materiales olefínicos no deseados (González, 2010, pág. 2).

El proceso de reformado de nafta es un contribuyente muy importante en la rentabilidad de una refinería de petróleo. Este proceso continuará siendo una parte fundamental para alcanzar las características cambiantes de los productos refinados en el futuro (González, 2010, pág. 2).

### **2.3.2 Proceso de lavado de gas de regeneración (P3-V05)**

El propósito de este proceso de lavado de gas es de remover cloruros y otros compuestos corrosivos del sistema. La Figura (2.2) muestra el esquema del tambor P3-V05 en la

pantalla HMI (interfaz hombre máquina).



**Figura 2.2.** Tambor de lavado P3-V05

Fuente: HMI refinería Esmeraldas

La refinería Esmeraldas consta de sistemas de control tipo SISO (simple entrada y simple salida), controlando una variable a la vez. En la metodología desarrollada se controla tres variables de entrada y tres variables de salida desarrollando un sistema MIMO (múltiples entradas y múltiples salidas) para el sistema P3\_V05.

Las variables de entrada y salida son:

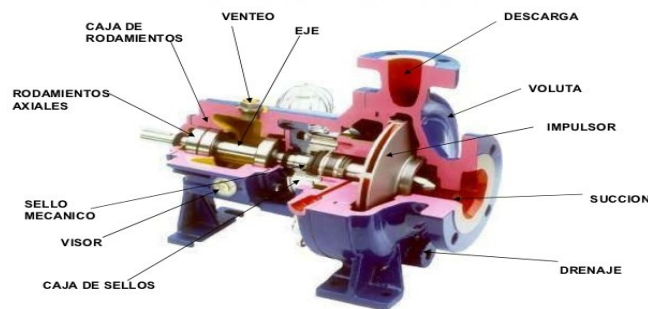
- Entrada 1: Presión de gas quemado (P3-PD-6).
- Entrada 2: Flujo de agua con sosa caustica (P3-F-018).
- Entrada 3: Flujo de agua tratada (P3-FT-008).
- Salida 1: Presión de gas quemado (P3-P-016).
- Salida 2: Nivel de agua con sosa caustica (P3-L-021).
- Salida 3: Nivel de agua tratada (P3-L-020).

## 2.4 Sistema de bombeo

Para transportar un fluido de un lugar a otro, se necesita disponer de una cantidad de energía para vencer la diferencia de presión, altura o velocidad entre origen y destino. Cuando se trata de líquidos que no disponen de esta energía, es necesario transmitirla por medio de elementos mecánicos externos denominados bombas (José González Pérez, 2005, pág. 40).

### 2.4.1 Bomba centrífuga

Las bombas centrífugas consisten en un rodete montado sobre una carcasa o voluta tal como se muestra en la Figura (2.3). El líquido entra en el centro del rodete y es acelerado por el giro de este, la energía cinética del fluido se transforma en energía potencial a la salida. Generalmente los materiales de construcción son de fundición de hierro o acero al carbono.

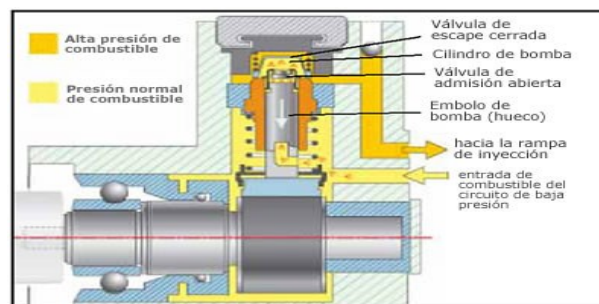


**Figura 2.3.** Partes de una bomba centrífuga

Fuente: <https://image.slidesharecdn.com/presentac1-091012210024-phpapp01/95/presentac1bombas-41728.jpg?cb=1255381410>

### 2.4.2 Bombas de dosificación

En la Figura (2.4) se muestran los puntos de baja y alta presión de las bombas de dosificación.



**Figura 2.4.** Partes de una bomba centrífuga

Fuente: <http://www.aficionadosalamecanica.net/images-inyecc-direc/bomba-carrera-descend.jpg>

Las bombas de dosificación son accionadas por actuadores neumáticos o electrónicos y utilizadas, principalmente, en el envío de cantidades precisas de líquidos para mezclas, en casos tales como el control de pH, tratamiento de aguas, adición de productos en la industria alimenticia, entre otros., aplicaciones que se caracterizan por bajos caudales, altas presiones, altas viscosidades, entre otros (Solé, 2011, pág. 496).

## **2.5 Intercambiadores**

El intercambiador de calor es un equipo de transferencia de calor empleado en los procesos químicos con la finalidad de intercambiar calor entre dos corrientes de un proceso. Para calentar un fluido, se emplean calentadores haciendo uso de vapor de agua, o en el caso de refinerías de petróleo, el aceite caliente recirculado cumple la misma función. Los enfriadores cumplen funciones opuestas a la anterior, empleándose agua y aire como medios principales de refrigeración (González, 2002, pág. I1.1).

### ***2.5.1 Intercambiador según los procesos de transferencia***

A continuación se presenta los tipos de intercambiadores de acuerdo al proceso de transferencia:

#### ***2.5.1.1 De contacto directo***

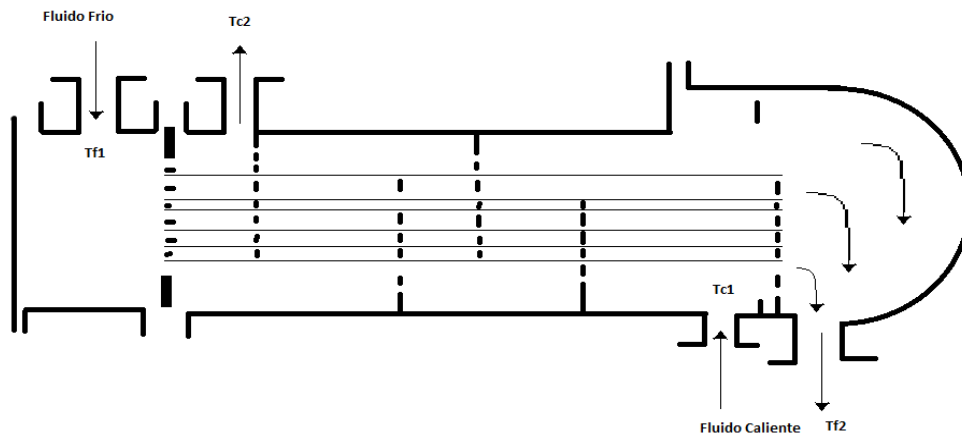
En este tipo de intercambiador, el calor es transferido por contacto directo entre dos corrientes de distintas fases (generalmente un gas y un líquido de muy baja presión de vapor) fácilmente separables después del proceso de transferencia de energía; como ejemplo se tienen las torres de enfriamiento de agua con flujo de aire. El flujo de aire puede ser forzado o natural (González, 2002, pág. I1.3).

#### ***2.5.1.2 De contacto indirecto***

En los intercambiadores de tipo contacto indirecto, las corrientes permanecen separadas y la transferencia de calor se realiza a través de una pared divisora, o desde el interior hacia el exterior de la pared de una forma no continua. Cuando el flujo de calor es intermitente, es decir, cuando el calor se almacena primero en la superficie del equipo y luego se transmite al fluido frío se denominan intercambiadores tipo transferencia indirecta, o tipo almacenador o sencillamente regenerador (González, 2002, pág. I1.3).

### 2.5.2 Intercambiador 1-1

La Figura (2.5) representa un intercambiador de haz de tubos y coraza. A este intercambiador se lo denomina tipo 1-1, por tener un solo paso por la coraza y un solo paso por los tubos (Henríquez, 2010, pág. 289).



**Figura 2.5.** Intercambiador 1-1

Fuente: [https://image.slidesharecdn.com/intercambiadoresdecalor-130615173948\\_phpapp02/95/intercambiadores-de-calor-9-638.jpg?cb=1371318170](https://image.slidesharecdn.com/intercambiadoresdecalor-130615173948_phpapp02/95/intercambiadores-de-calor-9-638.jpg?cb=1371318170)

En general, el intercambiador de calor de coraza y tubos tiene unas placas (cabezales) en donde se fijan los tubos por ambos extremos, mediante soldadura u otro tipo de fijación; este tipo de construcción tiene un bajo costo inicial, pero sólo se puede utilizar para diferencias pequeñas de temperatura entre el fluido caliente y el frío, puesto que no se ha hecho ninguna previsión para evitar las tensiones mecánicas de origen térmico debidas a la dilatación entre los tubos y la coraza (Henríquez, 2010, pág. 301).

Otra desventaja consiste en que el montaje del haz de tubos no se puede desmontar para su limpieza; estos inconvenientes se solucionan fácilmente haciendo que una de las placas de tubos esté fija, mientras que la otra se sujeta mediante pernos a un cabezal flotante que permite el movimiento relativo entre el haz de tubos y la coraza; la placa de tubos flotante está sujeta con mordazas entre la cabeza flotante y unas bridas, de modo que es posible retirar el haz de tubos para su limpieza (Henríquez, 2010, pág. 301).

## 2.6 Instrumentación

Se describe a la instrumentación como un grupo de elementos que sirven para medir, transmitir y controlar variables de presión, temperatura, nivel, flujo entre otras, para optimizar procesos.

### **2.6.1 Transmisores y protocolos**

Los transmisores asociados al recipiente P3\_V05 utilizan protocolo HART y trabajan con la señal electrónica normalizada de 4 a 20 mA.

#### **2.6.1.1 Protocolo HART**

El protocolo HART (High way Addressable Remote Transducer) fue desarrollado originariamente por la firma Rosemount pero, dada su gran aceptación, ha sido extendido a muchos otros fabricantes. Rosemount creó la fundación HART a la que se han adherido decenas de fabricantes de todo el mundo (Creus, 2010, pág. 71).

#### **2.6.1.2 La señal electrónica**

Normalizada es de 4 a 20 mA de corriente continua, si bien se utilizan de 1 a 5 mA c.c., de 10 a 50 mA c.c. y de 0 a 20 mA c.c. (Creus, 2010, pág. 61).

### **2.6.2 Medición de presión**

La presión siempre se mide respecto a una referencia o valor patrón, la cual puede ser el vacío absoluto u otra presión como en el caso más común en que se trata de la presión atmosférica. Según la referencia de presión utilizada se le dan nombres distintos a las medidas de presión (Dulhoste, 2014, pág. 1).

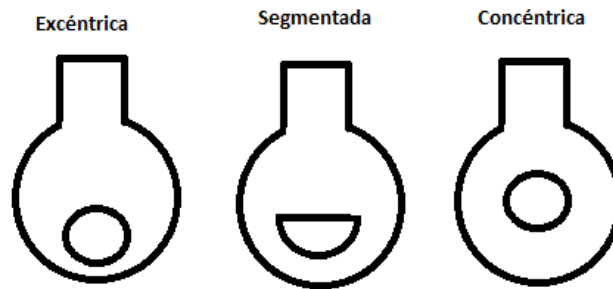
- Presión absoluta: Es la presión referida al vacío absoluto.
- Presión manométrica: Es la presión referida a la presión atmosférica.
- Presión de vacío: Es la presión referida a la presión atmosférica pero por debajo de ella.
- Presión diferencial: Es la diferencia entre dos presiones.
- Presión atmosférica: Es la presión ejercida por el peso de la atmósfera sobre la tierra.
- Presión barométrica: Es la medida de la presión atmosférica la cual varía levemente con las condiciones climáticas (Dulhoste, 2014, pág. 1).

### **2.6.3 Medición de caudal**

En los procesos de la refinería Esmeraldas la medición de caudales de líquidos y gases se los realiza mediante una placa orificio y un transmisor de presión diferencial.

### 2.6.3.1 Placa orificio

Consiste en una placa perforada que se instala en la tubería, esto provoca que el flujo se contraiga conforme se aproxime al orificio y después se expande al diámetro total de la tubería. La corriente que fluye a través del orificio forma una vena contracta y la rápida velocidad del flujo resulta en una disminución de presión hacia abajo del orificio (Vicencio & Gómez, 2015, pág. 6).



**Figura 2.6.** Tipos de placa orificio

Fuente: [http://fluidos.eia.edu.co/hidraulica/articulos/medidores/p\\_orificio/tipos%20de%20placas\\_archivos/image001.gif](http://fluidos.eia.edu.co/hidraulica/articulos/medidores/p_orificio/tipos%20de%20placas_archivos/image001.gif)

En la Figura (2.6) se representan las placas excéntrica, segmentada y concéntrica. La placa de orificio segmentada se utiliza para fluidos con partículas en suspensión, la concéntrica para líquidos y la excéntrica para gases donde los cambios de presión implican condensación (Vicencio & Gómez, 2015, pág. 9).

La principal ventaja de utilizar una placa orificio es el costo, además que es fácilmente reproducible, fácil de instalar, desmontar, y que con ella se consigue un alto grado de exactitud (Vicencio & Gómez, 2015, pág. 8).

### 2.6.3.2 Transmisor diferencial de presión

La forma más habitual para la medida de caudal es el conjunto formado por placa de orificio concéntrico y transmisor diferencial de presión. El elemento final de control de lazo suele ser la válvula automática situada aguas abajo de la placa orificio. Normalmente una placa orificio de coloca delante de la válvula automática para que la presión en el punto de medida sea constante y, de esta manera, eliminar errores de medida que se pueden producir debido a la caída de presión que origina la válvula automática (Sánchez, 2013, pág. 10). El transmisor de presión



diferencial es un dispositivo que registra la presión de flujo antes y después de una restricción del diámetro, ocasionada intencionalmente a la tubería por la cual circula un fluido.

El principio de operación del medidor de orificio está basado en la relación que existe entre la velocidad de flujo y la caída de presión, es decir; “La pérdida de presión causada por restricción del diámetro es proporcional al cuadrado de la velocidad de flujo” (Vicencio & Gómez, 2015, pág. 2).

#### **2.6.4 Medición de nivel**

La medición de nivel de líquidos es una de las variables que se encuentra con más frecuencia en la industria, el nivel en los recipientes es primordial para la operación del proceso, los transmisores de nivel en el recipiente P3\_V05 son de tipo desplazador.

##### **2.6.4.1 Transmisor de nivel por desplazador**

Es una medición de nivel sencilla en cuanto a la tecnología. El método consiste en el desplazamiento de un flotador, boya o cuerpo flotante basado en la diferencia entre el peso del flotador y la fuerza de flotación hacia arriba que el medio ejerce sobre el cuerpo de desplazamiento. La fuerza de flotación hacia arriba depende del volumen del cuerpo de desplazamiento, la densidad relativa y el nivel del medio. Obviamente, para que el cuerpo se desplace, debe ser más pesado que el medio. La fuerza diferencial se transmite a un medio de transmisión basado en un sistema de barra de torsión, acoplado a un transductor que transforma la fuerza en una señal acondicionada y estándar, siendo esta habitualmente de 4-20 mA. Lo más habitual es montar un desplazador en un tubo portante y colocarlo externamente en el tanque, con el fin de mejorar las condiciones de mantenimiento, calibración y estabilidad del producto (Ramos, 2014, pág. 3.4).

#### **2.6.5 Válvulas de control**

La válvula automática de control generalmente constituye el último elemento en un lazo de control instalado en la línea de proceso y se comporta como un orificio cuya sección de paso varía continuamente con la finalidad de controlar un caudal en una forma determinada (Espinosa, 2011, pág. 227).

Es importante determinar el tamaño de la válvula de control. Los beneficios radican en un beneficio técnico-económico, porque el subdimensionamiento trae por consecuencia una mala

operación del lazo de control y posibles pérdidas en la producción, aunque el costo de la válvula sea menor. En caso contrario un sobredimensionamiento implica una subutilización en el trabajo de la válvula, los asientos al trabajar muy pegados se deterioran con rapidez, y aumenta el costo de la válvula (Espinosa, 2011, pág. 227). A continuación se definen los conceptos más importantes para una válvula de control:

#### 2.6.5.1 Coeficiente $C_v$ de la válvula

Indica el índice de capacidad de la válvula, no solo se refiere a tamaño, sino también a la cantidad de fluido que pasa por la válvula (Espinosa, 2011, pág. 228).

#### 2.6.5.2 Transductor Corriente/Presión

En general un transductor es un dispositivo que convierte una forma de energía en otra, tal como un micrófono, una termocupla, o en este caso el convertidor corriente (4 a 20 mA) a presión (3 a 15 PSI) (Espinosa, 2011, pág. 228). La Figura (2.7) indica la conexión de un transductor de corriente a presión con una válvula de control.



**Figura 2.7.** Conexión general de una válvula de control

Fuente: <http://www.sapiensman.com/neumatica/images/conversor%20IP.jpg>

#### 2.6.5.3 Válvula de Globo

Llamada así por disponer de un obturador en forma de globo, se caracteriza porque el flujo de entrada o salida es perpendicular al eje del obturador. Y pueden ser de simple asiento, doble asiento y de obturador equilibrado (Solé, 2011, pág. 364).

Las válvulas de simple asiento, que cierran en contra de la presión del proceso, precisan de un actuador de mayor tamaño. Por lo tanto, se emplean cuando la presión diferencial del flujo es baja y se precisa que las fugas, a través de la válvula con el obturador en posición de cierre, sean mínimas. El cierre estanco se logra con asientos provistos de una arandela de teflón o de

otros materiales blandos (Solé, 2011, pág. 362).

En la válvula de doble asiento, o de simple asiento con obturador equilibrado, la fuerza de desequilibrio desarrollada por el fluido a través del obturador es menor que en la válvula de simple asiento. Esto es debido a que, en la válvula de doble asiento el fluido actúa en sentidos contrarios sobre los obturadores, y en la válvula con obturador equilibrado lo hace por encima y por debajo del único obturador. Por este motivo se emplean en válvulas de gran tamaño o bien cuando deba trabajarse con una alta presión diferencial. En posición de cierre, las fugas a través de la válvula son mayores que en la válvula de simple asiento, debido a que es mecánicamente imposible que el doble actuador asiente perfectamente sobre los dos asientos (Solé, 2011, pág. 362).

Como dato orientativo, puede señalarse que según la norma ANSI/FCI 70-2-2006, las fugas admisibles son del 0.01% del caudal máximo de la válvula de simple asiento y de 0.1% en la válvula de doble asiento (Solé, 2011, pág. 414).

## **2.7 Diseño de la metodología de sintonización del PID**

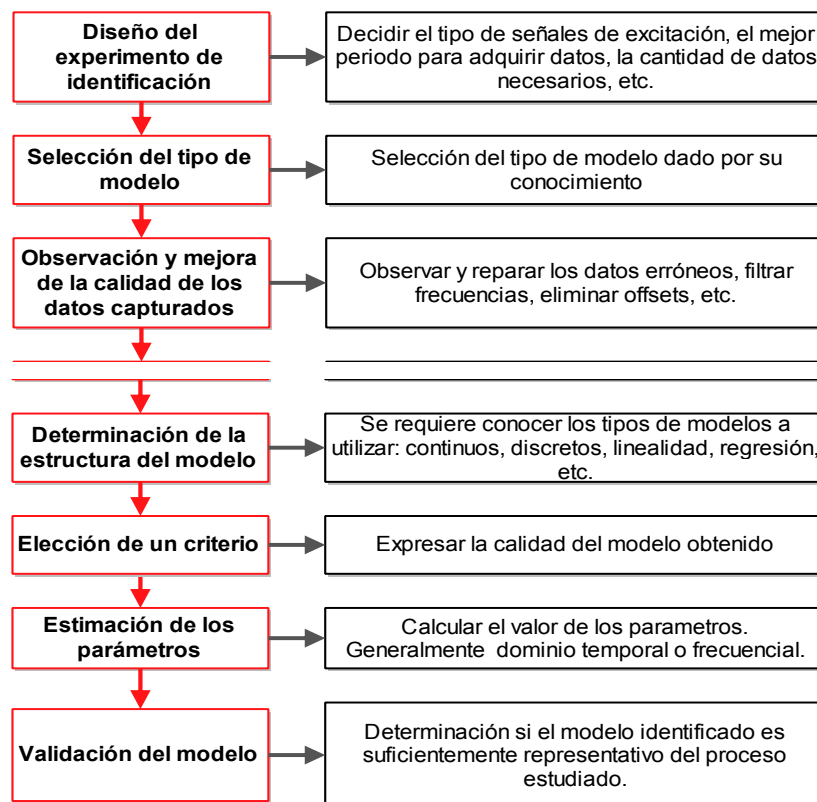
El control proporcional integral derivativo (PID) es la estrategia de control más usada en las aplicaciones industriales; se estima que más del 90% de los lazos de control utilizan control PID dado que es una estrategia simple, efectiva y no requiere una gran fundamentación teórica para su utilización en los procesos cotidianos (Lozano, Rodríguez, & Giraldo, 2012, pág. 35).

En la metodología para sintonizar los controladores PID se determina el ajuste de los parámetros ( $K_c$ ,  $T_i$ ,  $T_d$ ) de un sistema MIMO, a continuación se describen los pasos a seguir.

### **2.7.1 Identificación de sistemas**

La identificación de sistemas intenta resolver el problema de construir modelos matemáticos de sistemas dinámicos basados en datos observados de los mismos. Es decir, se conoce identificación como la técnica de construir un modelo a partir de las variables medidas del proceso: entradas o variables de control, salidas o variables controladas y, posiblemente, perturbaciones. Con el objetivo de modelar sistemas, se propone tres formas distintas de utilizar los métodos de identificación:

- Considerar distintas aproximaciones para estructurar el problema, seleccionando las señales de interés, determinar el grado de linealidad, etc.
- Construir un modelo que describa el comportamiento entre las entradas y salidas, sin considerar el comportamiento físico.
- Utilizar los datos para determinar los parámetros no conocidos del modelo físico obtenido a base del estudio de propiedades y leyes físicas del proceso estudiado. La identificación de un sistema conlleva una serie de actividades y herramientas, las cuales pueden ser descritas en la Figura (2.8). (Karel, 2011, pág. 2).



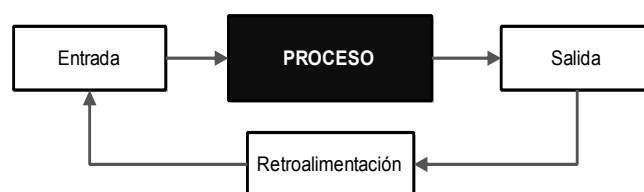
**Figura 2.8.** Etapas para la identificación de un sistema

Realizado por: Katherine Aguilar

En el **diseño de experimentos**, las consideraciones económicas juegan un rol importante al momento de adquirir datos en procesos industriales, obligando la elección de una técnica que sea la más rentable. Algunas técnicas son muy sencillas, a fin de que la obtención del modelo sea más sencilla. Estas técnicas, sin embargo, requieren que los experimentos se usen entradas preestablecidas de manera precisa: pulsos, sinusoides, etc. Adicionalmente, es necesario que el experimento utilice señales que exciten todos los modos del sistema. Otra consideración a tomar en cuenta es la posibilidad de no poder identificar un sistema en bucle abierto, sino que haya que hacerlo en bucle cerrado.

La **selección del tipo de modelo** viene dada por el conocimiento que se tenga del proceso y de las perturbaciones que se tengan que tomar en cuenta. Dependiendo del conocimiento de la planta, los sistemas pueden clasificarse en escala de grises: modelos de caja blanca, modelos de caja gris y modelos de caja negra. Los modelos de caja blanca presentan el caso donde la planta es completamente conocida y es posible construir el modelo a partir de conocimiento adquirido y de sus componentes físicos. Los modelos de caja gris presentan ciertos parámetros que pueden ser modelados con exactitud, pero con otros que necesitan ser determinados a partir de la observación de datos de respuesta. Finalmente, los modelos de caja negra no permiten obtener o usar una idea física de la parte interna de la planta, forzando a usar estimación para conocer un equivalente matemático en base a valores de entrada y salida. Esta categorización es una vista simplificada, en la realidad, es usual aplicar una combinación de estos modelos para encontrar un modelo general.

Los modelos de caja negra son capaces de representar cualquier sistema, tratándose en la mayoría de los casos de estructuras parametrizadas con la suficiente flexibilidad como para poder acomodar los datos observados de una gran cantidad de sistemas diferentes. Los modelos de caja negra no son obtenidos (total o parcialmente) de la aplicación de leyes, al contrario, la constitución de estos se basa de las observaciones realizadas al sistema para seleccionar una ventana de parámetros. Esta ventana de valores se elige de manera que el modelo resultante se acomode a las observaciones disponibles. Los modelos de caja negra son frecuentemente usados ya que no requieren detener la planta para determinar características de la misma (Figura (2.9)). Adicional a esto, los modelos de caja negra se usan para tareas de regulación, mejoramiento de sistemas en funcionamiento y como paso inicial, para aprender más acerca del proceso.



**Figura 2.9.** Representación de un modelo de caja negra

Realizado por: Katherine Aguilar

El desarrollo de modelos de sistemas dinámicos no lineales a partir de sistemas de caja negra ha sido llevado a cabo usando distintos enfoques, no existiendo hoy en día un único marco para la construcción de los mismos. Muchas veces es requerido acudir a procedimientos prueba-error, pero aun así la mayoría de ocasiones es más rápido que si se conociera los procesos internos del sistema. La evidente desventaja de estos procedimientos es que el entendimiento del sistema no

se mejora, por ende, no se puede explicar cómo funciona.

La **observación y mejora de la calidad de los datos** implica determinar los mejores períodos obtenidos de la experimentación. Normalmente, los sistemas contienen perturbaciones externas e internas que producen algún tipo de error, requiriéndose el uso de filtros para suprimir el ruido o datos no deseados previos a la identificación.

La **determinación de la estructura del proceso** establece distintas maneras de representar matemáticamente un sistema. Las más conocidas son la respuesta impulsional, la respuesta ante el escalón, la función de transferencia y la representación en espacio de estados (Vilanova & Visioli, 2012).

La respuesta impulsional que se muestra en la Ecuación (2.1) es también conocida por la secuencia de ponderación o modelo de convolución (Bordóns, 2007, pág. 42).

$$y(t) = \sum_{i=1}^{\infty} h_i u(t-i) \quad (2.1)$$

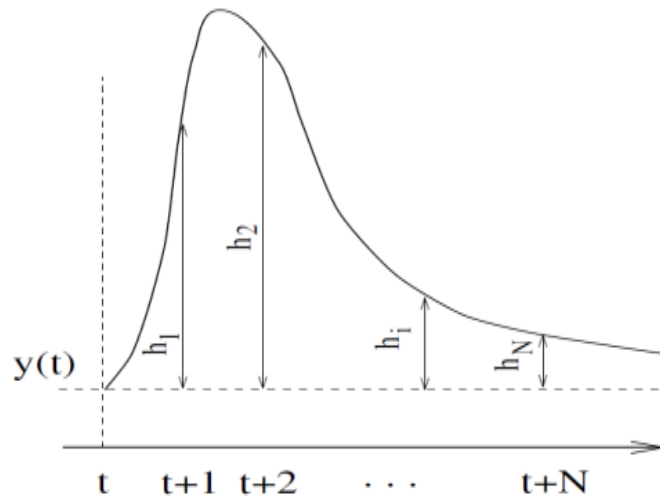
Haciendo referencia a la Ecuación (2.1),  $h_i$  son los valores muestreados obtenidos al someter al proceso a un impulso unitario de amplitud igual al período de muestreo. En la Ecuación (2.2) la suma es truncada y solo se consideran  $N$  valores (por tanto solo permite representar procesos estables y sin integradores), teniendo (Bordóns, 2007, pág. 241):

$$y(t) = \sum_{i=1}^{\infty} h_i u(t-i) = H(z^{-1})u(t) \quad (2.2)$$

Donde  $H(z^{-1}) = h_1 z^{-1} + h_2 z^{-2} + \dots + h_N z^{-N}$ . Un inconveniente con este método es la cantidad de parámetros que necesita, ya que  $N$  suele ser un valor elevado (de orden 40-50). La predicción vendrá dada por la Ecuación (2.3) (Bordóns, 2007, pág. 241).

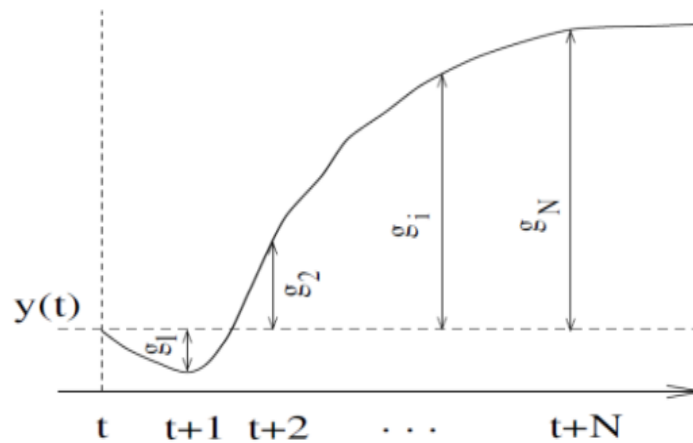
$$\hat{y}(t+k) = \sum_{i=1}^N h_i u(t+k-i | t) = H(z^{-1})u(t+k | t) \quad (2.3)$$

Este método es ampliamente aceptado en la práctica industrial debido a que es muy intuitivo y no requiere información previa sobre el proceso, con lo que el procedimiento de identificación se simplifica, a la vez que permite describir fácilmente dinámicas complejas como base no mínima o retardos (Bordóns, 2007, pág. 241).



**Figura 2.10.** Respuesta impulsional

Fuente: (Bordóns, 2007)



**Figura 2.11.** Respuesta ante escalón

Fuente: (Bordóns, 2007)

La **respuesta al escalón** (Figura (2.10)) es muy similar a la respuesta impulsional, a diferencia que la señal de entrada es un escalón (Figura (2.11)). Para sistemas estables se tiene la respuesta truncada que es representada por la Ecuación (2.4) (Bordóns, 2007, pág. 242).

$$y(t) = y_0 + \sum_{i=1}^N g_i \Delta u(t-i) = y_0 + G(z^{-1})(1-z^{-1})u(t) \quad (2.4)$$

donde las  $g_i$  son los valores muestreados ante la entrada en escalón y  $\Delta u(t) = u(t) - u(t-1)$ , como se muestra en la Figura (2.11). El valor de  $y_0$  puede tomarse 0 sin pérdida de generalidad, con lo cual el predictor será la Ecuación (2.5) (Bordóns, 2007, pág. 242).

$$\hat{y}(t+k|t) = \sum_{i=1}^N g_i \Delta u(t+k-i|t) \quad (2.5)$$

De la manera similar que el método de respuesta impulsional, este método presenta similares ventajas e inconvenientes (Bordóns, 2007, pág. 242).

En la *función de transferencia* (Ecuación (2.6)), se utiliza el concepto de  $G = B / A$  con lo que la salida viene dada por (Bordóns, 2007):

$$\begin{aligned} A(z^{-1}) &= 1 + a_1 z^{-1} + a_2 z^{-2} + \dots + a_{na} z^{-na} \\ B(z^{-1}) &= b_1 z^{-1} + b_2 z^{-2} + \dots + b_{nb} z^{-nb} \end{aligned} \quad (2.6)$$

Por tanto, la predicción viene dada por la Ecuación (2.7) (Bordóns, 2007, pág. 242).

$$\hat{y}(t+k|t) = \frac{B(z^{-1})}{A(z^{-1})} u(t+k|k) \quad (2.7)$$

Esta representación es válida también para procesos inestables y posee la ventaja de necesitar pocos parámetros, aunque es fundamental un conocimiento a priori del proceso, sobre todo en cuanto al orden de los polinomios  $A$  y  $B$ . El *espacio de estados* se representa en la Ecuación (2.8) (Bordóns, 2007, pág. 242).

$$x(t) = Ax(t-1) + Bu(t-1), \quad y(t) = Cx(t) \quad (2.8)$$

Siendo  $x$  el estado y  $A, B$  y  $C$  las matrices del sistema, de entrada y de salida respectivamente. Para este modelo la predicción viene dada por la Ecuación (2.9) (Bordóns, 2007).

$$\hat{y}(t+k|t) = C\hat{x}(t+k|t) = C \left[ A^k x(t) + \sum_{i=1}^k A^{i-1} B u(t+k-i|t) \right] \quad (2.9)$$

La representación en espacio de estados posee la ventaja de que sirve también para sistemas multivariables a la vez, permitiendo analizar la estructura interna del proceso (a pesar de que en ocasiones los estados obtenidos al discretizar no tienen ningún significado físico). Los cálculos pueden ser complicados, con la necesidad adicional de incluir un observador si los estados no son accesibles (Bordóns, 2007, pág. 242).



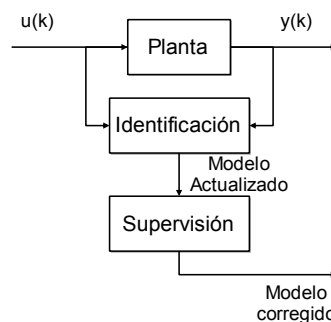
En la **elección del criterio**, la estimación y la consecuente validación requieren un criterio que exprese la calidad del modelo obtenido. Comúnmente, se utilizan de la forma representada en la Ecuación (2.10).

$$J(\theta) = \sum_{k=1}^N g(e(k)) \quad (2.10)$$

donde  $\theta$  es el vector de parámetros a ajustar,  $e(k)$  es el error de estimación para la medida  $k$ ,  $N$  es el número de observaciones o medidas disponibles y  $g(.)$  es una función usualmente cuadrática. Usualmente, el proceso de ajuste del modelo se realiza de manera que se busca el valor del vector de parámetros  $\theta$  que hace mínimo al índice o criterio  $J(\theta)$ . El método más antiguo que emplea esta estrategia es el de los mínimos cuadrados, debido a Gauss (Bordóns, 2007, pág. 132).

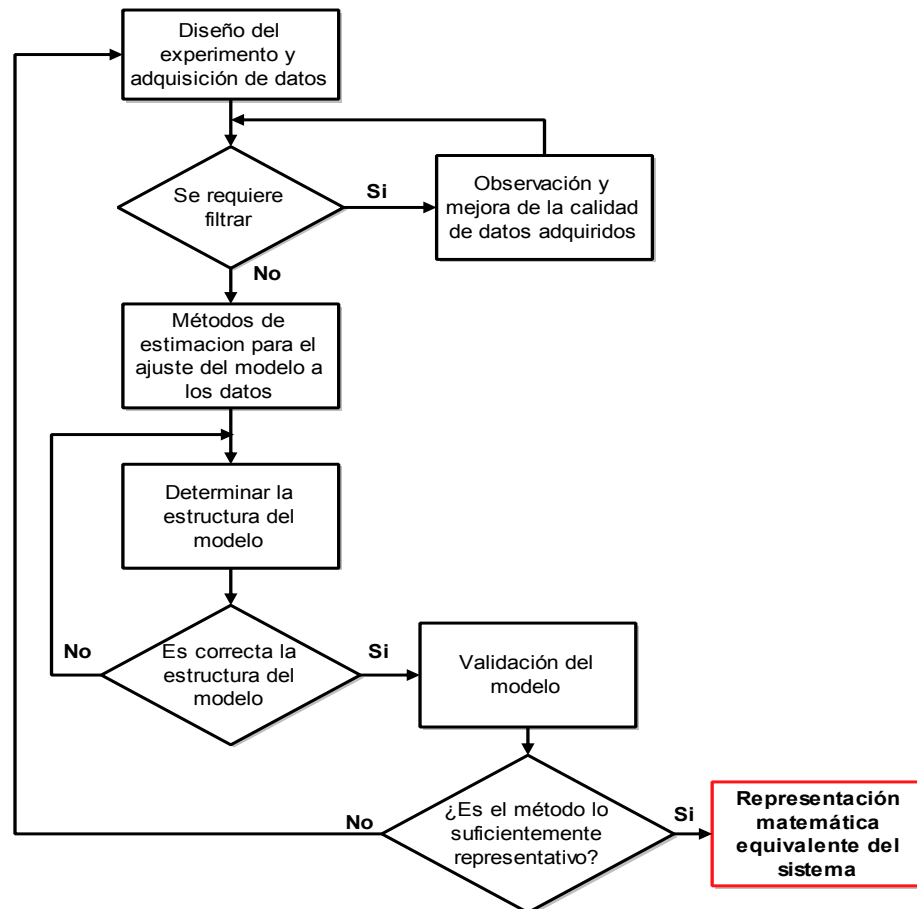
La **estimación de parámetros** requiere de los datos experimentales, un tipo de modelo y un criterio. Estimar los parámetros es resolver un problema de optimización en el cual, el mejor modelo es el que hace mínimo al criterio. Hay diversas maneras de llevar a cabo el proceso de estimación, pero dentro ella se distingue entre identificación en línea y fuera de línea.

En los métodos de identificación en línea, la estimación se efectúa usando medidas que se van obteniendo en tiempo real y normalmente se usan cálculos recursivos. El esquema de este tipo de identificación se representa en la Figura (2.12). En el esquema propuesto, se incluye un nivel de supervisión para evitar que el modelo actualizado se salga de ciertos límites o presente cambios bruscos. Este método es el más adecuado al pretender implementar controles adaptativos o cuando el proceso varía su dinámica a lo largo del tiempo.



**Figura 2.12.** Método de identificación en línea

Realizado por: Katherine Aguilar



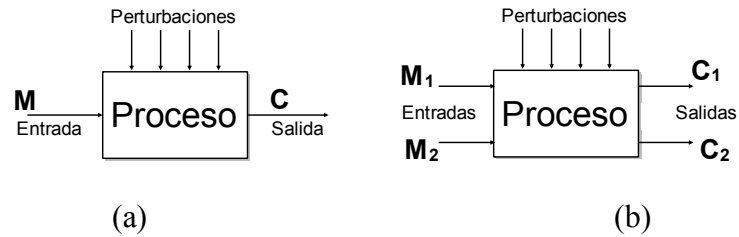
**Figura 2.13.** Flujograma de identificación de un proceso

Realizado por: Katherine Aguilar

Este tipo de modelos comúnmente obtiene modelos más precisos y más fiables en cuanto a la convergencia de los parámetros estimados a los parámetros reales del proceso. En la etapa final, la **validación del modelo** consiste en comprobar la eficiencia del modelo que se ha obtenido mediante el proceso de identificación. En resumen, la identificación del sistema se basa en un conjunto de pasos a seguir, los cuales pueden ser descritos mediante el flujograma mostrado en la Figura (2.13).

### 2.7.2 *Sistemas MIMO*

El análisis de sistemas comúnmente considera plantas con una sola entrada y una sola salida (Single input - single output, SISO) para no profundizar en temas complejos. Sin embargo, en la práctica y a nivel industrial, sistemas con múltiples entradas y múltiples salidas son más frecuentes de encontrar. Esto implica la necesidad de controlar muchas variables simultáneamente, variación que resultará en la respuesta de múltiples salidas (Múltiple Input – Múltiple Output, MIMO). La Figura (2.14) muestra la diferencia estructural entre los sistemas SISO y un sistema MIMO de dos entradas y dos salidas (Bordóns, 2007, pág. 186).



**Figura 2.14.** Sistemas SISO (a) y MIMO 2x2 (b)

Realizado por: Katherine Aguilar

De igual manera que la diferencia estructural entre los sistemas SISO y los MIMO, las funciones de transferencia están basadas en la cantidad de entradas y salidas que incluya la planta. De este modo, si se tiene un proceso con 2 entradas y dos salidas, la dinámica del proceso será definida por las Ecuación (2.11) y (2.12).

$$\frac{C_1(s)}{M_1(s)} = G_{p11}(s) \quad \frac{C_1(s)}{M_2(s)} = G_{p12}(s) \quad (2.11)$$

$$\frac{C_2(s)}{M_1(s)} = G_{p21}(s) \quad \frac{C_2(s)}{M_2(s)} = G_{p22}(s)$$

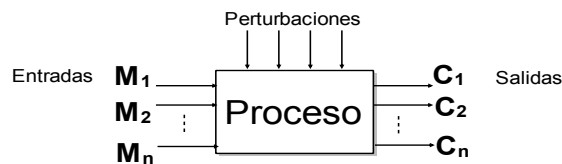
$$C_1(s) = G_{p11}(s)M_1(s) + G_{p12}(s)M_2(s) \quad (2.12)$$

$$C_2(s) = G_{p21}(s)M_1(s) + G_{p22}(s)M_2(s)$$

La Ecuación (2.13) es la representación matricial de una manera más abstracta.

$$\mathbf{C}(s) = \mathbf{G}_p(s)\mathbf{M}(s) \quad (2.13)$$

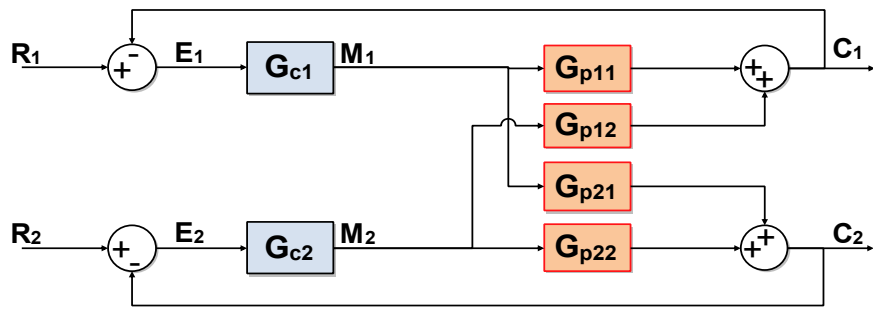
La representación gráfica en forma general se puede definir como se muestra en la Figura (2.15).



**Figura 2.15.** Representación gráfica general de un sistema MIMO

Realizado por: Katherine Aguilar

De la definición de un sistema MIMO de 2x2, los acoplamientos entre señales se establecen como se muestra en la Figura (2.16).



**Figura 2.16.** Acoplamientos entre señales de un sistema MIMO

Realizado por: Katherine Aguilar

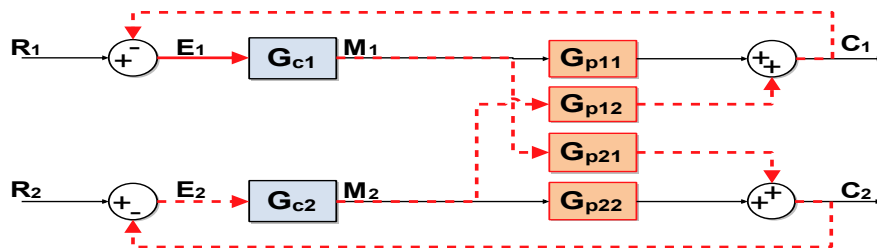
En este esquema se puede identificar un lazo resultante que muestra la interconexión de los lazos más allá del esquema principal. Este lazo resultante tiende a desestabilizar a los otros lazos de control y por tanto dificultar el ajuste. Bajo la suposición de que el controlador 2 es desconectado o forzado de alguna manera a generar un valor nulo en  $M_2(s)$ , teóricamente se tiene la Ecuación (2.14).

$$\frac{C_1(s)}{M_1(s)} = G_{p11}(s) \quad (2.14)$$

Pero en realidad se generará la salida mostrada a continuación por efecto del lazo resultante mostrado en la Figura (2.17).

$$\frac{C_1(s)}{M_1(s)} = G_{p11}(s) - \frac{G_{p12}G_{p21}G_{c2}}{1 + G_{c2}G_{p22}} \quad (2.15)$$

En la Ecuación (2.15), el primer término representa la respuesta esperada, mientras que el segundo término presenta la interacción entre los dos lazos. Bajo este resultado, se concluye que ambos lazos no pueden ser ajustados independientemente, requiriéndose utilizar métodos para sintonizar todo el sistema conjuntamente.



**Figura 2.17.** Lazo resultante de los acoplamientos entre señales de un sistema MIMO

Realizado por: Katherine Aguilar

## CAPÍTULO III

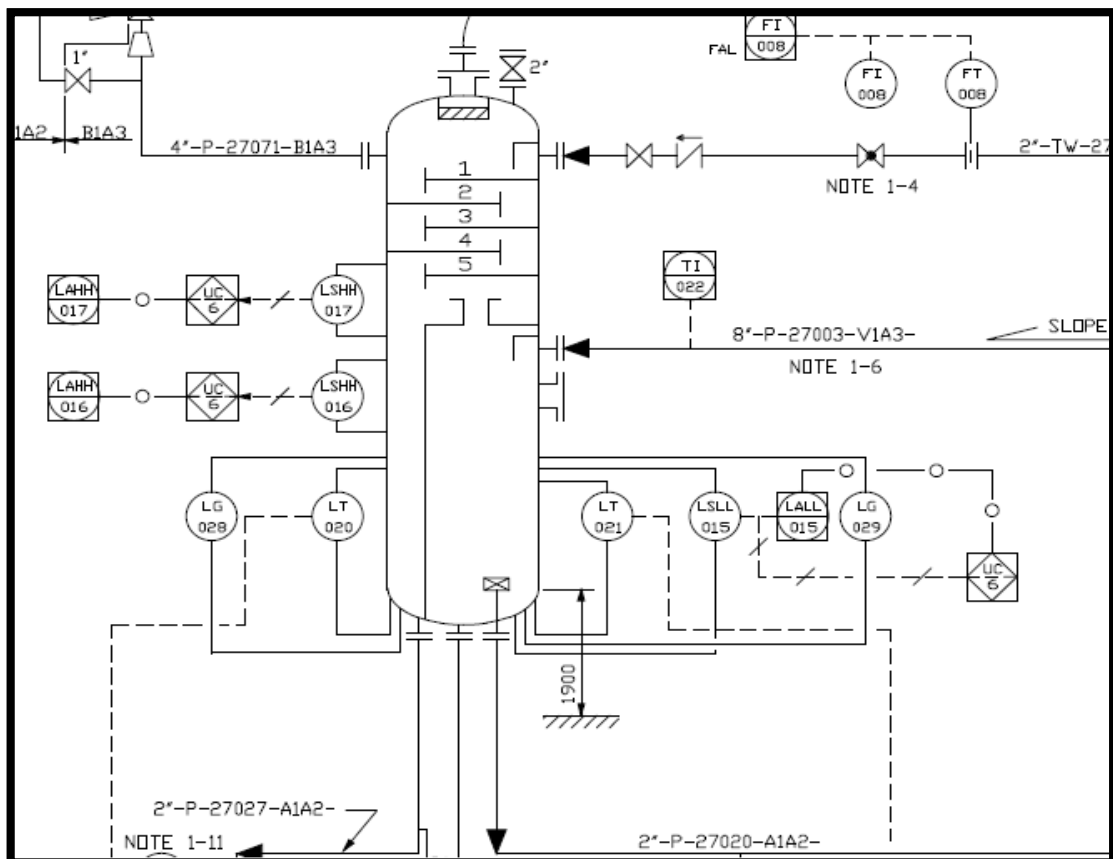
### 3 DISEÑO DE INVESTIGACIÓN

#### 3.1 Revisión de equipos e instrumentos

El diseño, la sintonía y la implementación de estrategias de control y controladores es sólo la primera fase en la solución de un problema de control. La segunda fase incluye la operación, la supervisión y el mantenimiento (Aström, 2009, pág. 353).

##### 3.1.1 Descripción del lavado de gas de regeneración P3-V05

La necesidad actual de ahorrar energía y mejorar los diferentes procesos industriales, nos ha llevado a plantear soluciones que involucren sistemas de control automático.



**Figura 3.1.** Recipiente de lavado de gas de regeneración

Fuente: Diagrama de tuberías e instrumentos A1-1172-27-001 refinería Esmeraldas

El propósito de la sección de lavado de gas es el de remover cloruros y otros compuestos corrosivos del sistema. En la Figura (3.1) se ilustra el recipiente P3-V05 y a continuación se describe el proceso:

- Por la línea 8"-P-27003-V1A3- ingresa el gas de regeneración, más la solución de sosa inyectada por la bomba P3-P01A/B, y enfriada por el P3-E03. Al ingresar en el recipiente de lavado P3\_V05, la sosa cae por gravedad y el gas sube. El nivel de sosa es medido por el transmisor LT021.
- Por la línea 2"-TW-27003-A1A2 ingresa agua tratada, y cae por los platos del 1 al 5.
- El agua que cae, atrapa los cloruros y otros compuestos corrosivos que quedaron en el gas. El nivel de agua es medido por el transmisor LT020.
- El gas que sale del P3\_V05 va a un proceso posterior de secado (no es parte del análisis de este proyecto).
- Las bombas P3-P01A/B, se recirculan el agua con sosa.
- Las bombas P3-P02A/B, ingresan agua tratada al recipiente.

### ***3.1.2 Análisis de bombas asociadas al recipiente P3-V05***

El análisis de las bombas asociadas al recipiente P3-V05 se basa en una comparación entre las bombas instaladas y las bombas solicitadas por el diseñador de la planta, basado en la norma API 610, que describe los requerimientos mínimos de bombas centrífugas para uso en servicio de la refinería de petróleo.

### ***3.1.3 Bombas P3\_P01A/B***

Las bombas P3\_P01A/B sirven de reciclo caustico al recipiente P3\_V05. Además transportan agua y caustico. Son bombas centrífugas Ingersoll-Dresser.

#### ***3.1.3.1 Características de las bombas instaladas***

- Material que maneja: Agua + Caustico
- Temperatura de bombeo: 40°C
- Viscosidad: 0.8
- Gravedad específica: 1.03
- Mínimo NPSH: >10 m. líq.

- Capacidad normal: 6.5 m<sup>3</sup>/h
- Capacidad estimada: 7.8 m<sup>3</sup>/h
- Presión de succión: 4.5 kg/cm<sup>2</sup>g
- Presión de descarga: 10 kg/cm<sup>2</sup>g
- Presión diferencial: 5.5 kg/cm<sup>2</sup>
- R.P.M: 3480
- BEP: 10 m<sup>3</sup>/h, (Instituto Francés de Petróleo, 1993)

### 3.1.3.2 Características de las bombas solicitadas por el diseñador de la planta

- Temperatura de bombeo (PT): 40 [°C]
- Gravedad específica [SG]: 1,03
- Viscosidad a PT, [cst]: 0,8
- Flujo Normal, [m<sup>3</sup>/h]: 6,5
- Presión de vapor, [kg/cm<sup>2</sup>a]: 0,06
- Presión de succión, [kg/cm<sup>2</sup>g]: 4,5
- Presión de descarga, [kg/cm<sup>2</sup>g]: 8,5
- Presión diferencial: 4
- Diferencial de cabecera, [m]:39
- NPSHA, [m]: >5, (Instituto Francés de Petróleo, 1993, pág. 100).

Región de operación preferida (según API Standard 610/ISO 13709): 70-110% [m<sup>3</sup>/h]. Las bombas deben trabajar en operación normal a 6500 kg/h, y máximo 12000 kg/h.

### 3.1.3.3 Conclusión

Las bombas cumplen con lo solicitado a excepción de:

Según la API 610, el literal 6.1.12 indica “Las bombas tendrán que operar entre el 70% y 120% del punto de mejor eficiencia (BEP). Y la capacidad de flujo deberá encontrarse entre el 80% y 110% del punto de mejor eficiencia”. El porcentaje de flujo normal (6,5 m<sup>3</sup>/h) respecto al BEP(10 m<sup>3</sup>/h) de la bomba es de 65%, la capacidad de flujo(7,8m<sup>3</sup>/h) es de 78%, por lo tanto no cumple con los requisitos mínimos de las bombas según la norma.

#### 3.1.3.4 Recomendación

Actualmente el flujo es de 6000 kg/h, esto indica que no está trabajando en operación normal, por lo que se debe realizar los ajustes necesarios para que envíe un flujo de 6695 kg/h. Además para una nueva adquisición solicitar que se cumpla el literal 6.1.12 de API 610.

#### 3.1.3.5 Lógica de control

El Nivel P3-LT015 tiene un contacto normalmente cerrado y cuando el nivel es muy bajo (P3\_LSSL015) abre el circuito, por consecuencia las bombas P3\_P01A/B paran. Dicho medidor de nivel es de alta precisión (+/-8mm) en toda su longitud, está diseñado herméticamente en acero inoxidable compatible con todo tipo de fluidos, en este caso en especial para H<sub>2</sub>O+NaOH.

### 3.1.4 Bombas P3\_P02A/B:

#### 3.1.4.1 Características de las bombas instaladas

- Material que maneja: Inyección de agua tratada
- Temperatura de bombeo: 35°C
- Gravedad específica: 1.00
- Mínimo NPSH: >10 m. liq
- Capacidad normal: 3,2 m<sup>3</sup>/h
- Capacidad estimada: 3,2 m<sup>3</sup>/h
- Presión de succión: 5,5 kg/cm<sup>2</sup> g
- Presión de descarga: 7,5 kg/cm<sup>2</sup> g
- Presión diferencial: 2,0 kg/cm<sup>2</sup>
- R.P.M: 3420
- BEP: 4,3 m<sup>3</sup>/h (Instituto Francés de Petróleo, 1993, pág. 101)

#### 3.1.4.2 Características de las bombas solicitadas por el diseñador de la planta

- Temperatura de bombeo (PT): 35 [°C]
- Flujo Normal, [m<sup>3</sup>/h]: 3,2
- Presión diferencial: 5



- Diferencial de cabecera, [m]: 50
- NPSHA, [m]: >5; (Instituto Francés de Petróleo, 1993, pág. 102)

Región de operación preferida (ver API Standard 610/ISO 13709): 70-110% [m<sup>3</sup>/h]

#### *3.1.4.3 Conclusión*

Las bombas cumplen con lo solicitado a excepción de:

Según la API 610, el literal 6.1.12 indica “Las bombas tendrán que operar entre el 70% y 120% del punto de mejor eficiencia (BEP). Y la capacidad de flujo deberá encontrarse entre el 80% y 110% del punto de mejor eficiencia”. El porcentaje de flujo normal (3,2 m<sup>3</sup>/h) respecto al BEP(4,3 m<sup>3</sup>/h) de la bomba es de 74%, la capacidad de flujo(3,2 m<sup>3</sup>/h) es de 74%, por lo tanto no cumple con los requisitos mínimos de las bombas según la norma.

Las bombas succionan el agua tratada desde el cabezal (tubería madre) que tiene una presión de 5.1 kg/cm<sup>2</sup>.

#### *3.1.4.4 Lógica de control*

El transmisor P3\_LT15 tiene un contacto normalmente cerrado y cuando el nivel es muy alto (P3\_LSHH15) abre el circuito, por consecuencia las bombas P3\_P02A/B dejan de bombear agua hacia el recipiente.

#### **3.1.5 Bombas P3\_P03A/B**

Diseñada para inyectar sosa caustica, de hasta 10 °Be. La bomba inyecta continuamente sosa a la línea 2”-P-27020-A1A2-.Actualmente la inyección de sosa no es automática.

**Recomendación.** Automatizar la inyección de sosa en la línea.

##### *3.1.5.1 Lógica de control de las bombas P3\_P03A/B*

Las bombas paran en los siguientes casos:

1. El switch de nivel P3\_LSHH017 se activa. Dicho medidor de nivel es de alta precisión (+-8mm) en toda su longitud, está diseñado herméticamente en acero inoxidable compatible con

todo tipo de fluidos, en este caso indica nivel alto-alto del recipiente P3\_V05. Tiene un contacto normalmente cerrado y cuando el nivel es muy alto abre el circuito, por consecuencia las bombas P3\_P02A/B dejan de bombear agua hacia el recipiente.

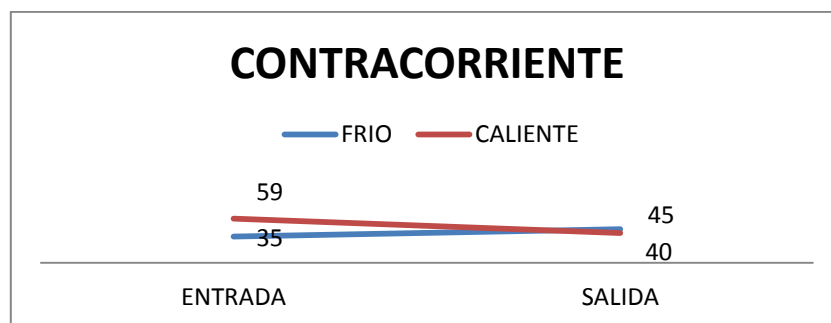
2. El switch de nivel P3\_LSH020 y el P3\_LSHH016 se activan. Esto quiere decir que el nivel de agua del recipiente P3\_V05 está muy alto.

### 3.2 Análisis del intercambiador P3-E3

A continuación se presentan las condiciones para determinar que fluido va en la carcasa y cuál debe pasar por los tubos.

- **El fluido de mayor presión en los tubos:** Con una presión de 4.8 kg/cm<sup>2</sup> el fluido de (N<sub>2</sub>+CO<sub>2</sub>+O<sub>2</sub>)+SOSA CAÚSTICA debe pasar por los tubos.
- **El fluido más corrosivo en los tubos:** (N<sub>2</sub>+CO<sub>2</sub>+O<sub>2</sub>)+SOSA CAÚSTICA va en los tubos.
- **Los fluidos más sucios van en los tubos:** (N<sub>2</sub>+CO<sub>2</sub>+O<sub>2</sub>)+SOSA CAÚSTICA va en los tubos.
- **El fluido con menor pérdida de presión en el casco:** Con una pérdida de presión de 0.16 kg/cm<sup>2</sup> el agua de refrigeración va en el casco.

De acuerdo a la Figura (3.2), el intercambiador utilizado para el lavado de gas es de tipo “contracorriente”.



**Figura 3.2.** Intercambiador cotracorriente P3-E3 (Valores en °C)

Realizado por: Katherine Aguilar

Para obtener la media logarítmica del intercambiador a condiciones de diseño y de proceso se utiliza la fórmula planteada en la Ecuación (3.1).

$$LMTD = \frac{(T_1 - t_2) - (T_2 - t_1)}{\ln\left(\frac{(T_1 - t_2)}{(T_2 - t_1)}\right)} \quad (3.1)$$

### 3.2.1 Diferencia de temperatura media logarítmica según diseño (LMTDd)

El intercambiador 1 a 1 está diseñado para intercambiar las siguientes temperaturas. Siendo, T: Fluido caliente; t: Fluido frío; 1: Entrada; 2: Salida.; (Instituto Francés de Petróleo, 1993, pág. 101).

$$T_1: 59$$

$$T_2: 40$$

$$t_1: 35$$

$$t_2: 45$$

$$LMTD_d = \frac{(59 - 45) - (40 - 35)}{\ln\left(\frac{(59 - 45)}{(40 - 35)}\right)}$$

$$LMTD_d = 8.7 \text{ } ^\circ\text{C}$$

### 3.2.2 Diferencia de temperatura media logarítmica actual (LMTDp)

Según datos obtenidos del HMI, la temperatura de entrada de (N<sub>2</sub>+CO<sub>2</sub>+O<sub>2</sub>)+SOSA CAÚSTICA es de 46.2 °C y de salida de 37.1 °C. El agua de refrigeración ingresa a 33 °C según TW-066 visualizado en campo, e indica una temperatura de 38 °C.

Siendo, T: Fluido caliente; t: Fluido frío; 1: Entrada; 2: Salida.

$$T_1: 46.2$$

$$T_2: 37.1$$

$$t_1: 33$$

$$t_2: 38$$

$$LMTD_d = \frac{(46.2 - 38) - (37.1 - 33)}{\ln\left(\frac{(46.2 - 38)}{(37.1 - 33)}\right)}$$

$$LMTD_d = 5.9 \text{ } ^\circ\text{C}$$

### 3.2.3 Porcentaje de eficiencia del intercambiador

$$\%E = \frac{(\text{LMTD}_p) * 100\%}{(\text{LMTD}_d)}$$

$$\%E = \frac{(5.9) * 100\%}{(8.7)}$$

$$\%E = 68\%$$

**Conclusión:** El intercambiador está trabajando al 68% de eficiencia.

### 3.3 Evaluación de válvulas de control

Las válvulas de control están sujetas a desgaste. Tras algún tiempo de operación este desgaste resulta en fricción e histéresis que deteriora el rendimiento de control. Además, las válvulas son generalmente no lineales y están sobredimensionadas. Por tanto, las válvulas han sido identificadas como la principal fuente de problemas a nivel de lazo en el control de procesos (Aström, 2009, pág. 353).

**Dimensionamiento de válvulas para fluidos compresibles basado en** (FISHER, 2005, pág. 101), el cálculo del Cv se lo realiza aplicando la Ecuación (3.2).

$$Cv = \frac{W}{N6 * Fp * Y * \sqrt{x * P1 * \gamma1}} \quad (3.2)$$

W: Flujo másico en kg/h

N6: Constante en este caso de utilizará 27.3

Fp: Factor de geometría de tubería, adimensional. En estos casos para determinar el Cv se asume 1.

Y: Factor de expansión, adimensional.  $Y = 1 - (X/Fk * Xt)$  Fk=k/1.4, k del nitrógeno y oxígeno es 1.4. Xt se determina en los catálogos del fabricante.

x:  $\Delta P/P1$

P1: Presión absoluta aguas arriba, BAR

$\gamma1$ : Peso específico en las condiciones de entrada kg/m<sup>3</sup>.

#### 3.3.1 Dimensionamiento válvula P3\_PDV6A

Actualmente está instalada una válvula FISHER 8560. La Tabla (3.1) detalla las características de la válvula de control P3\_PDV6A (Instituto Francés de Petróleo, 1993, pág. 103) y el resultado del Cv aplicando la Ecuación (3.2).

**Tabla 3-1** Cálculo de CV para flujo normal

<b>P3-PDV6A</b>		
<b>NOMECLATURA</b>	<b>VALORES</b>	<b>UNIDADES</b>
W	6140	KG/H
N6	27,3	
Fp	1	
P1	4,90332	BAR
Y	0,93197272	
X	0,04000004	
SG	4,944	kg/m3
DIFERENCIAL DE PRESIÓN	0,196133	BAR
<b>CV</b>		<b>245,068762</b>

Realizado por: Katherine Aguilar

En la tabla (3.2) se realiza una comparación entre en CV calculado y el máximo de la válvula instalada (CV=499), determinando el porcentaje de operación de 49% con un flujo normal.

**Tabla 3-2** Comparación Cv calculado con el Cv real.

	<b>CV CALCULADO</b>	<b>CV REAL</b>	<b>% OPERACIÓN</b>
NOR	245.06	499	49%

Realizado por: Katherine Aguilar

### 3.3.2 Dimensionamiento válvula P3\_PDV6B

Actualmente está instalada una válvula FISHER EZ. La Tabla (3.3) detalla las características de la válvula de control P3\_PDV6B (Instituto Francés de Petróleo, 1993, pág. 103) y el resultado del Cv aplicando la Ecuación (3.2).

**Tabla 3-3** Cálculo de CV para flujo normal

<b>P3-PDV6B</b>		
<b>NOMECLATURA</b>	<b>VALORES</b>	<b>UNIDADES</b>
W	500	KG/H
N6	27,3	
Fp	1	
P1	4,80526	BAR
Y	0,984849	
X	0,02040816	
SG	4,927	kg/m3
DIFERENCIAL DE PRESIÓN	0,0980665	BAR
<b>CV CALCULADO</b>	<b>26,7538378</b>	

Realizado por: Katherine Aguilar

En la Tabla (3.4) se realiza una comparación entre en CV calculado y el máximo de la válvula instalada (CV=53.8), determinando el porcentaje de operación de 49,7% con un flujo normal.

**Tabla 3-4** Comparación Cv calculado con el Cv real

	CV CALCULADO	CV REAL	% OPERACIÓN
NOR	26.75	53.8	49.7%

Realizado por: Katherine Aguilar

**Dimensionamiento de válvulas para líquidos basado en** (FISHER, 2005, pág. 101), el cálculo del Cv se lo realiza aplicando la Ecuación (3.3).

$$Cv = \frac{W}{N6 * Fp * \sqrt{(P1 - P2) * \gamma1}} \quad (3.3)$$

W: Flujo másico en kg/h

N6: Constante en este caso de utilizará 27.3

Fp: Factor de geometría de tubería, adimensional. En estos casos para determinar el Cv se asume 1.

P1: Presión absoluta aguas arriba, BAR

P2: Presión absoluta aguas abajo, BAR

$\gamma1$ : Peso específico en las condiciones de entrada kg/m<sup>3</sup>.

### 3.3.3 Dimensionamiento válvula P3\_FV18

Actualmente está instalada una válvula FISHER EZ. La tabla (3.5) detalla las características de la válvula de control obtenidas de P3\_FV18 (Instituto Francés de Petróleo, 1993, pág. 101) y el resultado del Cv aplicando la Ecuación (3.3).

**Tabla 3-5** Cálculo de CV para flujo normal

P3-FV18		
NOMECLATURA	VALORES	UNIDADES
W	6500	KG/H
N6	27,3	
Fp	1	
P1	9,61052	BAR
P2	8,33566	
SG	1030	kg/m <sup>3</sup>
DIFERENCIAL DE PRESIÓN	1,27486	BAR
CV	<b>6,57053677</b>	

Realizado por: Katherine Aguilar

En la tabla (3.6) se realiza una comparación entre en CV calculado y el máximo de la válvula instalada (CV=13.2), determinando el porcentaje de operación de 49,77% con un flujo normal.

**Tabla 3-6** Comparación Cv calculado con el Cv real

	CV CALCULADO	CV REAL	% OPERACIÓN
NOR	6.57	13.2	49.77%

Realizado por: Katherine Aguilar

### 3.3.4 Dimensionamiento válvula P3\_LV20

Actualmente está instalada una válvula FISHER EZ. La tabla (3.7) detalla las características de la válvula de control P3\_LV20 (Instituto Francés de Petróleo, 1993, pág. 101) y el resultado del Cv aplicando la Ecuación (3.3).

**Tabla 3-7** Comparación Cv calculado con el Cv real

P3-LV20		
NOMECLATURA	VALORES	UNIDADES
W	3000	KG/H
N6	27,3	
Fp	1	
P1	4,41299	BAR
P2	0	
SG	994,2	kg/m3
DIFERENCIAL DE PRESIÓN	4,41299	BAR
<b>CV</b>	<b>1,65903389</b>	

Realizado por: Katherine Aguilar

En la tabla (3.8) se realiza una comparación entre en CV calculado y el máximo de la válvula instalada (CV=4.91), determinando el porcentaje de operación de 33.8% con un flujo normal.

**Tabla 3-8** Comparación Cv calculado con el Cv real

	CV CALCULADO	CV REAL	% OPERACIÓN
NOR	1.659	4.91	33.8%

Realizado por: Katherine Aguilar

### 3.3.5 Dimensionamiento válvula P3\_LV21

Actualmente está instalada una válvula FISHER EZ. La tabla (3.9) detalla las características de la válvula de control P3\_LV21 (Instituto Francés de Petróleo, 1993, pág. 101) y el resultado del Cv aplicando la Ecuación (3.3).

**Tabla 3-9** Comparación Cv calculado con el Cv real.

P3-LV21		
NOMECLATURA	VALORES	UNIDADES
W	200	KG/H
N6	27,3	
Fp	1	
P1	4,41299	BAR
P2	0	
SG	1030	kg/m3
DIFERENCIAL DE PRESIÓN	4,41299	BAR
<b>CV</b>	<b>0,10866314</b>	

Realizado por: Katherine Aguilar

En la tabla (3.10) se realiza una comparación entre en CV calculado y el máximo de la válvula instalada (CV=0.354), determinando el porcentaje de operación de 30.7% con un flujo normal.

**Tabla 3-10** Comparación Cv calculado con el Cv real

	CV CALCULADO	CV REAL	% OPERACIÓN
NOR	0.1086	0.354	30.7%

Realizado por: Katherine Aguilar

Esto quiere decir que en flujo de operación normal la válvula estará abierta un 30.7% aproximadamente.

### 3.4 Evaluación transmisores de nivel

Para asegurar la obtención de los datos correctos que servirán para sintonizar lazos de control, se debe asegurar que los sensores indiquen una correcta medición. Por lo tanto se hace una verificación de la última vez que fueron puestos en mantenimiento.

#### 3.4.1 Análisis del transmisor P3\_LT20 y P3\_LT21

La Figura (3.3) indica el registro de permisos de trabajo y la fecha de calibración de los instrumentos, en este caso la última vez que se realizó la prueba funcional a los lazos de control fue el 15 de febrero de 2017 con la orden de trabajo número RE75671 para el P3\_LT20 y RE75674 para el P3\_LT21.



Orden de trabajo	Descripción	Ubicación	Activo	Cod. Ant. Act.	Cod. Ant. Ubic.	Tipo	Estado	Grupo de Supervisores	Fecha de notificación
RE75671									
RE75671	REVISIÓN Y PRUEBAS FUNCIONALES	LRC1RCP0403	LT0124RE	P3LT21	P3LC21	MD	CERR		15/02/17 09:35

Seleccionar registros

Orden de trabajo	Descripción	Ubicación	Activo	Cod. Ant. Act.	Cod. Ant. Ubic.	Tipo	Estado	Grupo de Supervisores	Fecha de notificación
RE75674									
RE75674	REVISIÓN SISTEMA+PRUEBAS FUNCIONALES	LRC1RCP0402	LT0123RE	P3LT20	P3LC20	MD	CERR		15/02/17 09:39

Seleccionar registros

**Figura 3.3.** Registro de órdenes de trabajo en el sistema máximo de refinería Esmeraldas (P3\_LT20 y P3\_LT21).

Fuente: Programa Máximo refinería Esmeraldas

Conclusión: La señal e indicación es estable, y no se requiere nueva calibración.

### 3.5 Evaluación transmisores de flujo

Se realiza la revisión de la última calibración y mantenimiento de los transmisores.

#### 3.5.1 Análisis del transmisor P3\_FT18

La Figura (3.4) indica el registro de permisos de trabajo y la fecha de calibración del instrumento, en este caso la última vez que se realizó la prueba funcional a los lazos de control fue el 24 de mayo de 2017 con la orden de trabajo número RE89264.

Orden de trabajo	Descripción	Ubicación	Activo	Cod. Ant. Act.	Cod. Ant. Ubic.	Tipo	Estado	Grupo de Supervisores	Fecha de notificación
RE89264									
RE89264	PRUEBAS FUNCIONALES	LRC1BMB0103	PDT0648RE	P3FT18	P3FC18	MD	CERR		24/05/17 17:03

Seleccionar registros

**Figura 3.4.** Registro de órdenes de trabajo en el sistema máximo de refinería Esmeraldas (P3\_FT18)

Fuente: Programa Máximo refinería Esmeraldas

Conclusión: La señal e indicación es estable, y no se requiere nueva calibración.

### 3.5.2 Análisis del transmisor P3\_FT008

La Figura (3.5) indica el registro de permisos de trabajo y la fecha de calibración del instrumento, en este caso la última vez que se realizó la prueba funcional a los lazos de control fue el 05 de diciembre de 2016 con la orden de trabajo número RE67032.

Orden de trabajo	Descripción	Ubicación	Activo	Cod. Ant. Act.	Cod. Ant. Ubic.	Tipo	Estado	Grupo de Supervisores	Fecha de notificación
RE67032			»	»					
RE67032	LRC1 REVISIÓN SISTEMAS DE INYA P3F008 /P3F009 LRC1BMB0203	LRC1BMB0203	PDT0640RE	P3FT8	P3FT008	MP	CERR	RESUIACT	05/12/16 15:10

**Figura 3.5.** Registro de órdenes de trabajo en el sistema máximo de refinería Esmeraldas (P3\_FT8)

Fuente: Programa Máximo refinería Esmeraldas

Conclusión: La señal e indicación es estable, y no se requiere nueva calibración.

### 3.6 Evaluación transmisores de presión

A continuación se realiza un análisis de los transmisores de presión, basado en el mantenimiento registrado en el sistema Máximo de refinería Esmeraldas.

#### 3.6.1 Análisis del transmisor P3\_PT016

Conclusión: No se encuentra registro de calibración y mantenimiento, a pesar de ello la señal e indicación es estable, y no se requiere nueva calibración.

#### 3.6.2 Análisis del transmisor P3\_PDT6

La Figura (3.6) indica el registro de permisos de trabajo y la fecha de calibración del instrumento, en este caso la última vez que se realizó la prueba funcional a los lazos de control fue el 15 de marzo de 2017 con la orden de trabajo número RE79138.

Orden de trabajo	Descripción	Ubicación	Activo	Cod. Ant. Act.	Cod. Ant. Ubic.	Tipo	Estado	Grupo de Supervisores	Fecha de notificación
RE79138			»	»					
RE79138	PRUEBAS FUNCIONALES	LRC1RCT0103	PDT1043RE	P3PDT6	P3PDC6	MC	CERR		15/03/17 16:07

**Figura 3.6.** Registro de órdenes de trabajo en el sistema máximo de refinería Esmeraldas (P3\_PDT6)

Fuente: Programa Máximo refinería Esmeraldas

### **3.7 Identificación experimental del proceso**

En este capítulo se adquieren los datos para identificar el modelo, la respuesta al escalón para sintonizar en SIMULINK y finalmente, se analizan los resultados con el error cuadrático.

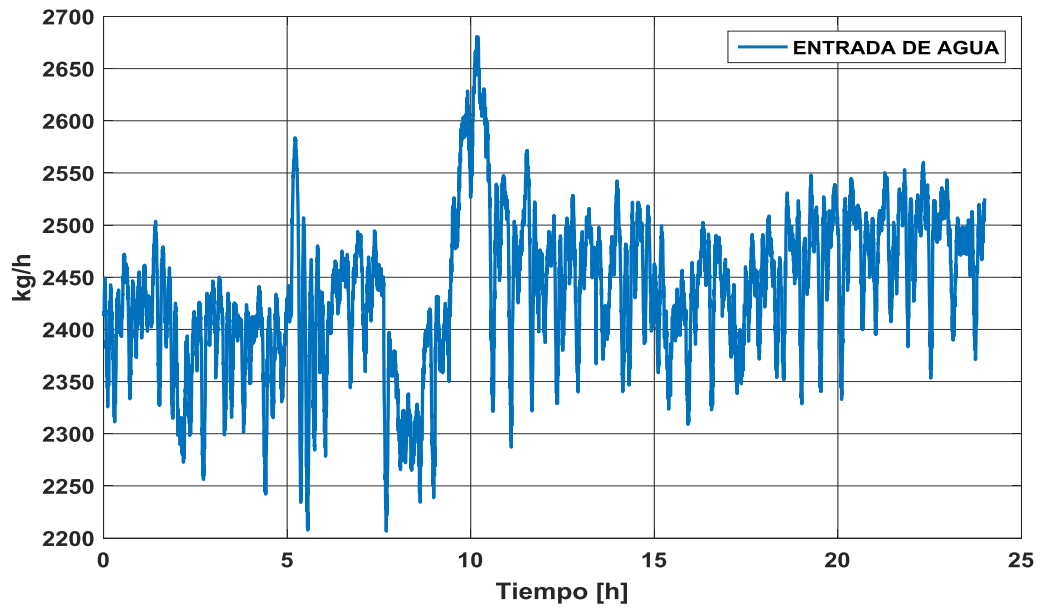
#### ***3.7.1 Adquisición de datos***

La obtención del modelo matemático a partir del análisis de información de entrada y salida es usualmente utilizada en sistemas de control. Desafortunadamente y dado el escenario de no ser una planta de pruebas, detener el proceso de producción para optimizar o modificar el algoritmo de control no es una solución viable. En este evento, un análisis online deja de ser una alternativa óptima frente a posibles implicaciones económicas y de producción.

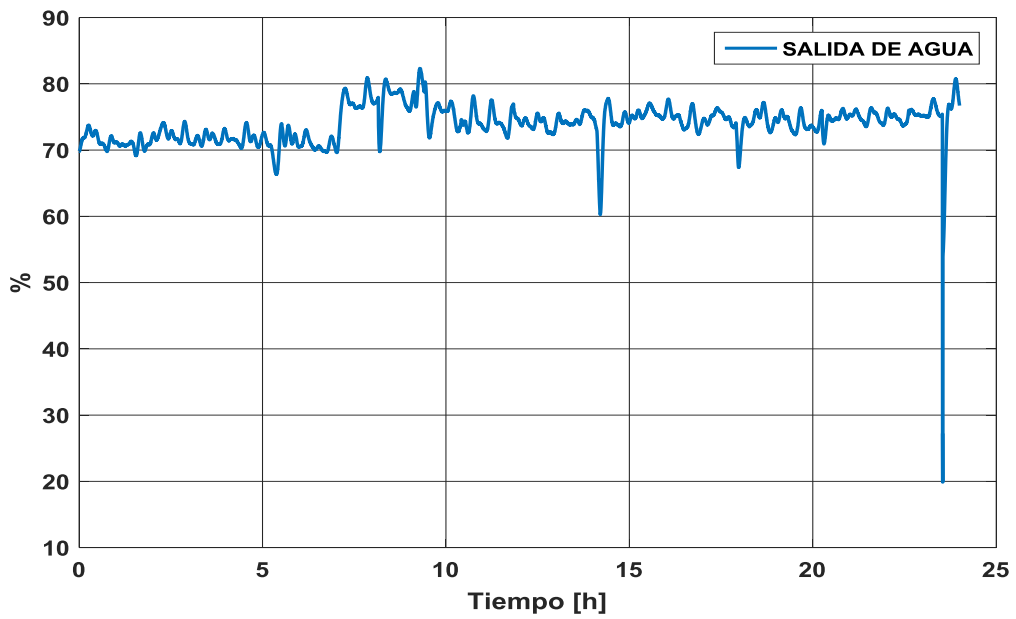
Para solucionar el inconveniente de no poder trabajar en línea con el sistema, una opción que permita analizar el comportamiento fuera de línea es requerida. De este modo, el sistema incluye dentro de la etapa de supervisión, control y adquisición de datos (SCADA) un servidor en el cual se puedan almacenar históricos de los eventos que se ejecuten en la planta.

Dentro del archivo de históricos se almacena el comportamiento de todas las variables que incluye el proceso, información detallada que permite conocer el proceso de una manera analítica a lo largo del tiempo. Varios fragmentos del archivo se analizan con el objetivo de conocer las salidas de la planta frente a distintas entradas.

De la Figura (3.7) a la Figura (3.9) se presentan los datos históricos correspondientes a un período de 24 horas de funcionamiento de la planta, en la cual se muestran todas las entradas y las salidas del proceso. En este contexto, la Figura (3.7) presenta la entrada (Figura (3.7) (a)) y salida de agua (Figura (3.7) (b)), la Figura (3.8) (a) presenta la entrada de agua y sosa, mientras que la Figura (3.8) (b) presenta la salida de la misma combinación y finalmente, la Figura (3.9) (a) presenta la entrada de gas y la Figura (3.9) (b) presenta la salida de gas.



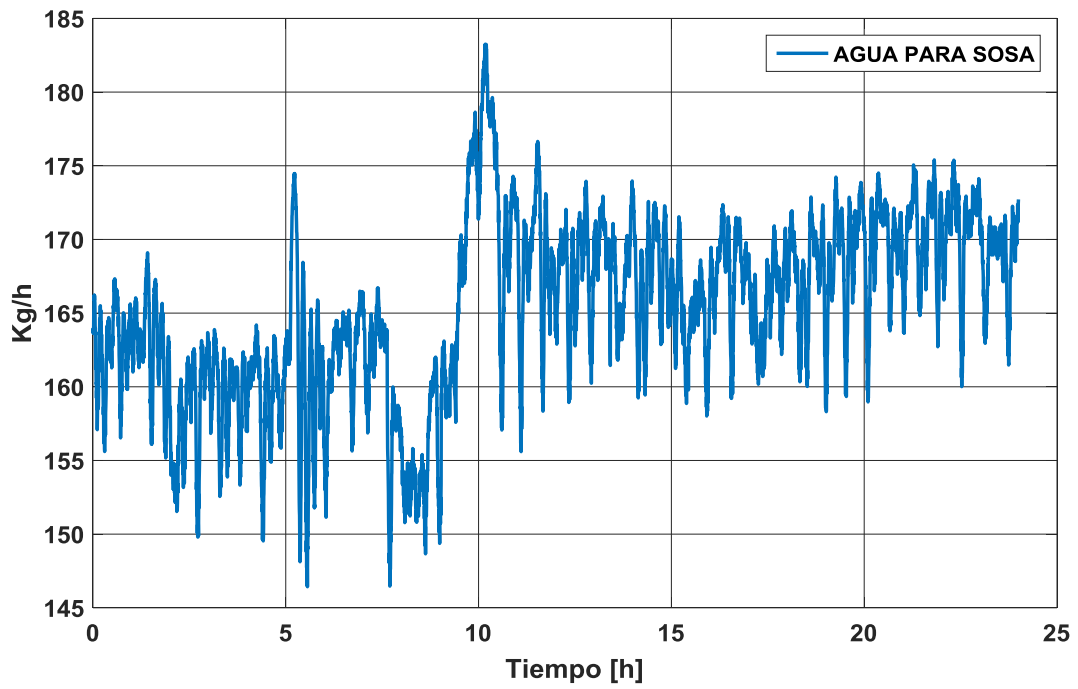
a)



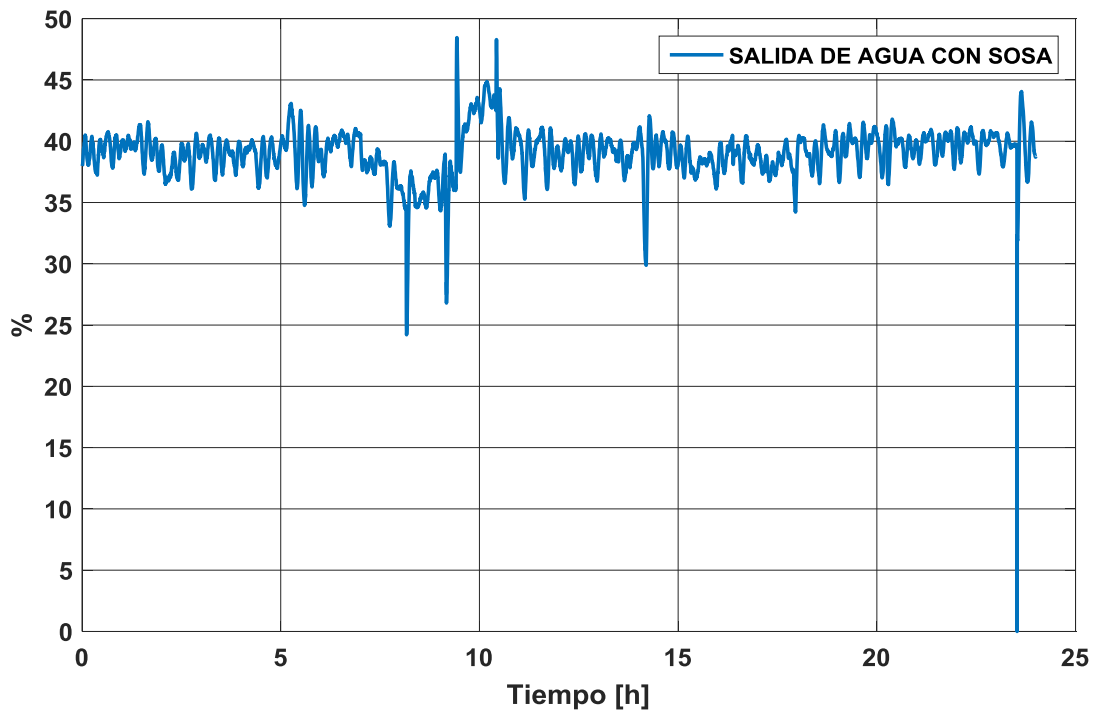
b)

**Figura 3.7.** Entrada (a) (Flujo) y salida (b) de agua

Realizado por: Katherine Aguilar



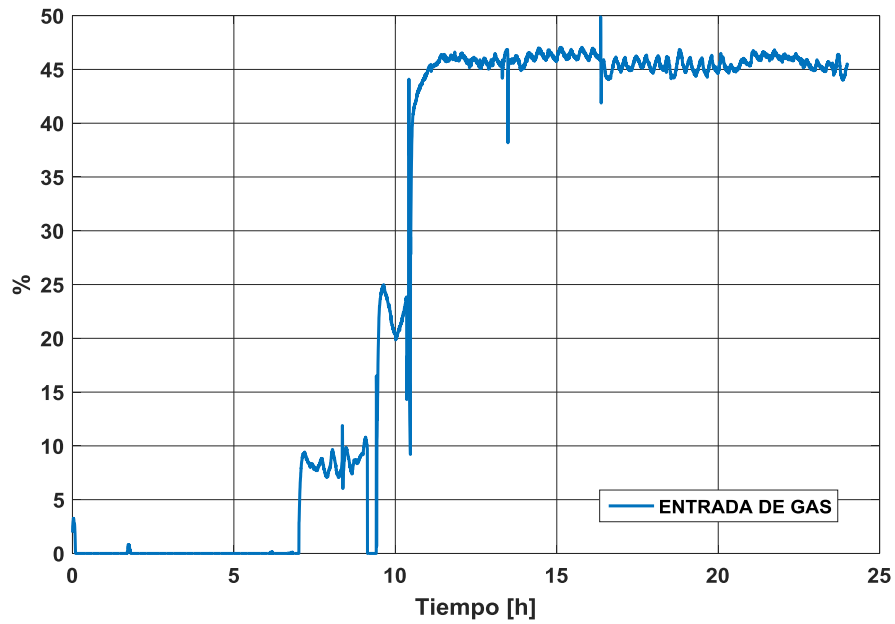
a )



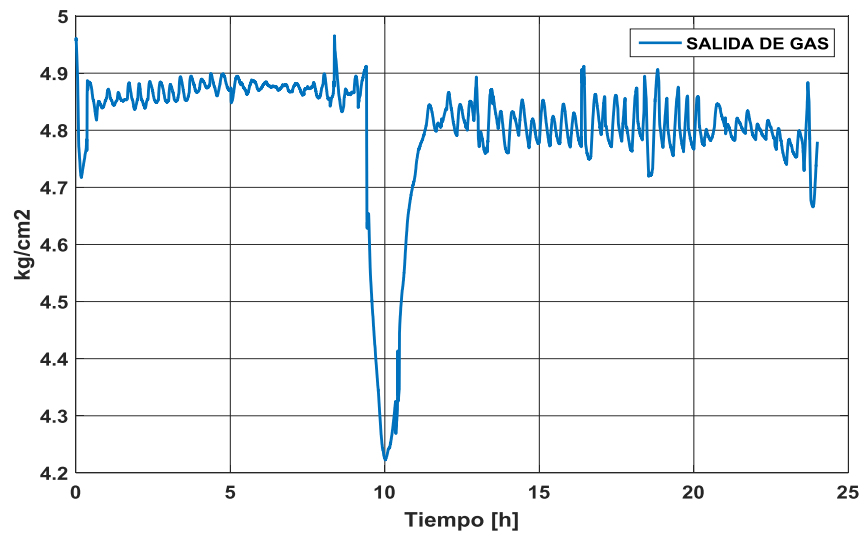
b)

**Figura 3.8.** Entrada (a) (Flujo) y salida (b) (Nivel) de agua con sosa

Realizado por: Katherine Aguilar



a)

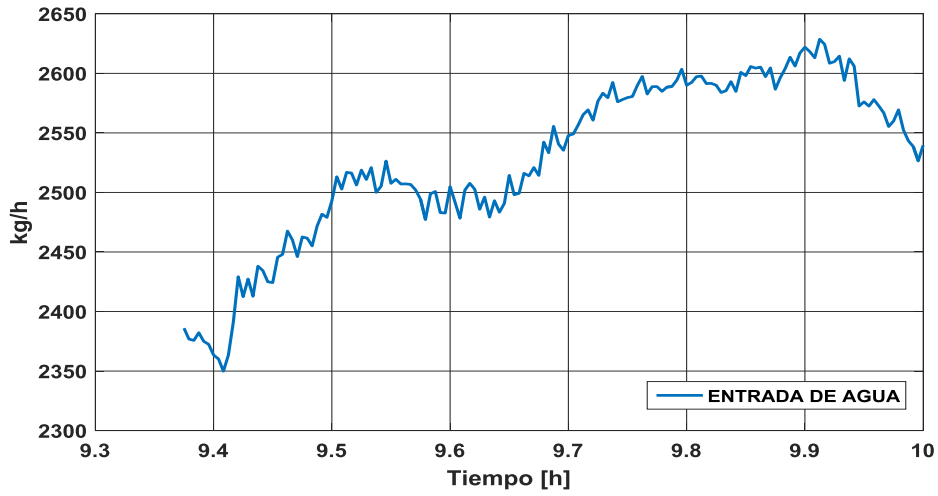


b)

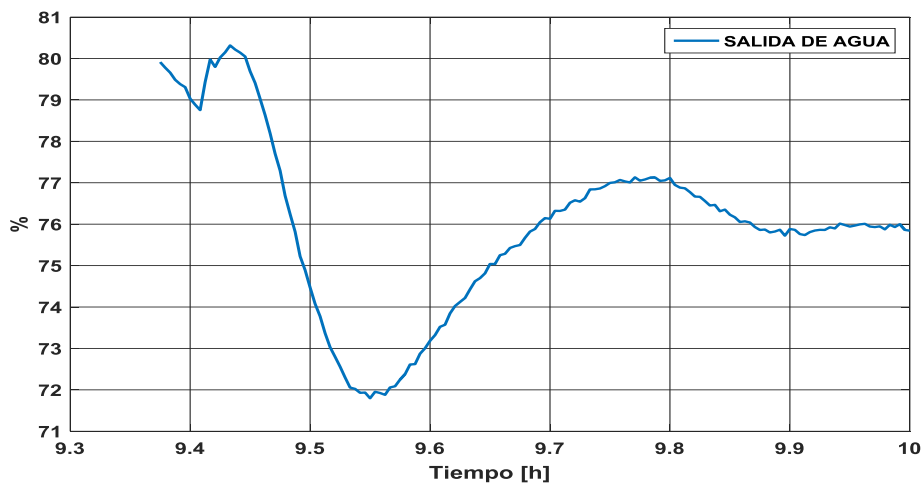
**Figura 3.9.** Entrada (a) (Presión) y salida (b) (Presión en %) de gas

Realizado por: Katherine Aguilar

Las figuras mostradas presentan el comportamiento de la planta en un día de funcionamiento normal, planta que no ha sido detenida para ser sometida a perturbaciones. Sin embargo, dentro del análisis para la obtención de un modelo matemático, se requiere seleccionar un período donde las entradas generen una variación para poder interpretar la reacción del proceso en sus salidas, con lo cual una ventana de selección equivalente a 37 minutos es tomada para partir de ésta el análisis de la dinámica del proceso. De la Figura (3.10) a la (3.12) se muestra gráficamente el comportamiento del proceso en el período seleccionado.



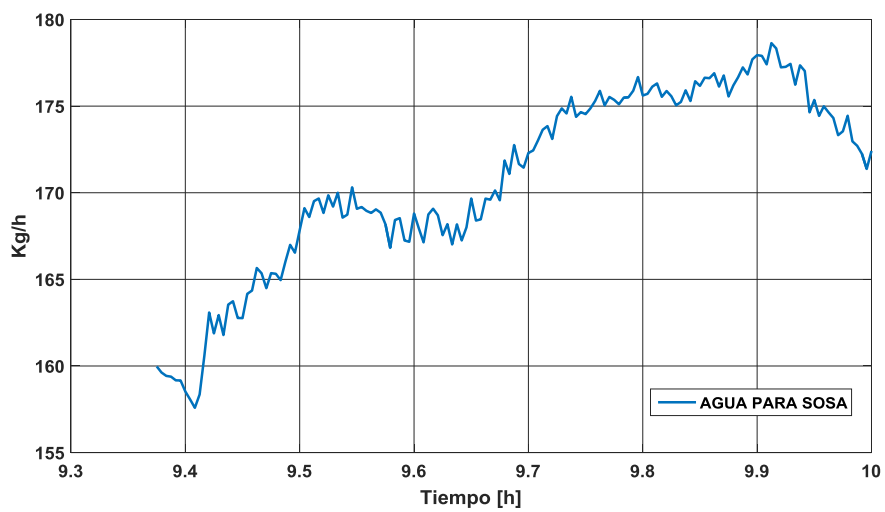
a)



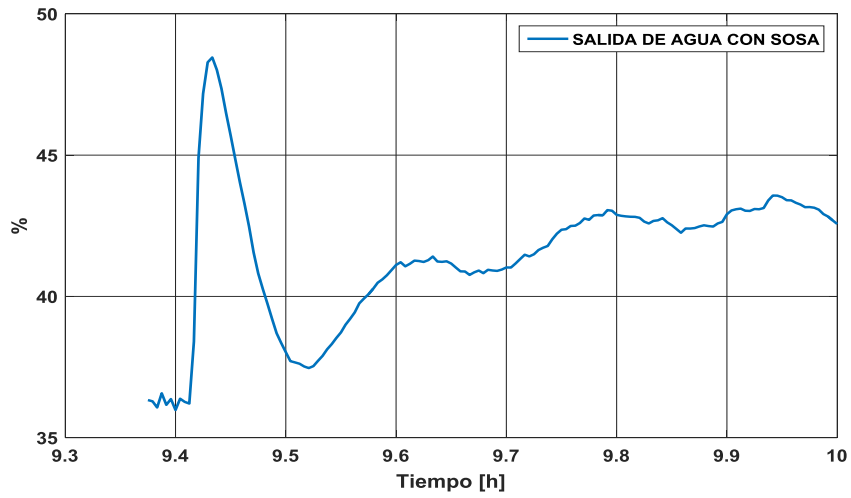
b)

**Figura 3.10.** Entrada (a) y salida (b) de agua en un período de análisis

Realizado por: Katherine Aguilar



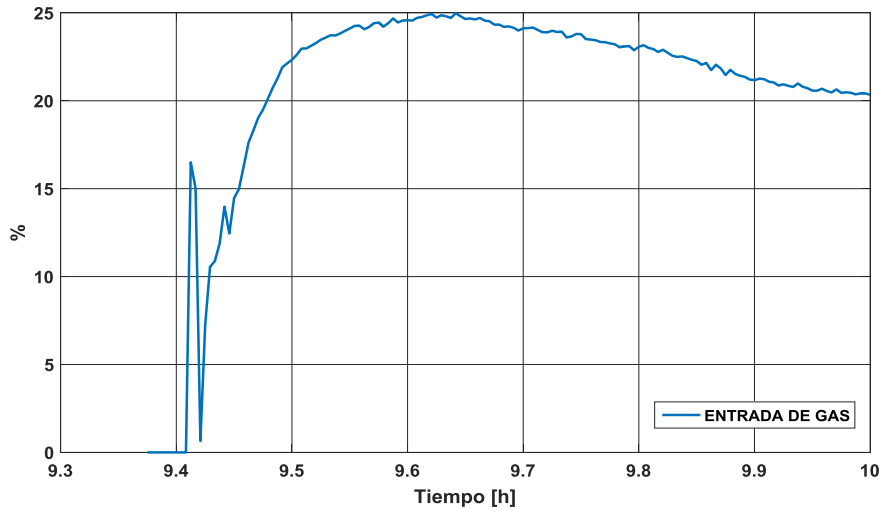
a)



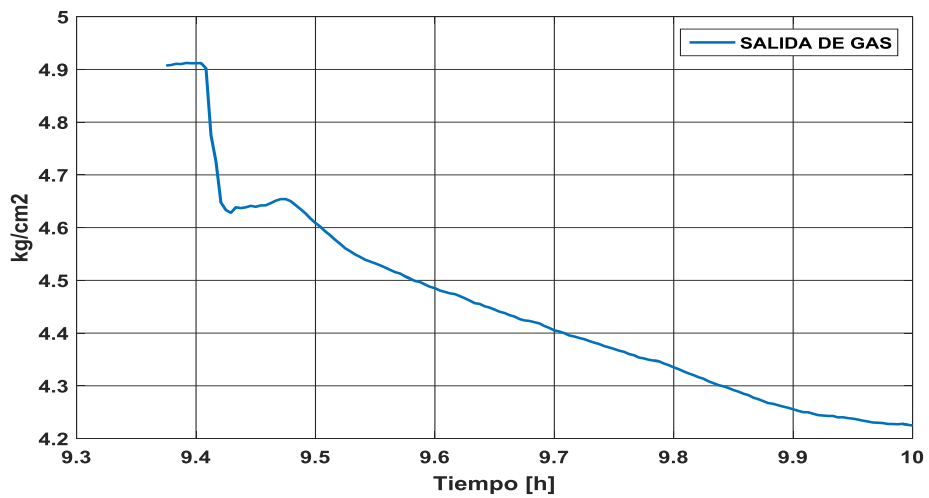
b)

**Figura 3.11.** Entrada (a) y salida (b) de agua para SOSA en un período de análisis

Realizado por: Katherine Aguilar



a)



b)

**Figura 3.12.** Entrada (a) y salida (b) de gas en un período de análisis

Realizado por: Katherine Aguilar



El conjunto de gráficas indican una variación representativa de las entradas, lo cual se puede considerar como perturbación de entrada para obtener el modelo matemático equivalente de la planta.

### ***3.7.2 Identificación del modelo matemático***

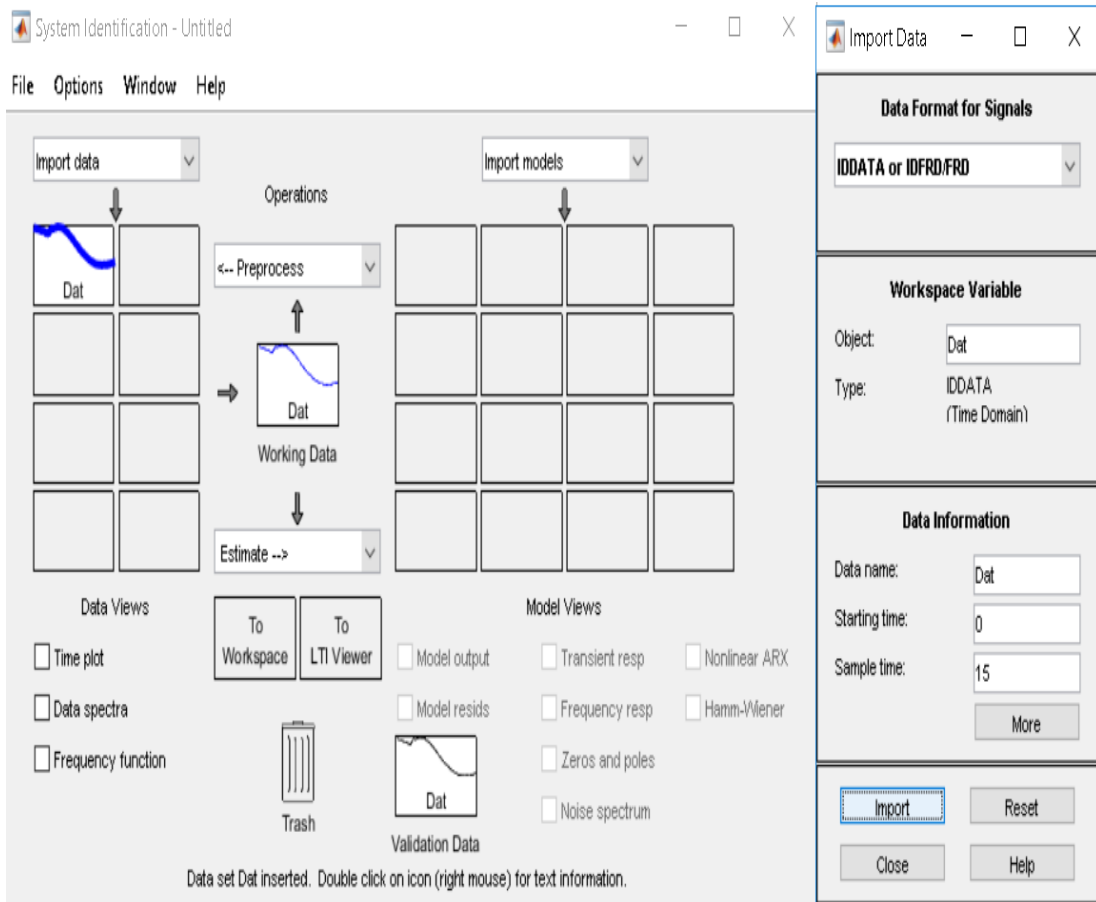
Para la obtención del modelo matemático es necesario buscar la representación más satisfactoria, para lo que se propone determinar los modelos matemáticos basados en el modelo de espacio de estado y la representación en funciones de transferencia, con la finalidad de comparar los resultados y seleccionar el más adecuado para el diseño del controlador PID. El proceso de identificación del modelo matemático se realiza en el software MATLAB, usando el asistente proporcionado por la herramienta de identificación de sistemas (System Identification Toolbox) y mediante comandos de código estructurado que identifica el modelo según los parámetros establecidos.

### ***3.7.3 Identificación del modelo en espacios de estados***

La teoría de Control clásico consiste en estudiar las propiedades de los sistemas a partir de su comportamiento entrada salida. La teoría moderna de control pone el énfasis en el concepto de estado del sistema. En una primera aproximación el estado de un sistema en un instante dado es el valor de unas variables internas del sistema (en ocasiones ficticias y no accesibles) que describen, a lo largo del tiempo, la evolución del mismo (Zaballa, 2016).

#### ***3.7.3.1 Identificación por medio del toolbox (ident)***

Para identificar el modelo matemático del sistema de lavado de gas usando la representación de espacios de estado, se cargan los datos a la interfaz de la herramienta de identificación de sistemas de MATLAB como se muestra en la Figura (3.13), especificando el nombre del objeto que contiene las muestras (IDDATA: Dat), un tiempo de muestreo de 15 segundos y un tiempo de partida en 0 segundos.



**Figura 3.13.** Ventana del asistente de identificación de MATLAB

Realizado por: Katherine Aguilar

Posteriormente, la selección del tipo de estimación del modelo como espacio de estados (State Space Models) es requerida, y especificando el orden del modelo. Es decir, el número de estados para estimar el modelo matemático, se puede conseguir la estimación. Este valor es crítico para la estimación del modelo matemático en espacio de estados, por lo que es necesario evaluar con la mayor cantidad de posibles valores, a fin de descartar los menos adecuados. Con el sistema estudiado se obtuvieron las mejores estimaciones usando 4 y 5 espacios de estados (N4SID), en la Figura (3.14) se observa la asignación a 4 en el orden del modelo.

A continuación, la herramienta estima el modelo matemático (Estimate) obteniendo los resultados presentados en la Figura (3.14), donde se observa un ajuste del 87.01%, 65.02% y 59.01% para cada una de las salidas del sistema, respectivamente. Además, se tiene un error final de predicción (FPE) de  $7.10979e-05$  y error medio cuadrático (MSE) de 0.8195.

```

State-space Model Identification

Estimation data: Time domain data Dat
Data has 3 outputs, 3 inputs and 151 samples.
Number of states: 4

Estimation Progress
Estimating parameters using subspace algorithm...

Estimating parameter covariance...
done.

Result
Status: Estimated using N4SID with Focus = "prediction"
Fit to estimation data: [87.01;65.02;59.01]%, FPE: 7.10979e-05

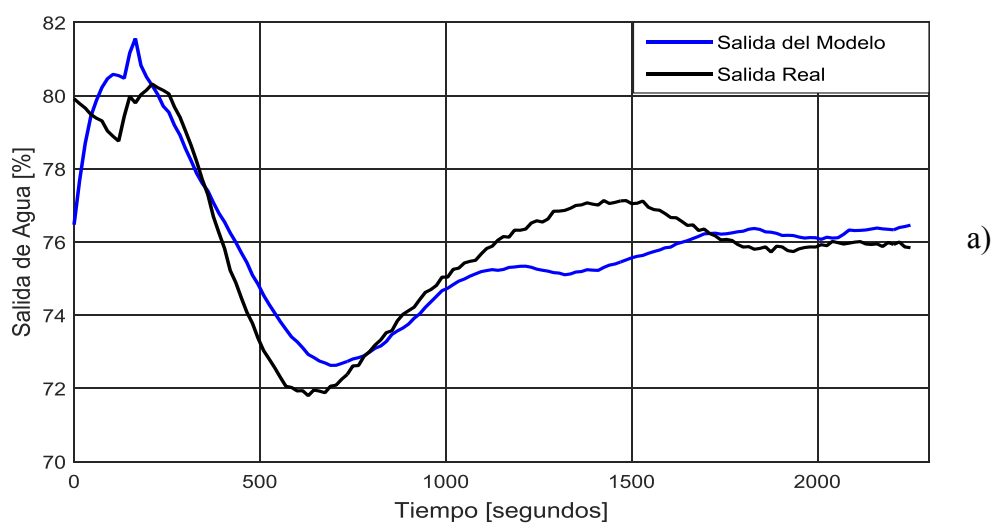
```

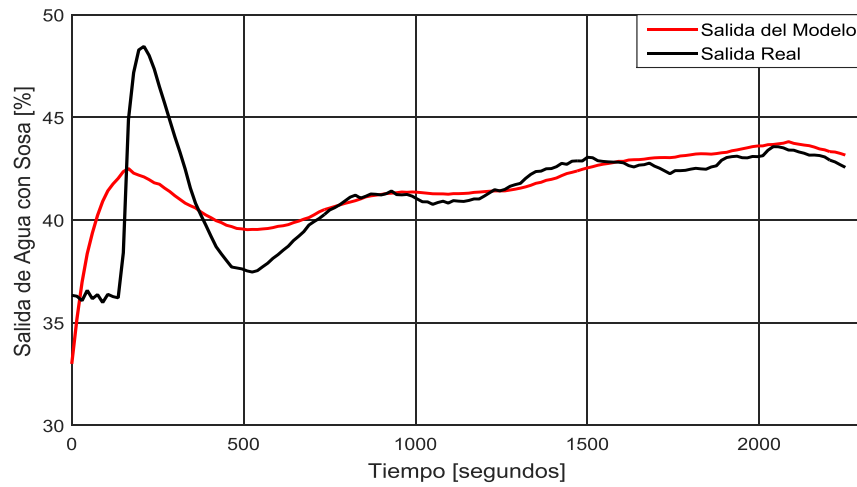
**Figura 3.14.** Respuesta del estimador usando el asistente de identificación para modelos de espacios de estados

Realizado por: Katherine Aguilar

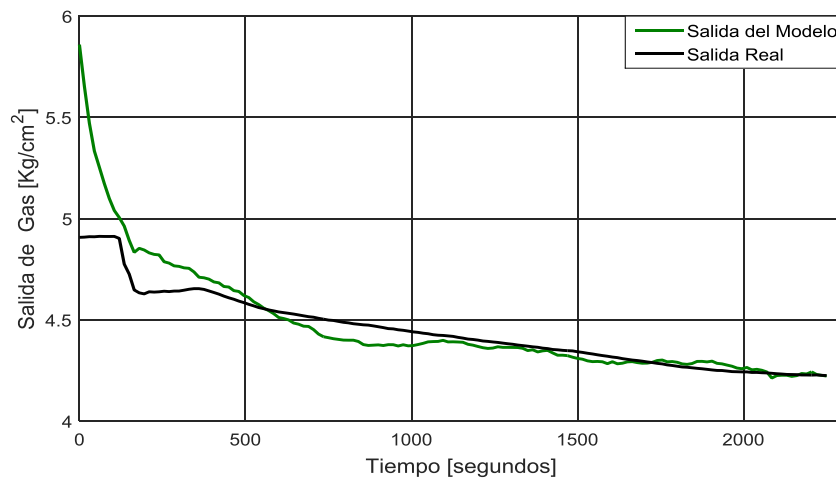
La Figura (3.15) presenta la comparación gráfica de los datos reales y el modelo en espacio de estados obtenido, donde el mejor ajuste entre curvas (best fits) es de 54.09, 27.66 y 23.79%.

La diferencia entre los datos reales y la predicción son notorias, por tanto, es requerido incrementar el número de estados para intentar mejorar la aproximación de la estimación.





b)



c)

**Figura 3.15.** Datos reales y los datos estimados por el modelo en espacio de estados de 4to nivel: a) salida de agua, b) salida de agua con SOSA y c) salida de gas

Realizado por: Katherine Aguilar

Las matrices de modelo en espacios de estados obtenido con 4 estados (4to orden) se observa en la Figura (3.16).

Continuous-time identified state-space model:

$$\frac{dx}{dt} = A x(t) + B u(t) + K e(t)$$

$$y(t) = C x(t) + D u(t) + e(t)$$

A =

	x1	x2	x3	x4
x1	0.001758	0.003526	-0.007867	0.002061
x2	-0.005532	-0.0005012	-0.01505	0.001128
x3	0.007055	0.002377	-0.0187	0.001566
x4	-0.001131	-0.001585	0.0152	-0.003445

B =

	ENTRADA DE A	AGUA PARA SO	ENTRADA DE G
x1	-0.0003227	0.004196	0.0004918
x2	-0.00137	0.01857	0.00101
x3	-0.001249	0.01658	0.001248
x4	0.001167	-0.01556	-0.0006855

```

C =
      x1      x2      x3      x4
SALIDA DE AG  11.45  -2.79   1.05  0.08574
SALIDA DE AG  11.29   3.059 -6.798 -1.426
SALIDA DE GA -0.1005 -0.1868 0.01337 0.02598

D =
      ENTRADA DE A  AGUA PARA SO  ENTRADA DE G
SALIDA DE AG      0              0              0
SALIDA DE AG      0              0              0
SALIDA DE GA      0              0              0

K =
      SALIDA DE AG  SALIDA DE AG  SALIDA DE GA
x1    -0.001789     0.00513     -0.04173
x2    -0.02258     0.02057     -0.2331
x3    -0.01758     0.01514     -0.1818
x4     0.02323     -0.01364     0.07336

```

**Figura 3.16.** Matrices del modelo en espacios de estado de 4to orden

Realizado por: Katherine Aguilar

La otra estimación realizada en espacios de estado, se estima con 5 estados según muestra en la Figura (3.17). Procediendo, la herramienta estima el modelo matemático (Estimate) obteniendo los resultados presentados en la Figura (3.17), con un ajuste del 93.43%, 72.42% y 71.61%, para las salidas de agua, agua para SOSA y gas, respectivamente. Además, se tiene un error final de predicción (FPE) de 4.96597e-05 y error medio cuadrático (MSE) de 0.4811.

```

State-space Model Identification

Estimation data: Time domain data Dat
Data has 3 outputs, 3 inputs and 151 samples.
Number of states: 5

Estimation Progress
Estimating parameters using subspace algorithm...

Estimating parameter covariance...
done.

Result
Status: Estimated using N4SID with Focus = "prediction"
Fit to estimation data: [93.43; 72.42; 71.61]%, FPE: 4.96597e-05

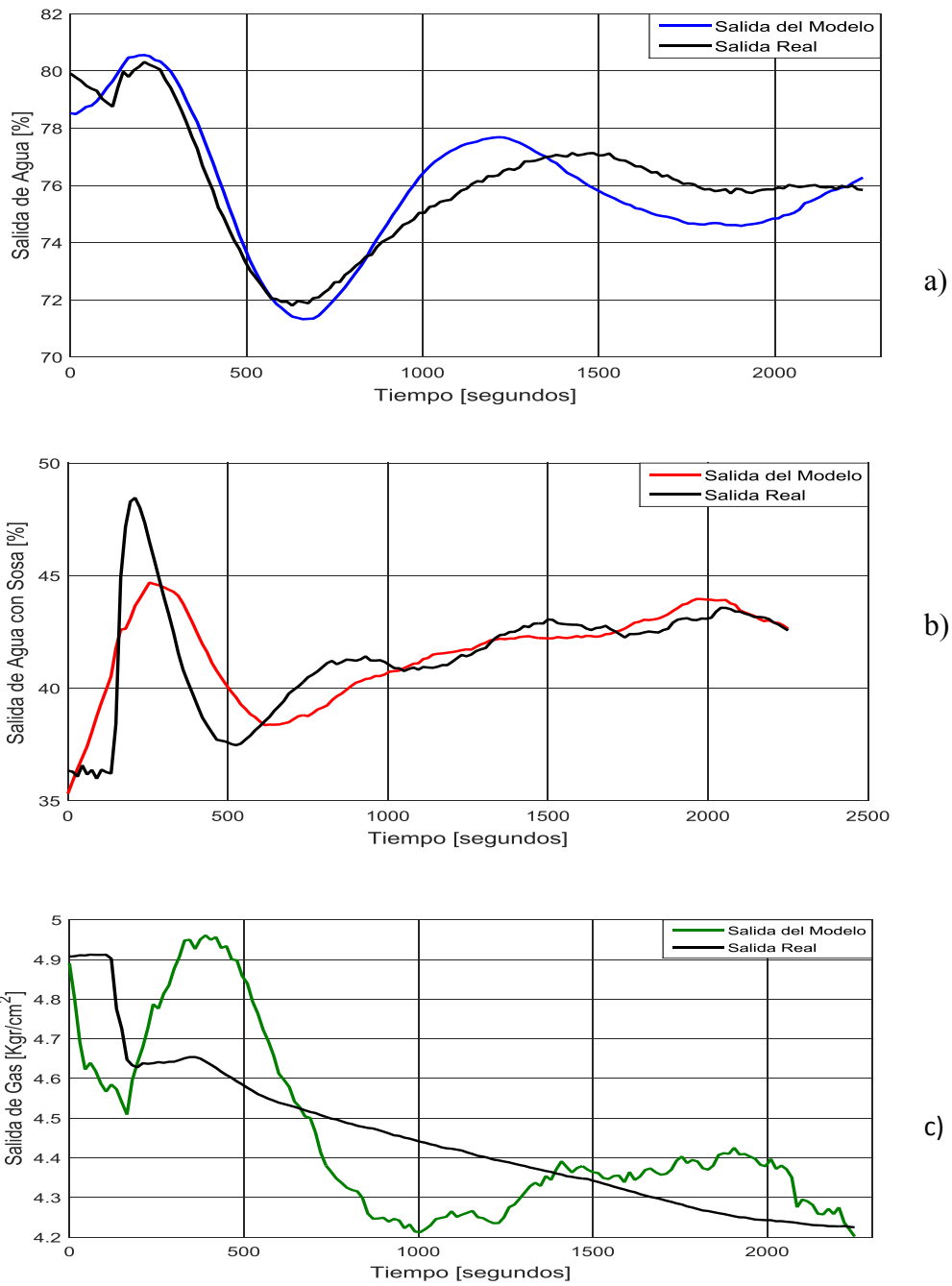
```

**Figura 3.17.** Respuesta del estimador usando el asistente de identificación para modelos de espacios de estados con 4 estados

Realizado por: Katherine Aguilar

La comparación gráfica de los datos reales y el modelo en espacios de estado usando 5 variables de estado se muestra en la Figura (3.18), observando también una diferencia entre ambos

gráficos. De igual manera, se determina el mejor ajuste entre curvas (best fits) de 54.82, 38.2 y 9.14%.



**Figura 3.18.** Datos reales y los datos estimados por el modelo en espacio de estados de 4to nivel: a) salida de agua, b) salida de agua con SOSA y c) salida de gas

Realizado por: Katherine Aguilar

Las matrices de modelo en espacios de estados que se obtuvo con 5 variables (5to orden) son presentadas en la Figura (3.19).

```

Continuous-time identified state-space model:
dx/dt = A x(t) + B u(t) + K e(t)
y(t) = C x(t) + D u(t) + e(t)

A =
      x1      x2      x3      x4      x5
x1  -0.0107  0.01149  0.02491  0.02274 -0.0007082
x2  -0.01534 -0.0003986  0.004288  0.01181  0.0004416
x3   0.01222 -0.00838  -0.03044 -0.02921 -0.0002244
x4  -0.003188 -0.006274  0.0007943  0.006446  0.004894
x5   0.01869  0.001304 -0.0003636  -0.02287  -0.005449

B =
      ENTRADA DE A  AGUA PARA SO  ENTRADA DE G
x1   0.002476     -0.03341     -0.0009834
x2   0.001635     -0.02198     -0.0006624
x3  -0.00364      0.04885       0.001559
x4   0.002633     -0.03464     -0.0005377
x5  -0.003535     0.04729      -0.001098

C =
      x1      x2      x3      x4      x5
SALIDA DE AG  -6.404    7.928    -1.64    -2.39    -0.5482
SALIDA DE AG -12.49    3.439    -3.116    3.825    -0.7983
SALIDA DE GA  0.1821    0.07767  -0.04229  -0.006778  0.005242

D =
      ENTRADA DE A  AGUA PARA SO  ENTRADA DE G
SALIDA DE AG      0      0      0
SALIDA DE AG      0      0      0
SALIDA DE GA      0      0      0

K =
      SALIDA DE AG  SALIDA DE AG  SALIDA DE GA
x1   0.006567     0.004944     0.156
x2   0.003751     0.005547     0.1072
x3  -0.01131     -0.01006     -0.227
x4  -0.001664     0.0144      0.1587
x5  -0.04258     -0.009902     -0.2867

```

**Figura 3.19.** Matrices del modelo en espacios de estado de 5to orden

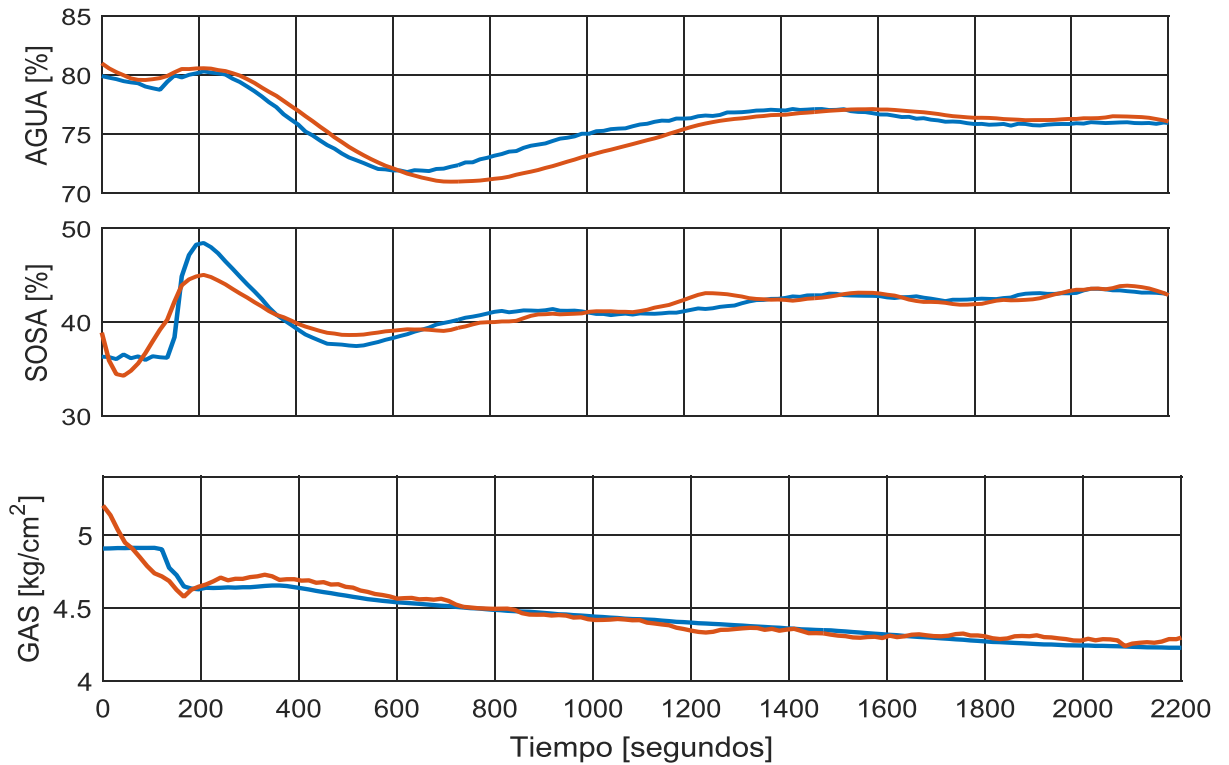
Realizado por: Katherine Aguilar

### 3.7.3.2 Identificación usando código estructurado

MATLAB permite desarrollar la programación usando código .m para realizar identificación de modelos matemáticos. El comando para la estimación en variables de estado es 'ssest(data,nx)', el cual es parte del código que se indexa en el Anexo A. El modelo estimado presenta un ajuste del 93.84, 82.87% y 86.8% para cada una de las salidas del sistema: agua, agua con sosa y gas, respectivamente. Además, se tiene un error final de predicción (FPE) de 2.883e-06 y error medio cuadrático (MSE) de 0.1947.

La Figura (3.20) muestra la comparación gráfica de los datos reales y el modelo en espacios de estado usando 5 variables de estado encontrado mediante código, observando también una

diferencia entre los gráficos. Así también, se determina un ajuste entre curvas de 53.96%.



**Figura 3.20.** Datos reales y los datos estimados del modelo en espacio de estados de 5to nivel mediante código: a) salida de agua, b) salida de agua con SOSA y c) salida de gas

Realizado por: Katherine Aguilar

Las matrices de modelo en espacios de estados obtenido con 5 variables (5to orden) usando código .m se presentan en la Figura (3.21).

Continuous-time identified state-space model:

$$\begin{aligned} \dot{x}(t) &= A x(t) + B u(t) + K e(t) \\ y(t) &= C x(t) + D u(t) + e(t) \end{aligned}$$

A =

	x1	x2	x3	x4	x5
x1	-0.004556	0.02194	0.03045	0.02237	-0.002033
x2	-0.01117	0.007602	0.006042	0.006479	-0.000746
x3	0.01389	-0.01564	-0.02205	-0.01404	0.001102
x4	-0.02316	0.007095	-0.004406	-0.01264	0.001217
x5	0.0416	0.05537	-0.02132	-0.03793	0.002317

B =

	ENTRADA DE A	AGUA PARA SO	ENTRADA DE G
x1	0.001614	-0.02197	-0.001079
x2	0.0006729	-0.009065	-0.0004043
x3	-0.002094	0.02808	0.001255
x4	0.001527	-0.01993	-0.0004366
x5	-0.007955	0.1094	0.003611



```

C =
      x1      x2      x3      x4      x5
SALIDA DE AG -6.404  7.928  -1.64  -2.39  -0.5482
SALIDA DE AG -12.49  3.44  -3.116  3.825  -0.7987
SALIDA DE GA  0.1805  0.07296 -0.0438 -0.001751  0.005259

D =
      ENTRADA DE A  AGUA PARA SO  ENTRADA DE G
SALIDA DE AG      0      0      0
SALIDA DE AG      0      0      0
SALIDA DE GA      0      0      0

K =
      SALIDA DE AG  SALIDA DE AG  SALIDA DE GA
x1      0.00564      0.001961      0.1675
x2      0.007877      0.004669      0.1064
x3     -0.01141     -0.008337     -0.231
x4      0.01032      0.01404      0.1585
x5     -0.006174      0.008633     -0.2793

```

**Figura 3.21.** Matrices del modelo en espacios de estado de 5to orden usando código

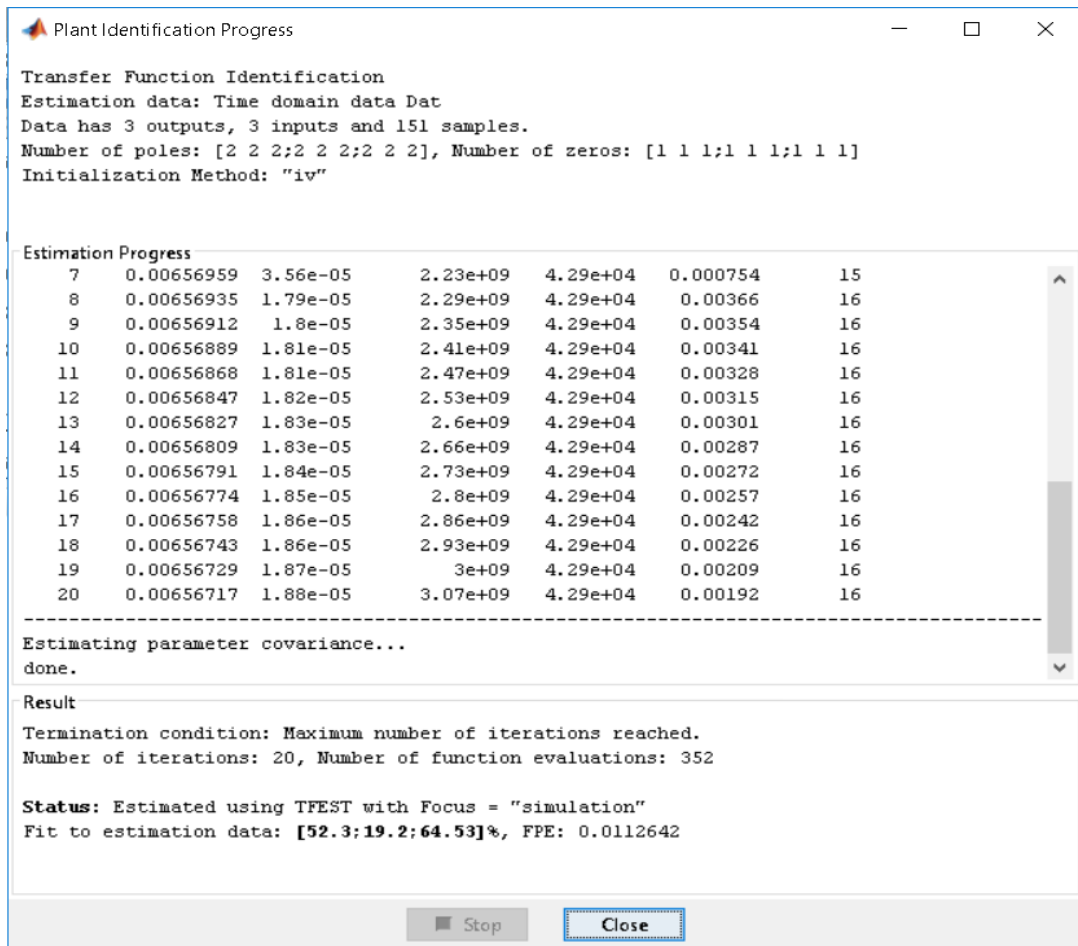
Realizado por: Katherine Aguilar

### 3.7.4 Identificación del modelo mediante función de transferencia

La función de transferencia de un sistema lineal e invariante en el tiempo basa su principio relacionando la transformada de Laplace de la salida con la transformada de Laplace de la entrada en un sistema de ecuaciones diferenciales a condiciones iniciales nulas. De igual manera que la identificación por espacio de estados, MATLAB permite la obtención del modelo por función de transferencia usando el asistente o por código.

#### 3.7.4.1 Identificación por medio del Toolbox (*ident*)

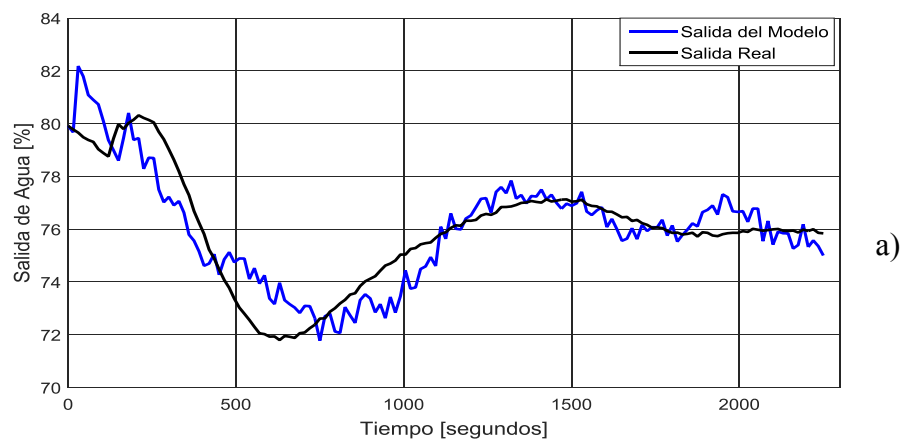
De manera similar a la adquisición de la equivalente matemática del sistema basada en variable de estados, MATLAB retorna la información vista en la Figura (3.22) posterior al ingresar los datos de entrada y salida de la planta y seleccionar “*tf*” como estimador. La respuesta de MATLAB al estimar el proceso con dos polos y un cero retorna valores de ajuste de estimación del 53.2, 19.2 y 64.53 % para las variables de salida de agua, salida de agua con sosa y salida de gas, respectivamente.

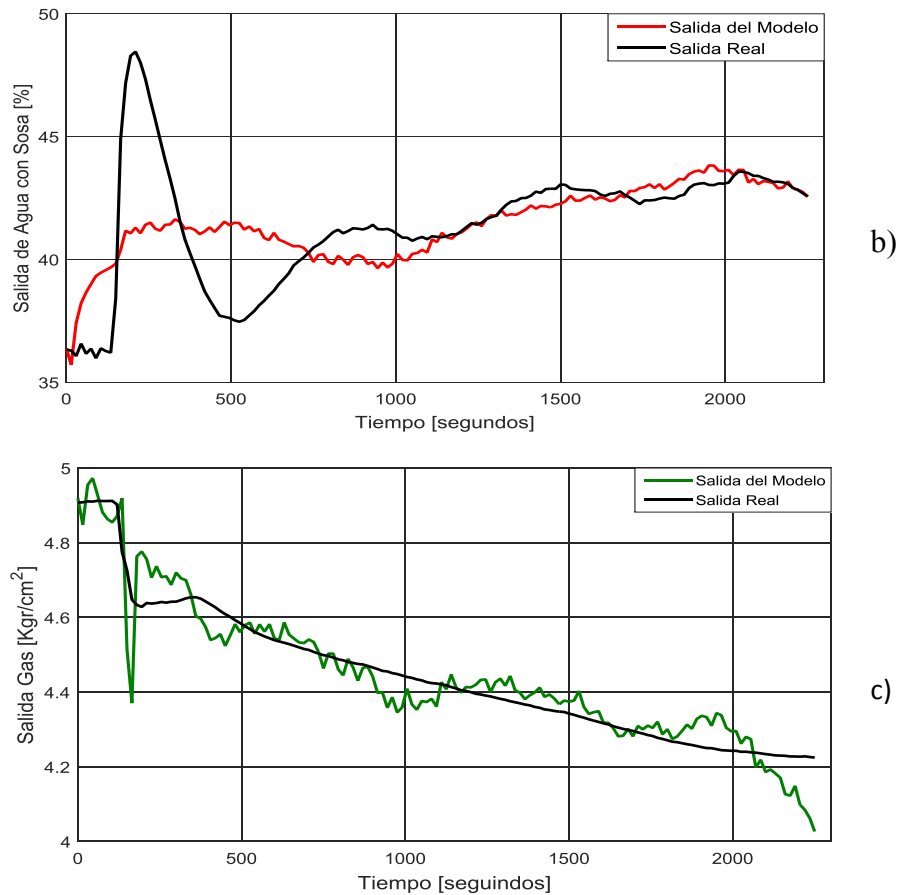


**Figura 3.22.** Respuesta del estimador de MATLAB

Realizado por: Katherine Aguilar

La comparación gráfica del resultado de usar dos polos y un cero para la estimación se presenta en la Figura (3.23). La diferencia apreciada entre la salida real y la salida del modelo valida los ajustes de estimación, los cuales determinan las funciones de transferencia obtenidas y mostradas en la Figura (3.24).





**Figura 3.23.** Datos reales y los datos estimados con dos polos y un cero: a) salida de agua, b) salida de agua con SOSA y c) salida de gas

Realizado por: Katherine Aguilar

Al tratarse de un sistema MIMO, las funciones de transferencia obtenidas dependen de la cantidad de entradas y la cantidad de salidas del sistema, por lo cual, se tienen como resultado nueve funciones de transferencia: las tres salidas generales dependientes de la entrada de agua, las tres salidas generales dependientes de la entrada de agua con sosa y las tres salidas generales dependientes de la entrada de gas.

```

From input "ENTRADA DE AGUA" to output...
      -0.01554 s + 2.028e-05
SALIDA DE AGUA: -----
      s^2 + 0.282 s + 3.667e-05

      -0.0008308 s + 2.412e-06
SALIDA DE AGUA CON SOSA: -----
      s^2 + 0.1233 s + 7.766e-05

      -0.0001221 s + 4.225e-07
SALIDA DE GAS: -----
      s^2 + 0.0429 s + 3.956e-05
  
```

```

From input "AGUA PARA SOSA" to output...
          0.3245 s - 0.0002534
SALIDA DE AGUA: -----
                s^2 + 0.2416 s + 5.379e-05

          0.04533 s - 2.621e-05
SALIDA DE AGUA CON SOSA: -----
                s^2 + 0.1273 s + 5.781e-05

          0.005819 s - 5.703e-06
SALIDA DE GAS: -----
                s^2 + 0.08452 s + 7.953e-05

From input "ENTRADA DE GAS" to output...
          -0.001575 s + 2.142e-06
SALIDA DE AGUA: -----
                s^2 + 0.002682 s + 1.917e-05

          -0.0007852 s + 1.974e-06
SALIDA DE AGUA CON SOSA: -----
                s^2 + 0.005096 s + 7.183e-08

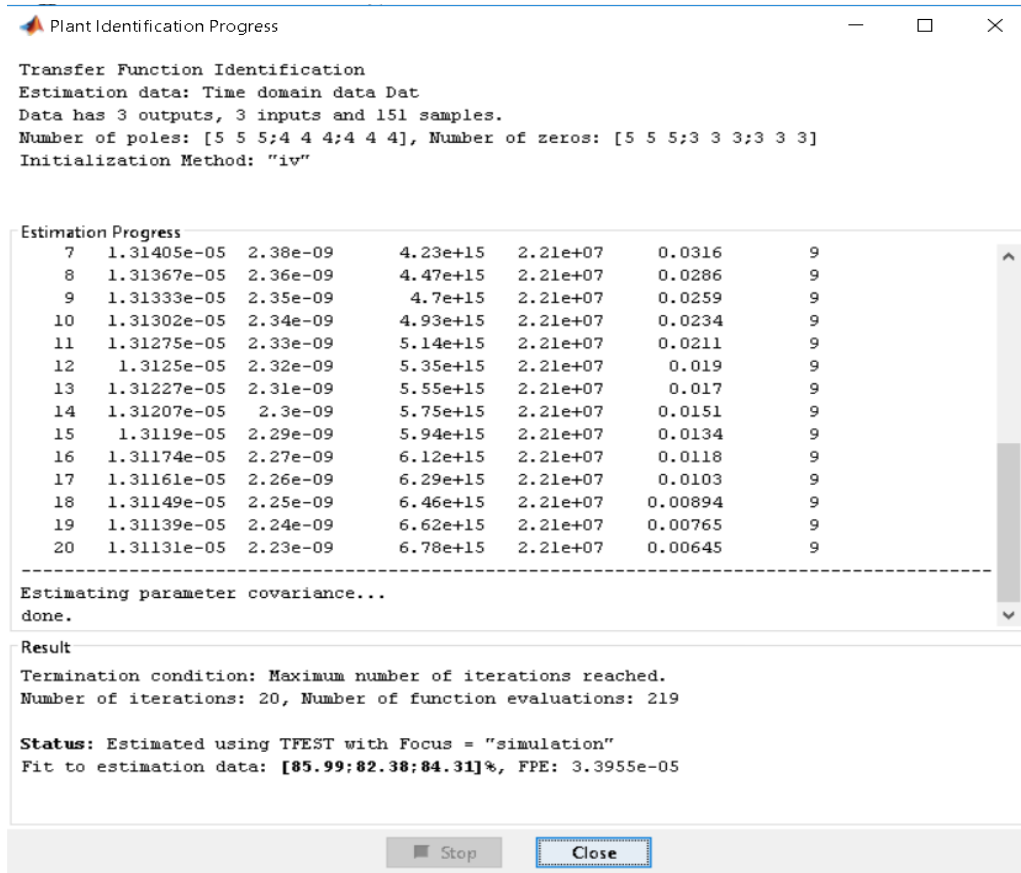
          -0.002418 s - 7.832e-06
SALIDA DE GAS: -----
                s^2 + 0.02714 s + 1.176e-05

```

**Figura 3.24.** Nueve funciones de transferencias obtenidas

Realizado por: Katherine Aguilar

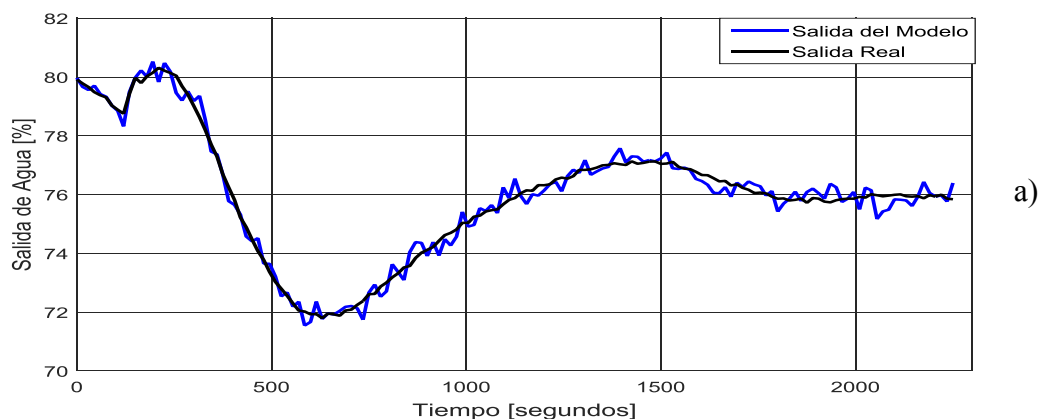
Finalmente, la mejor estimación se propone con una combinación de polos y ceros dependientes de la entrada al sistema. Para la entrada de agua, las funciones de transferencia tienen tres consideraciones: para la salida de agua se consideran cinco polos con cinco ceros, para la salida de agua con sosa se consideran cuatro polos con tres ceros y para la salida de gas, cuatro polos y tres ceros son considerados. Para la entrada de agua con sosa, las funciones de transferencia establecen cinco polos y cinco ceros para la salida de agua; para la salida de agua con sosa se consideran cuatro polos y tres ceros y para la salida de gas cuatro polos y tres ceros. Finalmente, para la entrada de gas se establecen cinco polos y cinco ceros en la salida de agua, cuatro polos y tres ceros en la salida de agua con SOSA y cuatro polos con tres ceros para la salida de gas (Figura (3.25)). Los valores de ajuste de estimación son el 85.99%, 82.38% y 84.31% para las variables de salida de agua, de agua con SOSA y gas, respectivamente.

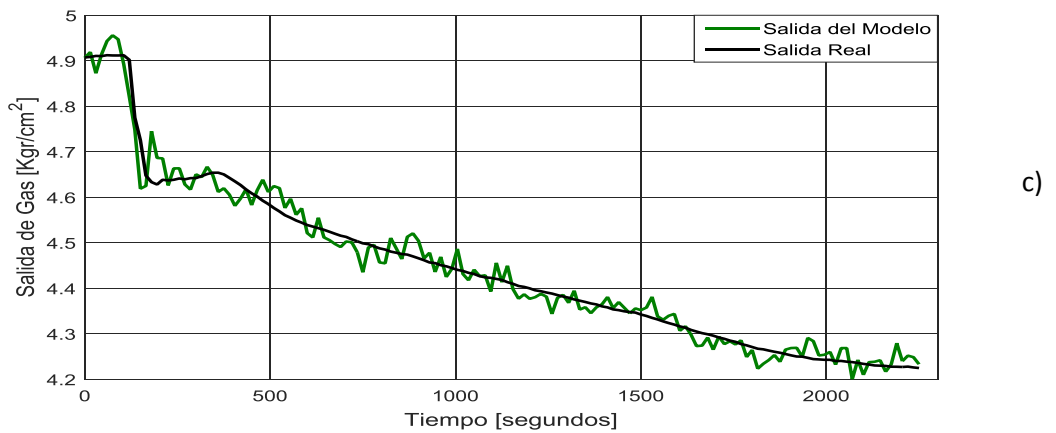
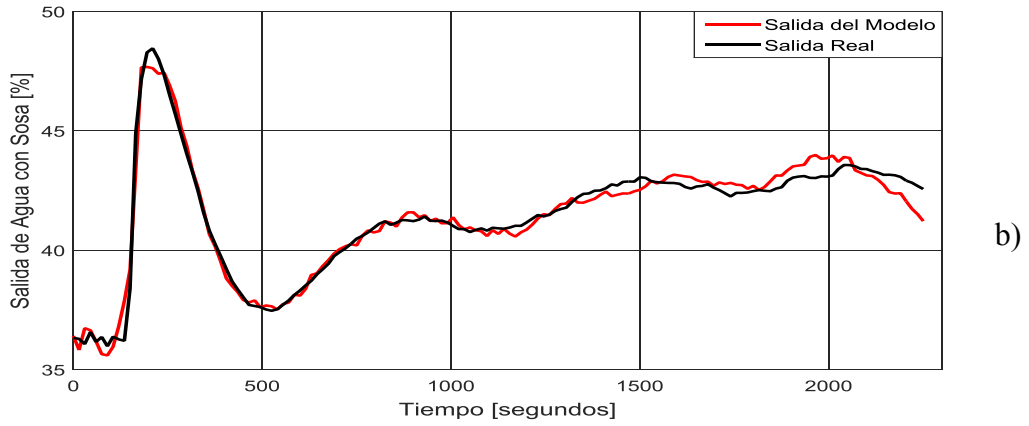


**Figura 3.25.** Respuesta del estimador de MATLAB con cantidad de polos y ceros mayores a dos

Realizado por: Katherine Aguilar

La comparación gráfica del resultado de usar más de dos polos y más de dos ceros para la estimación se presenta en la Figura (3.26). La diferencia apreciada entre la salida real y la salida del modelo valida los ajustes de estimación, los cuales determinan las funciones de transferencia obtenidas y mostradas en la Figura (3.27).





**Figura 3.26.** Datos reales y los datos estimados mediante función de transferencia con más de dos polos y ceros: a) salida de agua, b) salida de agua con SOSA y c) salida de gas

Realizado por: Katherine Aguilar

```

From input "ENTRADA DE AGUA" to output...
      0.03413 s^5 + 0.0006439 s^4 + 1.392e-05 s^3 + 4.447e-09 s^2 + 2.271e-10 s - 3.431e-13
SALIDA DE AGUA: -----
      s^5 + 0.02122 s^4 + 0.0003387 s^3 + 2.08e-06 s^2 + 7.646e-09 s + 1.568e-11

      0.002137 s^3 - 2.404e-05 s^2 + 3.716e-07 s - 1.401e-09
SALIDA DE AGUA CON SOSA: -----
      s^4 + 0.08253 s^3 + 0.0007803 s^2 + 1.096e-05 s + 2.37e-08

-0.0002335 s^3 - 1.641e-06 s^2 - 5.574e-08 s + 6.006e-11
SALIDA DE GAS: -----
      s^4 + 0.117 s^3 + 0.00138 s^2 + 1.126e-05 s + 2.939e-08

From input "AGUA PARA SOSA" to output...
      -0.009795 s^5 + 0.0008944 s^4 - 2.761e-05 s^3 + 5.43e-07 s^2 + 1.344e-08 s - 1.795e-11
SALIDA DE AGUA: -----
      s^5 + 0.03628 s^4 + 0.0006832 s^3 + 6.479e-06 s^2 + 3.797e-08 s + 3.648e-11

      -0.004269 s^3 + 0.0002283 s^2 - 1.335e-06 s + 1.651e-08
SALIDA DE AGUA CON SOSA: -----
      s^4 + 0.03902 s^3 + 0.0004592 s^2 + 4.99e-06 s + 1.516e-08

      0.009753 s^3 + 9.002e-05 s^2 + 1.692e-06 s + 1.355e-09
SALIDA DE GAS: -----
      s^4 + 0.1662 s^3 + 0.001868 s^2 + 1.736e-05 s + 6.717e-08
  
```

```

From input "ENTRADA DE GAS" to output...
      0.06506 s^5 + 0.0007418 s^4 + 0.0001319 s^3 + 3.825e-06 s^2 + 2.49e-09 s + 1.009e-10
SALIDA DE AGUA: -----
      s^5 + 0.009099 s^4 + 0.0003759 s^3 + 9.177e-07 s^2 + 9.896e-09 s + 9.545e-12

      -0.01241 s^3 + 0.001327 s^2 - 2.562e-05 s - 7.807e-10
SALIDA DE AGUA CON SOSA: -----
      s^4 + 0.05973 s^3 + 0.0008321 s^2 + 1.243e-05 s + 2.713e-08

      -0.0005049 s^3 + 1.763e-05 s^2 - 1.401e-08 s - 1.546e-10
SALIDA DE GAS: -----
      s^4 + 0.01681 s^3 + 0.0001265 s^2 + 7.107e-07 s + 7.329e-10

```

**Figura 3.27.** Funciones de transferencia obtenidas con más de dos polos y ceros

Realizado por: Katherine Aguilar

### 3.7.4.2 Identificación usando código estructurado

La estimación de la función de transferencia mediante código usa el comando **'tfest'**. Dada la experiencia obtenida mediante el uso del asistente, la estimación se lleva a cabo configurando los parámetros como se muestra en la Tabla (3.11).

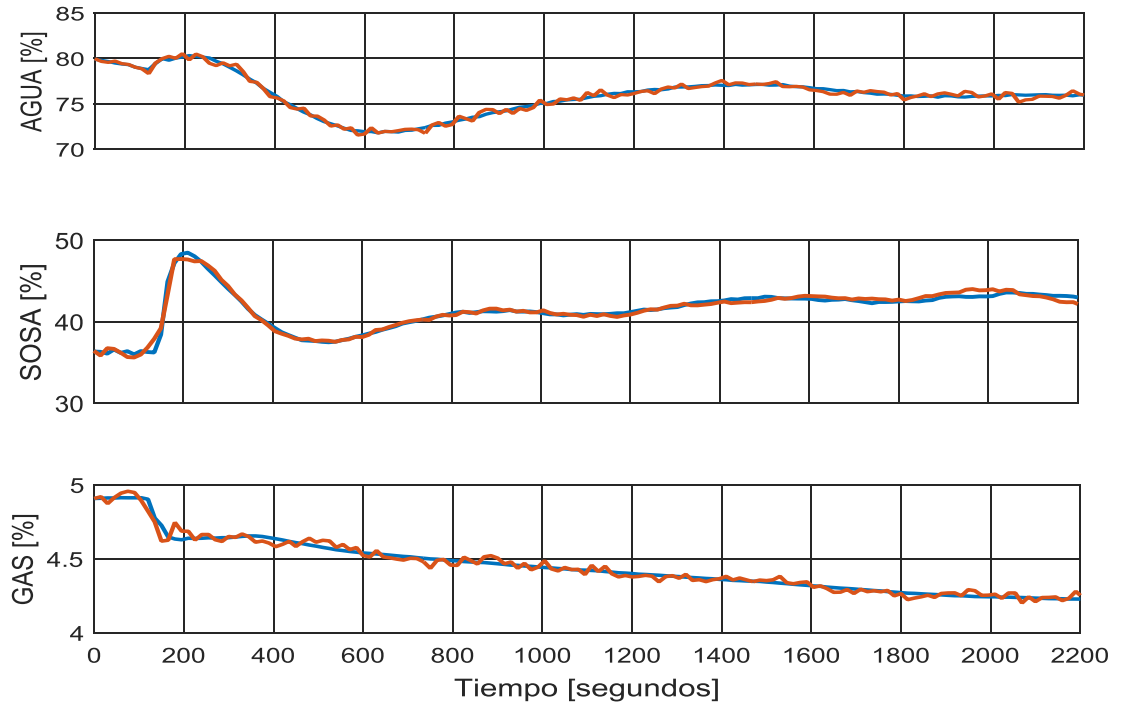
**Tabla 3-11** Parámetros para estimación de la función de transferencia

Entrada	Consideraciones
<b>Agua</b>	<b>Salida de Agua:</b> Cinco polos con cinco ceros
	<b>Salida de Agua con SOSA:</b> Cuatro polos con tres ceros
	<b>Salida de Gas:</b> Cuatro polos con tres ceros
<b>Agua con SOSA</b>	<b>Salida de Agua:</b> Cinco polos con cinco ceros
	<b>Salida de Agua con SOSA:</b> Cuatro polos con tres ceros
	<b>Salida de Gas:</b> Cuatro polos con tres ceros
<b>Gas</b>	<b>Salida de Agua:</b> Cinco polos con cinco ceros
	<b>Salida de Agua con SOSA:</b> Cuatro polos con tres ceros
	<b>Salida de Gas:</b> Cuatro polos con tres ceros

Realizado por: Katherine Aguilar

La respuesta obtenida por el estimador usando comandos retorna la comparación mostrada por la Figura (3.28), notando que los valores de ajuste de estimación son el 85.99%, 82.38% y 84.31% para las variables de salida de agua, de agua con SOSA y gas, respectivamente. Notoriamente, los mejores resultados se obtienen al usar funciones de transferencia con más de dos polos y ceros, estableciendo su uso para la sintonización de los parámetros de control del PID multivariable en los apartados siguientes.

Se puede concluir que el primer método de ajuste de polos y ceros permite el mayor ajuste, por lo que se usa este modelo para el diseño del controlador PID.



**Figura 3.28.** Datos reales y los datos estimados con función de transferencia con más de dos polos y ceros con código: a) salida de agua, b) salida de agua con SOSA y c) salida de gas

Realizado por: Katherine Aguilar

### 3.8 Respuesta del modelo identificado

Naturalmente las señales de entrada al sistema son aleatorias por lo cual no se pueden expresar de forma analítica. Para el análisis y diseño de sistemas de control se requiere una base de comparación del desempeño de diversos sistemas de control. Esta base es configurada a través de la especificación de las señales de entrada y comparando las respuestas de varios sistemas a estas señales entrantes.

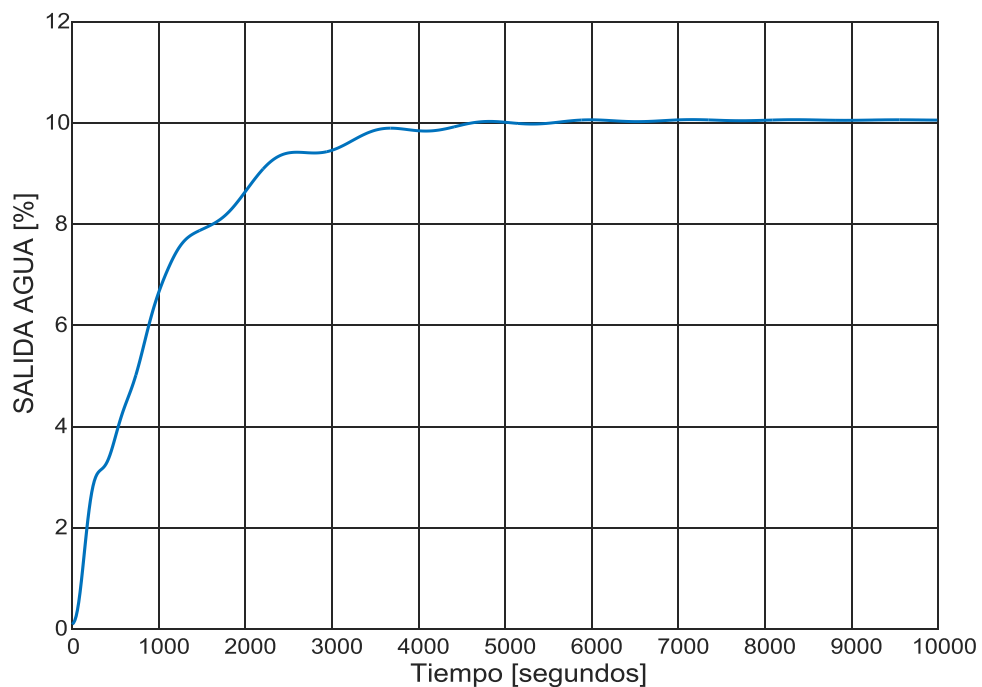
Generalmente los criterios de diseño se basan en las señales de entrada definidas o en la respuesta que genera al sistema dado ciertos cambios en las condiciones iniciales. La correlación entre las características de respuesta de un sistema y la capacidad del sistema de manejar señales de entrada reales justifica el uso de las señales de prueba. Las características del modelo encontrado pueden definirse a través de señales de excitación bien conocidas como



señales impulso, rampa, escalón unitario, sinusoidales, etc. A través de estas señales de prueba se puede realizar con facilidad análisis matemáticos y experimentales de sistemas de control dado que las señales son muy simples.

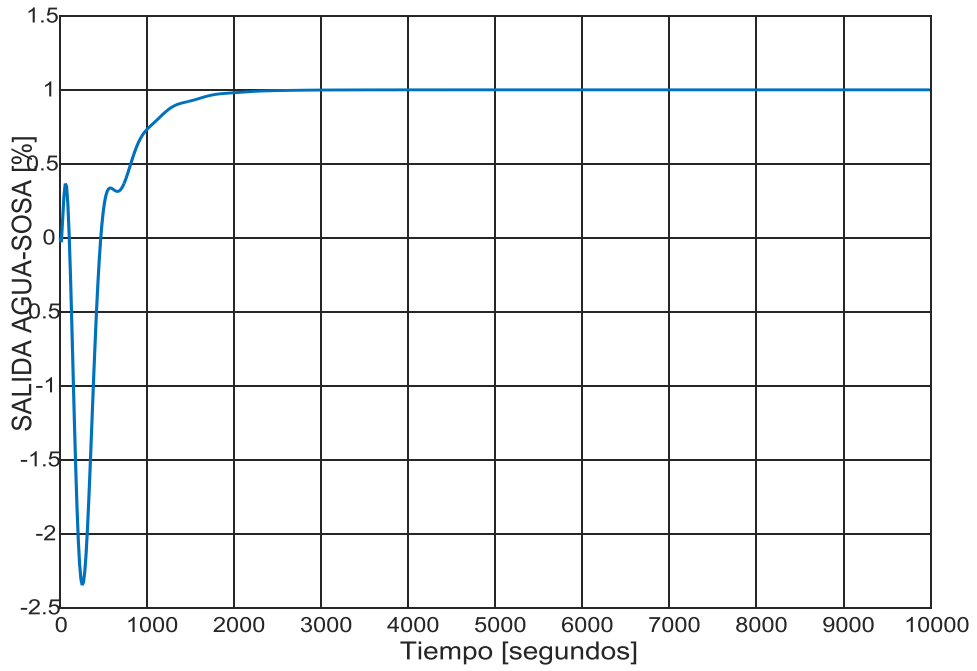
La forma de entrada a la que el sistema estará expuesto frecuentemente determina cuál es la señal más apropiada para analizar las características de respuesta. Si las entradas del sistema se modificarán constantemente y de manera incremental, una función rampa es la más apropiada, mientras que la función escalón será usada para casos donde las perturbaciones puedan aparecer repentinamente o se hace uso de la función impulso si la entrada del sistema está sujeta a entradas de choque. Si el diseño se basa en la respuesta a estas entradas de prueba, el desempeño del sistema en entornos reales es satisfactorio.

El trabajo propuesto usa la señal de entrada escalón unitario (step) dado que el sistema está propenso a perturbaciones a lo largo del tiempo. La Figura (3.29) presenta la respuesta al escalón unitario para la salida de agua, la Figura (3.30) para la salida de agua con sosa y la Figura (3.31) para la salida de gas.



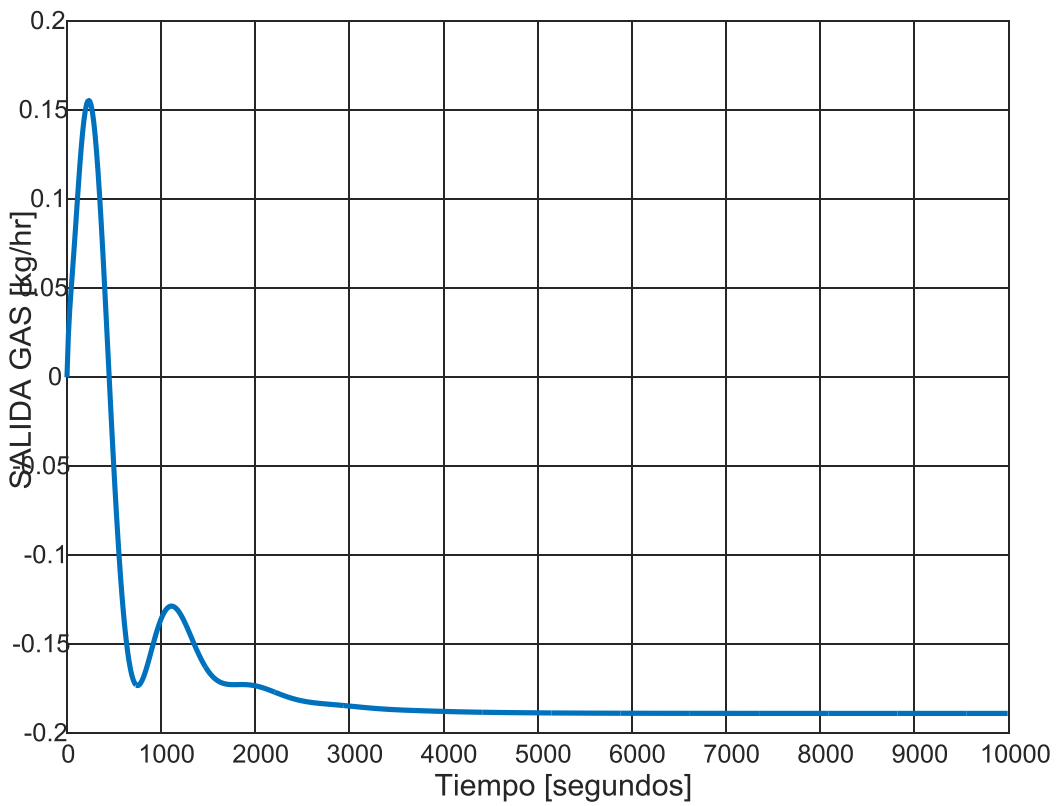
**Figura 3.29.** Respuesta al escalón unitario de la salida de Agua

Realizado por: Katherine Aguilar



**Figura 3.30.** Respuesta al escalón unitario de la salida de Agua SOSA

Realizado por: Katherine Aguilar



**Figura 3.31.** Respuesta al escalón unitario de la salida de gas

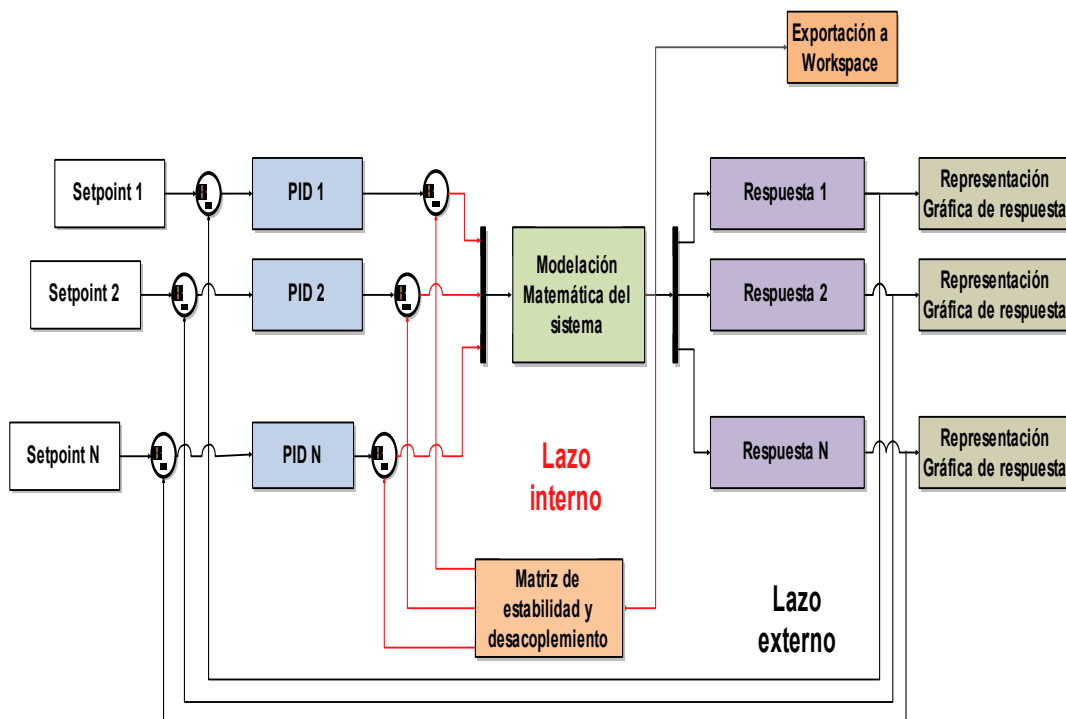
Realizado por: Katherine Aguilar

Como respuesta al escalón unitario, la salida de agua presenta un incremento del 10% al cabo de

6000 segundos, estabilizándose y mostrando una respuesta oscilatoria baja. Por su parte, la respuesta de la salida de agua con sosa se estabiliza en menos de 2000 segundos con una respuesta de oscilación baja pero con un sub impulso en los primeros 500 segundos. Finalmente, la salida de gas se estabiliza en una valor negativo de -0.2 kg/h en menos de 2000 segundos, con una respuesta oscilatoria baja pero con un sobre impulso en un período de 700 segundos.

### 3.9 Sintonización del modelo en SIMULINK

La sintonización del modelo MIMO usa la aplicación del sintonizador del sistema de control (Control System Tuner) de SIMULINK (Mathworks, 2017).



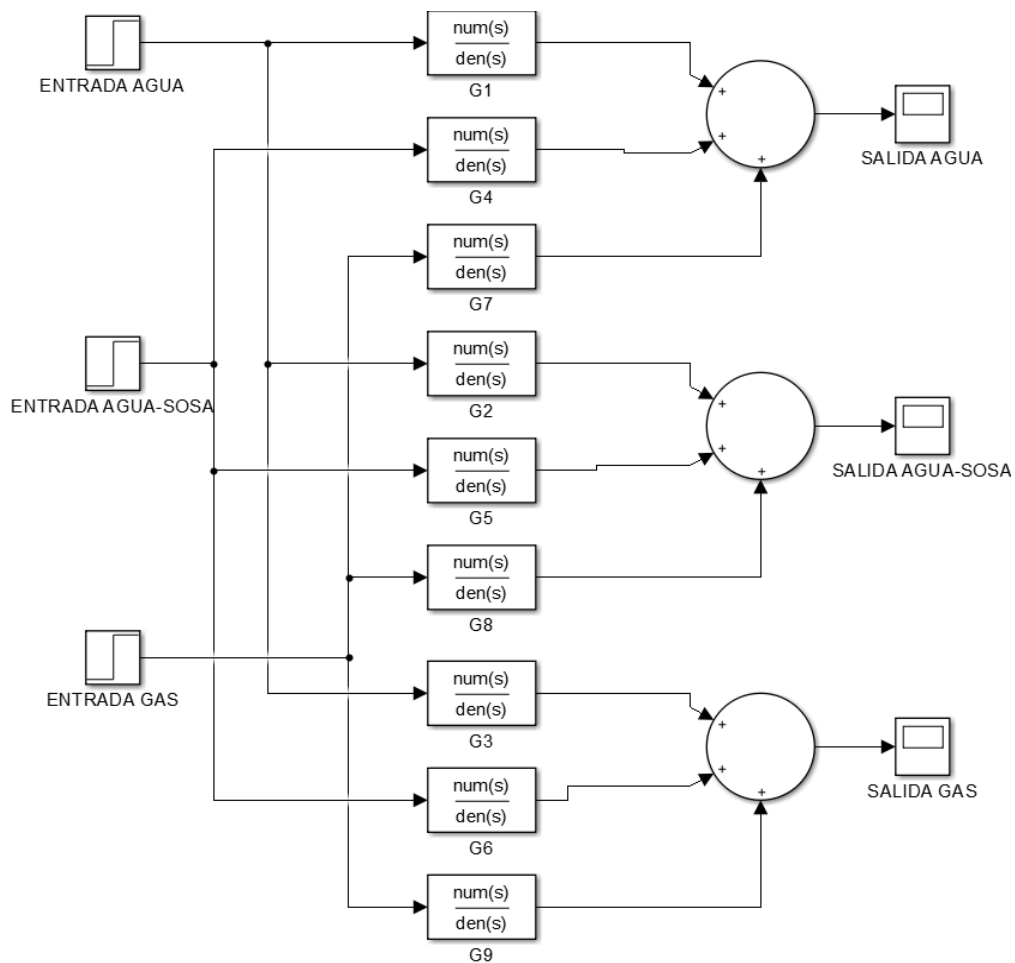
**Figura 3.32.** Representación en diagrama de bloques de la metodología de sintonización

Realizado por: Katherine Aguilar

El sintonizador del sistema de control permite modelar cualquier tipo de arquitectura y especificar la estructura de los componentes, tales como controladores PID, ganancias y otros elementos. El diseñador puede especificar cuáles bloques son sintonizables y cuáles no. La herramienta parametriza esos bloques y sintoniza los parámetros libres de sistema para facilitar requerimientos de diseño tales como el seguimiento del punto de referencia, corrección de perturbaciones y ajuste de márgenes de estabilidad. La estructura del sintonizador se muestra en la Figura (3.32), donde se presentan las etapas que incluyen la modelación matemática del sistema, los controladores PID para cada una de las entradas, las respuestas de cada una de las

salidas con la representación gráfica, una matriz de aumento y desacoplamiento y un etapa para la exportación de los resultados al entorno de trabajo de MATLAB.

La modelación matemática del sistema incluye los nueve bloques resultantes de la identificación del sistema por funciones de transferencia basado en código estructurado. Cada bloque resultante de la identificación es ingresado directamente al asistente sin necesidad de una transformación previa, por lo cual, la configuración del sistema MIMO se establece como se presenta en la Figura (3.33).



**Figura 3.33.** Diagrama de bloques de la modelación matemática del sistema MIMO

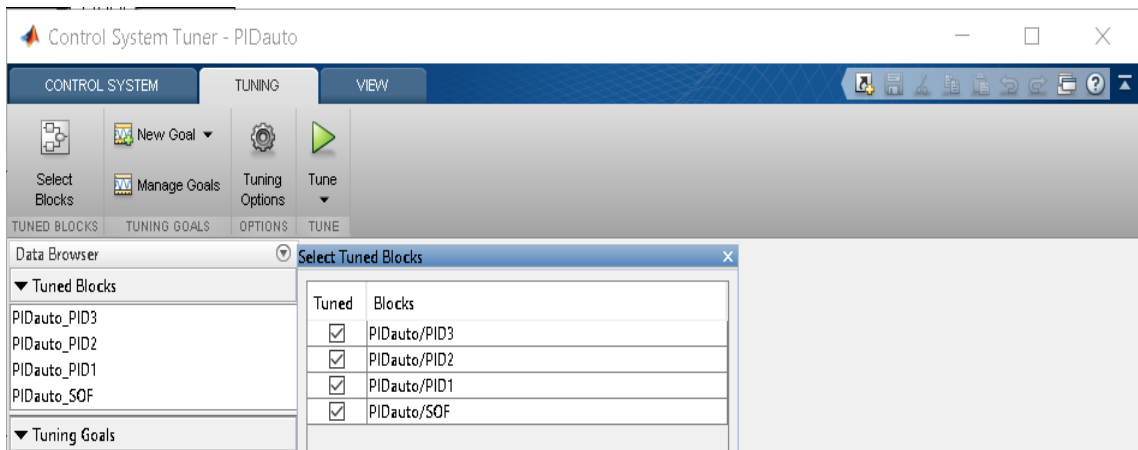
Realizado por: Katherine Aguilar

Los controladores PID son configurados dependiendo de la cantidad de salidas. Por tanto, tres bloques controladores se incluyen en el diagrama de bloques los cuales definen sus constantes proporcional, integral y derivativa mediante técnicas de auto sintonización propias de MATLAB.

En la sintonización automática, SIMULINK permite sintonizar el lazo interno y externo

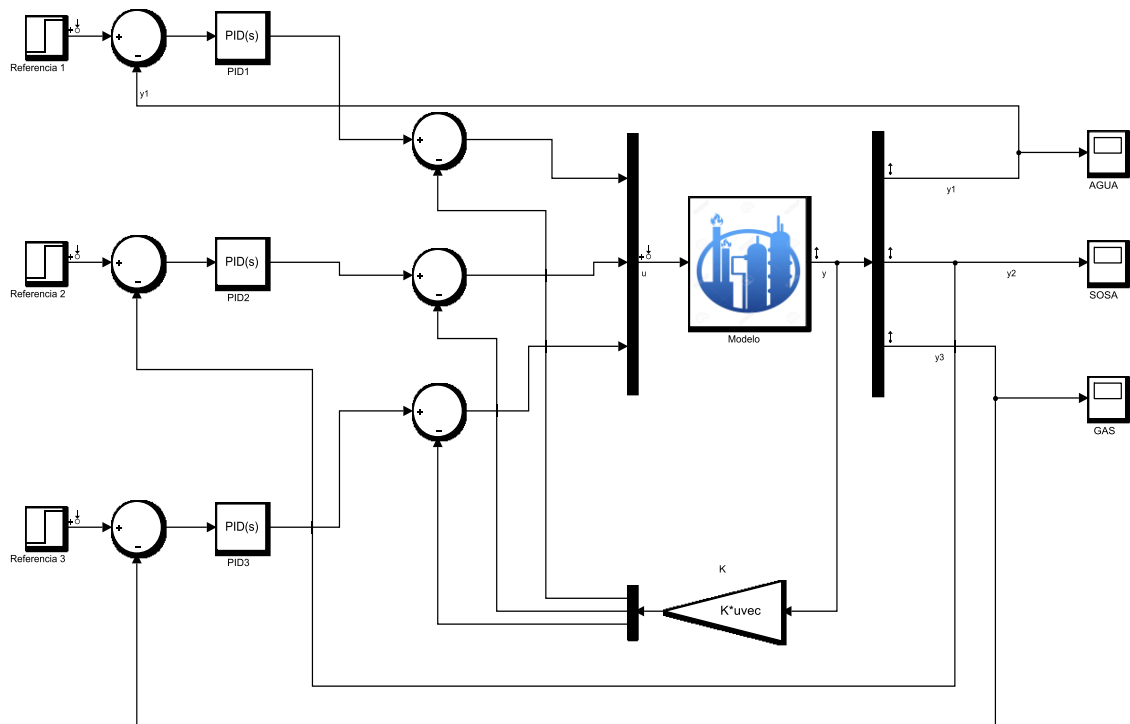
conjuntamente como cubrir todos los requerimientos del diseño. Para configurar la sintonización del PID, la aplicación debe ser ejecutada en la ventana de *Diseño del control* (Control design) > *Sintonizador del controlador del sistema* (Control System Tuner).

Posterior a la selección de la pestaña de sintonización (tuning), la opción de *Select blocks* permite adicionar los bloques de control a sintonizar. En el lazo externo, los bloques de control PID que se seleccionan se denominan PID1, PID2, PID3 y para el lazo interno K, como se muestra en la configuración de la Figura (3.34) y corresponden al diagrama de bloques de la Figura (3.35).



**Figura 3.34.** Selección de bloques PID para la sintonización

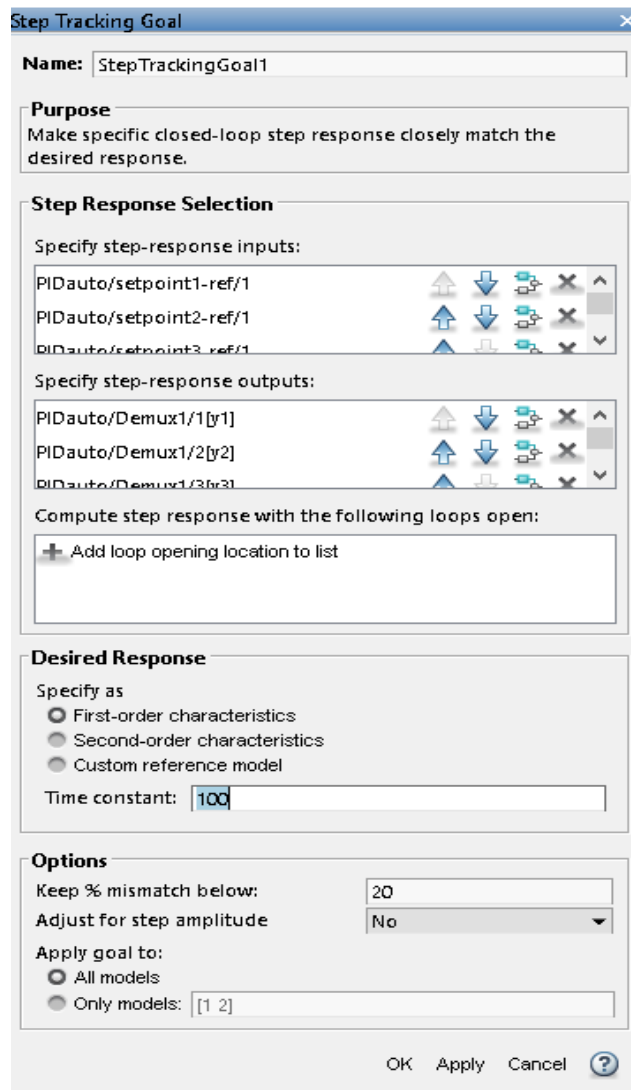
Realizado por: Katherine Aguilar



**Figura 3.35.** Diagrama de bloques sistema MIMO

Realizado por: Katherine Aguilar

Al seleccionar la opción para sintonización, el sintonizador del sistema de control parametriza el bloque automáticamente de acuerdo a su tipo. En la ventana de configuración siguiente, se especifican las entradas y las salidas que serán sometidas a la respuesta al escalón. Adicionalmente, se configuran los siguientes parámetros de diseño: tiempo de estabilización deseada en 100 segundos y el margen de error de compatibilidad por debajo del 20% (Figura (3.36)).



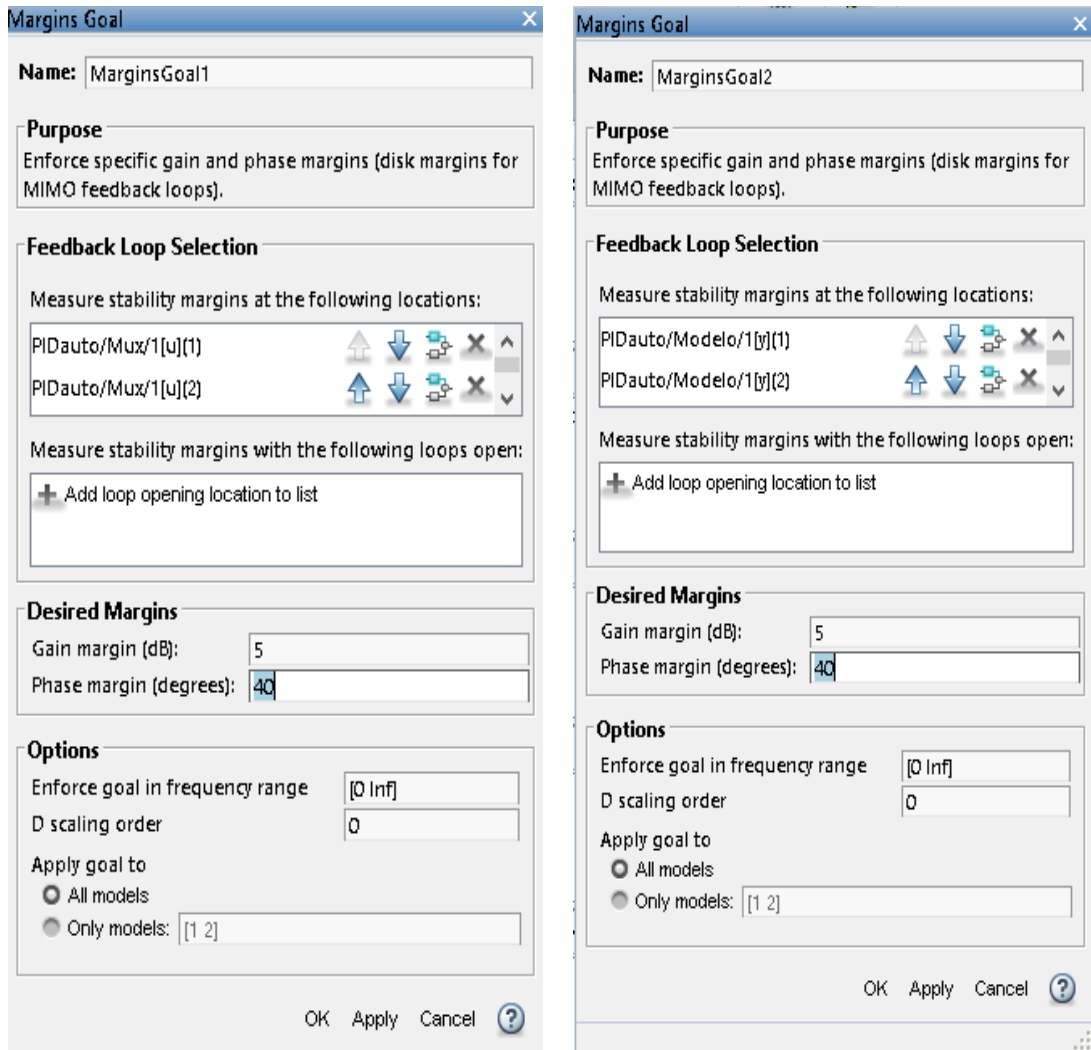
**Figura 3.36.** Especificación de las entradas y salidas sometidas a la respuesta al escalón

Realizado por: Katherine Aguilar

A continuación, los márgenes mínimos de estabilidad son configurados. Experimentalmente, las mejores respuestas se obtienen al configurar las entradas (Figura (3.37) (a)) y las salidas Figura (3.37) (b) del sistema en general con 5 dB en el margen de ganancia y 40 grados en el margen de fase.

En el lazo interno, una matriz de retroalimentación de salida estática (K) es incluida para el incremento de la estabilidad y desacoplamiento. Este bloque es parte del lazo interno de todo el sistema, a diferencia del lazo externo que provee retroalimentación a los lazos de control. Al tratarse de un sistema de tres entradas y tres salidas, la matriz de estabilidad y desacoplamiento se compone de nueve elementos distribuidos en tres filas y tres columnas:

$$K = \begin{bmatrix} 123.286 & 0.793 & 429.116 \\ 15.635 & 11.703 & 44.781 \\ 3.078 & 0.375 & 6.348 \end{bmatrix}$$



a)

b)

**Figura 3.37.** Configuración de los márgenes mínimos de estabilidad para las entradas y salidas

Realizado por: Katherine Aguilar

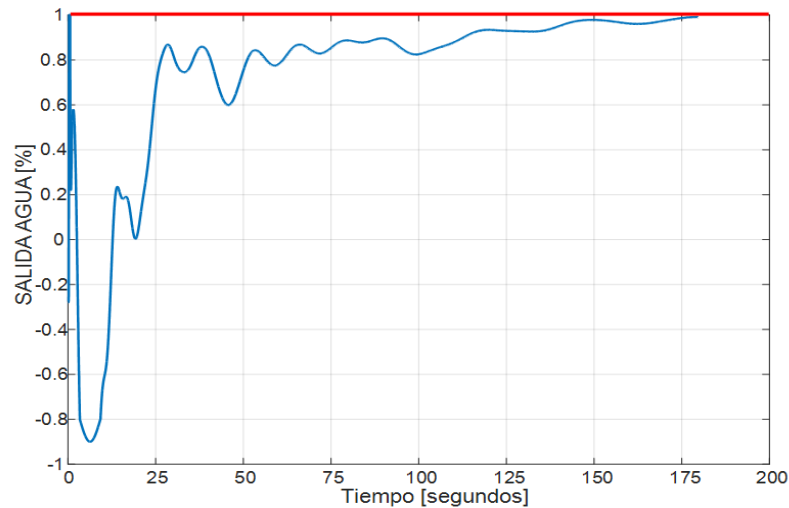
Las respuestas de las salidas validan la sintonización del PID del sistema MIMO. Mediante la auto-sintonización de SIMULINK, todas las salidas del sistema se estabilizan aproximadamente a los 150 segundos luego de iniciado el control del proceso. Las constantes de ajuste del sistema se muestran en la tabla (3.12).

**Tabla 3-12** Constantes de ajuste del sistema

Controlador	Constante proporcional	Constante integral	Constante derivativa
Salida de agua	25.498	0.074	-2440.339
Salida agua-SOSA	4.175	0.1371	52.016
Salida de Gas	-0.244	-0.002	506.303

Realizado por: Katherine Aguilar

La respuesta del sistema sintonizado a una referencia de escalón con valor de amplitud 1 es satisfactoria en todas las salidas del sistema. La Figura (3.38) muestra la respuesta del controlador para la salida de agua, donde la estabilidad de la variable controlada se consigue en menos de tres minutos luego de iniciado el control.

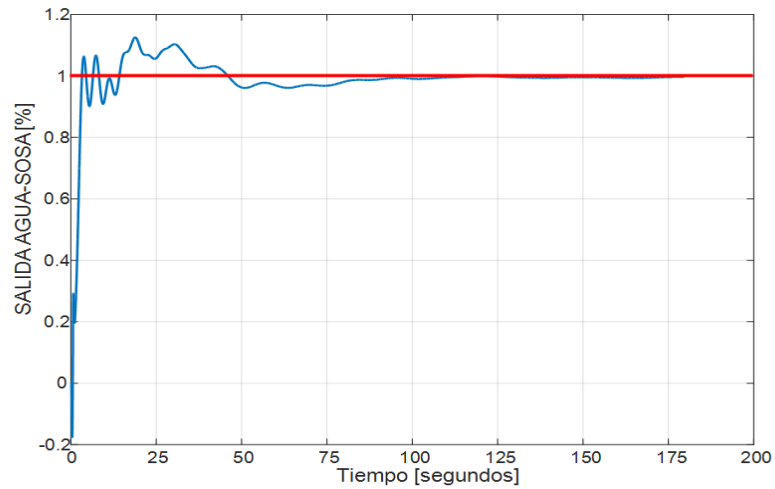


**Figura 3.38.** Respuesta del controlador para la salida de agua con una referencia de la unidad

Realizado por: Katherine Aguilar

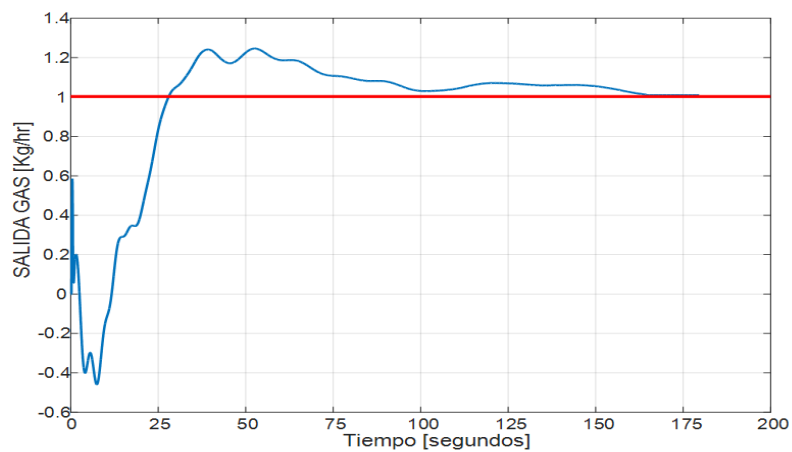
Asimismo, la Figura (3.39) muestra el alcance a la variable de setpoint para la salida de agua con sosa luego de un minuto con cuarenta segundos. Finalmente, la respuesta de la salida de gas (Figura (3.40)) alcanza el valor de referencia en menos de 2 minutos y 40 segundos luego de iniciado el control.





**Figura 3.39.** Respuesta del controlador para la salida de agua-SOSA con una referencia de la unidad

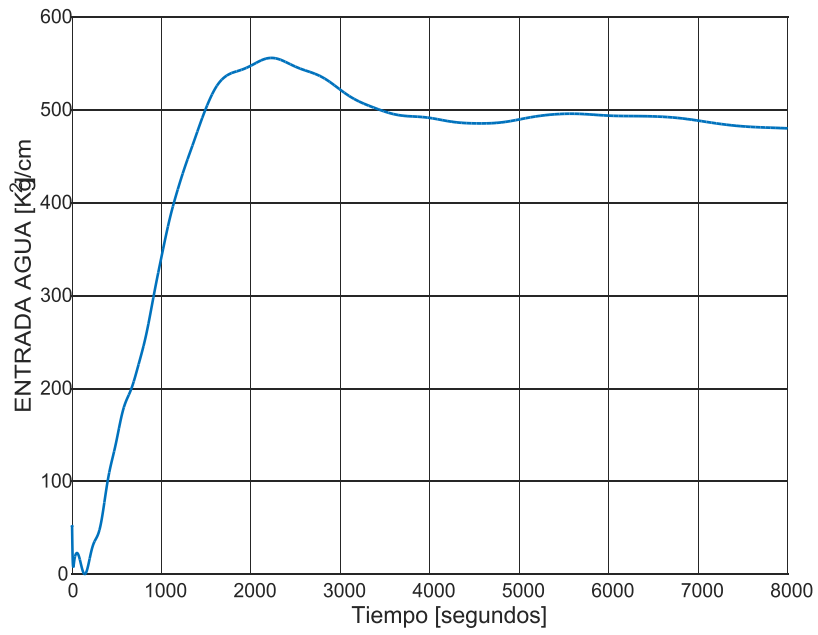
Realizado por: Katherine Aguilar



**Figura 3-40:** Respuesta del controlador para la salida de gas con una referencia de la unidad

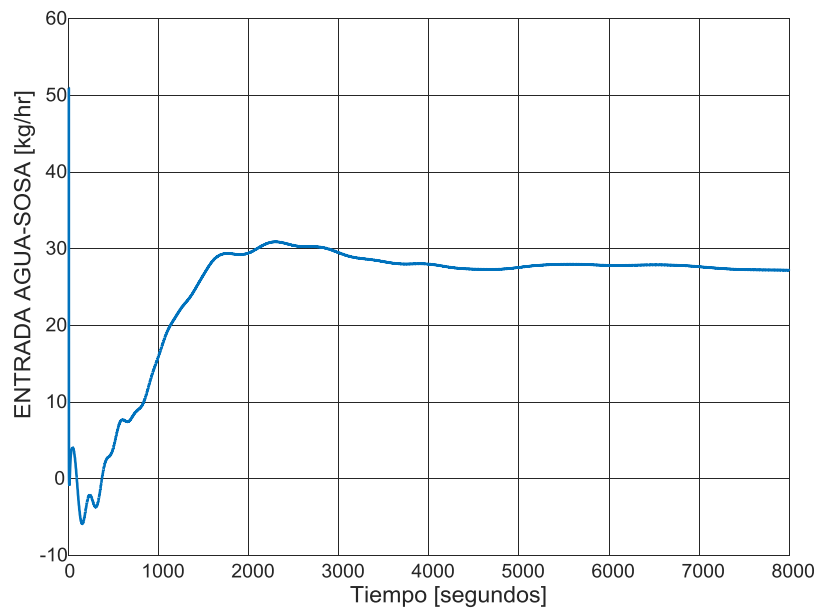
Realizado por: Katherine Aguilar

Las salidas deseadas son alcanzadas por la corrección de la entrada dada por el control PID. Luego de la corrección, las entradas modificadas que ingresan al modelo matemático son las que se presentan en las Figura (3.41), Figura (3.42) y Figura (3.43). En éstas, la entrada de agua, agua con sosa y gas se alteran para conseguir la corrección de error en las salidas correspondientes.



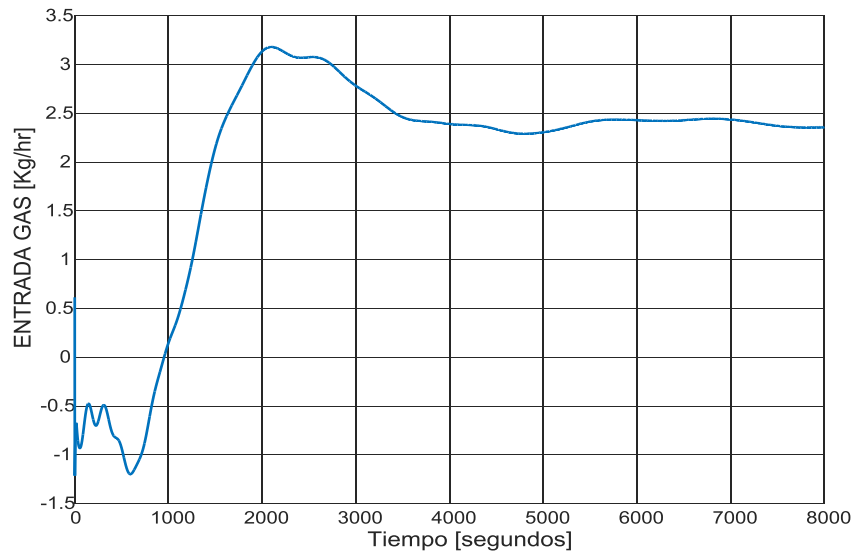
**Figura 3.41.** Entrada modificada de agua para obtener la salida deseada

Realizado por: Katherine Aguilar



**Figura 3.42.** Entrada modificada de agua-SOSA para obtener la salida deseada

Realizado por: Katherine Aguilar



**Figura 3.43.** Entrada modificada de gas para obtener la salida deseada

Realizado por: Katherine Aguilar

Finalmente, una etapa de exportación de resultados es incluida. Mediante las respuestas obtenidas del controlador, las variables que contiene la información de ajuste son almacenadas y pueden ser usadas con objetivos de obtención de su rendimiento.

## CAPÍTULO IV

### 4. RESULTADOS

#### 4.1 Análisis de Resultados

El objetivo fundamental del presente documento es determinar cuál es el método más adecuado a aplicar para la sintonización de los controladores PID que intervienen en el proceso de lavado de gas de regeneración producido en el tambor P3-V05.

IDC1: Índice de desempeño cuadrático del control PID SISO

IDC2: Índice de desempeño cuadrático del control PID MIMO

H0:  $IDC1 > IDC2$  El índice de desempeño cuadrático del control PID MIMO en el proceso de lavado de gas de regeneración producido en el tambor P3-V05 es menor que el desempeño del control PID SISO.

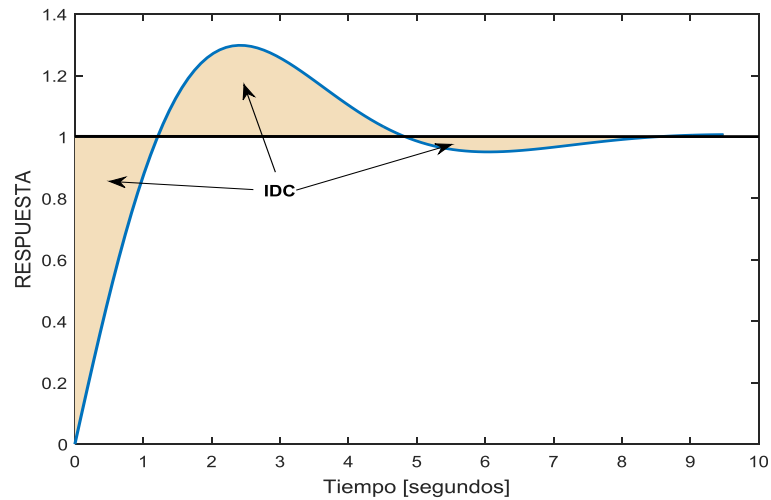
H1:  $IDC1 < IDC2$  El índice de desempeño cuadrático del control PID MIMO en el proceso de lavado de gas de regeneración producido en el tambor P3-V05 es mayor que el desempeño del control PID SISO.

Mediante el índice de desempeño cuadrático se evalúa la respuesta de los controladores PID para determinar si el método aplicado en este documento es el más adecuado.

##### 4.1.1 Índice de desempeño cuadrático

Se calcula el índice del desempeño cuadrático, usando la suma de los errores cuadráticos con la Ecuación (4.1).

$$IDC = \int_{T_0}^{T_{est}} e^2(t) \quad (4.1)$$



**Figura 4.1** Área relacionada al índice de desempeño cuadrático

Realizado por: Katherine Aguilar.

La Ecuación (4.1) permite evaluar una relación al área generada entre la respuesta del sistema y la línea de referencia alcanzada, como se muestra en la Figura (4.1). Así, en este estudio se analiza el índice de desempeño cuadrático de las 3 salidas del sistema, adicionando las 3 sumas de los errores cuadráticos de la forma de la Ecuación (4.2).

$$IDC = \int e_1^2(t) + \int e_2^2(t) + \int e_3^2(t) \quad (4.2)$$

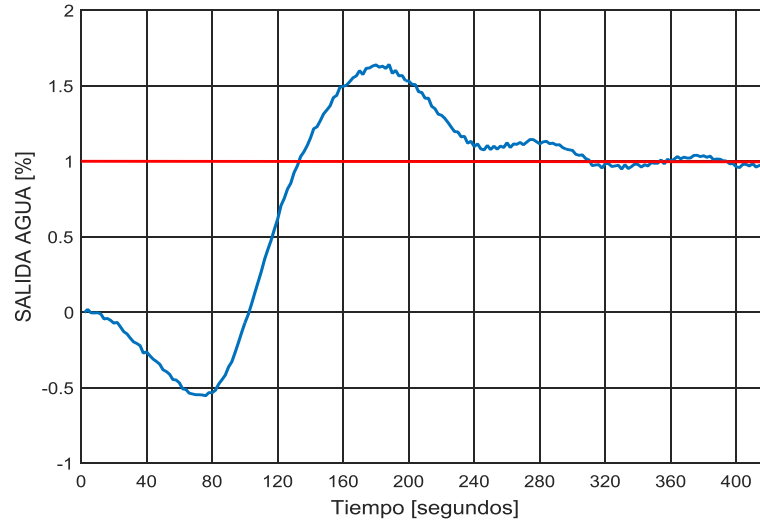
A continuación, se contrastan los resultados de la evaluación del método propuesto entre el sistema de control actual y el propuesto en este trabajo investigativo.

#### 4.1.2 Método actual

Actualmente, la planta de lavado de gas posee un controlador que mantiene al sistema funcionando, la cual posee adicionalmente un simulador que permite evaluar la respuesta de las salidas de sistema. Las Figura (4.2), (4.3) y (4.4) presentan las gráficas de respuestas de todas las salidas del sistema actual ante la entrada de un escalón.

Aplicando la suma de errores cuadráticos a la respuesta de la salida de agua (Figura (4.2)) desde que inicia el control del proceso hasta que se consigue el punto de consigna se obtiene el siguiente resultado:

$$IDC_{11} = \int_{0s}^{320s} e_1^2(t) = 101.1$$

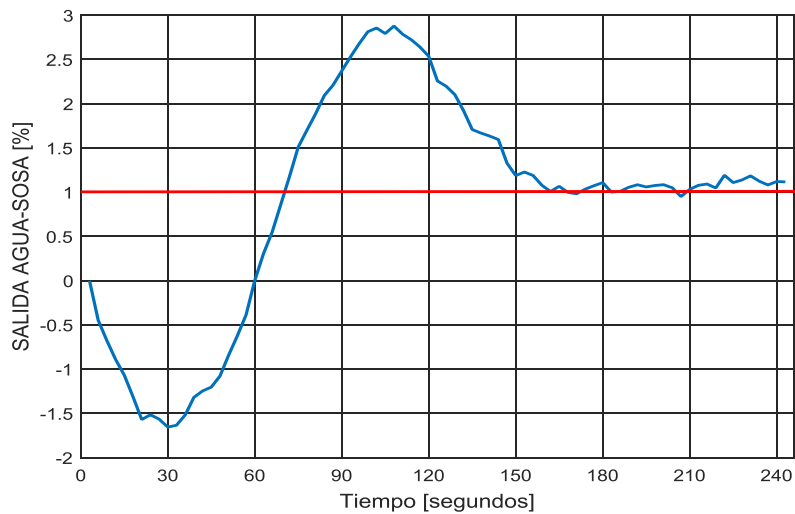


**Figura 4.2.** Respuesta controlador actual en la salida de agua

Realizado por: Katherine Aguilar

Aplicado la suma de errores cuadráticos a la respuesta de la salida de agua y sosa (Figura (4.3)) se obtiene el siguiente resultado:

$$IDC_{12} = \int_{0s}^{210s} e_2^2(t) = 131.42$$

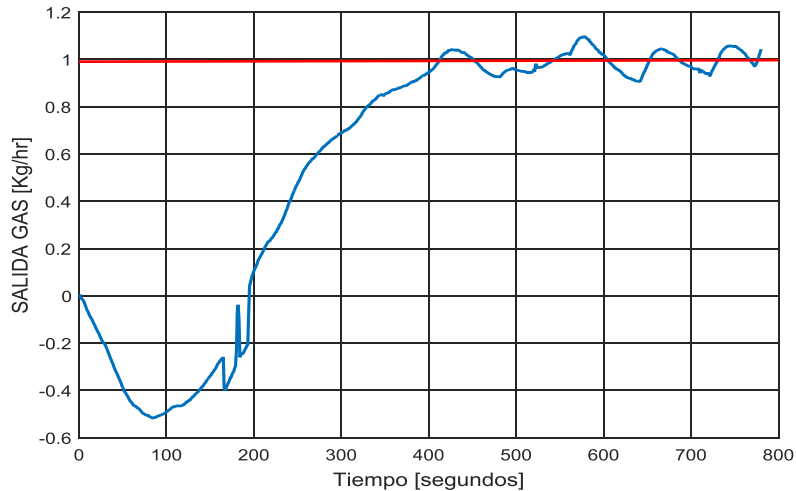


**Figura 4.3.** Respuesta controlador actual en la salida de agua y sosa

Realizado por: Katherine Aguilar

Aplicado la suma de errores cuadráticos a la respuesta de la salida de gas (Figura (4.4)) hasta que se alcanza el setpoint se obtiene el siguiente resultado:

$$IDC_{12} = \int_{0s}^{600s} e_3^2(t) = 398.27$$



**Figura 4.4.** Respuesta controlador actual en la salida de gas

Realizado por: Katherine Aguilar

Sumando los 3 valores anteriores correspondientes a todas las respuestas del controlador PID actualmente instalado se obtiene el IDC de sistema de control en general, con un valor de 630.78.

$$IDC_1 = IDC_{11} + IDC_{12} + IDC_{13} = 630.78$$

#### 4.1.3 Método propuesto

Para contrastar el sistema de control implementado vs. el propuesto, es necesario evaluar el sistema de control PID multivariable resultante de este trabajo investigativo. Para lo cual, se utilizan los datos obtenidos en el PID MIMO y se determinan las sumas de los errores cuadráticos. Aplicado la suma de errores cuadráticos a la respuesta de la salida de agua se obtiene el siguiente resultado:

$$IDC_{21} = \int_{0s}^{200s} e_1^2(t) = 97.46$$

Aplicado la suma de errores cuadráticos a la respuesta de la salida de agua y sosa se obtiene el siguiente resultado:

$$IDC_{22} = \int_{0s}^{200s} e_2^2(t) = 5.31$$

Aplicado la suma de errores cuadráticos a la respuesta de la salida de gas se obtiene el siguiente resultado:

$$IDC_{23} = \int_{0.s}^{200.s} e_3^2(t) = 104.66$$

Adicionando los 3 valores anteriores se obtiene:

$$IDC_2 = IDC_{21} + IDC_{22} + IDC_{23} = 207.42$$

Notándose un mejor desempeño del controlador respecto al sistema actual ( $IDC_1 > IDC_2$ ) y mejorando en una relación de **3 a 1** al sistema controlador actual.

Para finalizar este trabajo, se presentan las conclusiones, limitaciones y los trabajos futuros recomendados.

## 4.2 Conclusiones

En el actual documento se presenta una metodología para sintonizar controladores PID MIMO. Se empieza adquiriendo los datos basados en los históricos del servidor PHD, identificando el modelo utilizando código estructurado, se aplica la función escalón para obtener la respuesta al modelo, y finalmente se sintoniza con la ayuda de SIMULINK. Para una mejor sintonía de lazos de control es necesario aseverar la confiabilidad de equipos e instrumentos asociados, dicho estudio se realizó en el capítulo 3. Una vez descrito el proceso se obtiene las siguientes conclusiones:

- El índice de desempeño cuadrático del control PID MIMO en el proceso de lavado de gas de regeneración producido en el tambor P3-V05 es menor que el desempeño del control PID SISO. Por lo tanto se puede mejorar el rendimiento de la planta implementando un controlador PID MIMO.
- Los modelos matemáticos identificados mediante espacios de estado y funciones de transferencia mostraron ajustes diferentes, arrojando un mejor ajuste el modelo expresado en funciones de transferencia de alto orden, demostrando la no linealidad del sistema.
- El esquema de control propuesto permite controlar las salidas del sistema obteniendo los resultados deseados para alcanzar la referencia en el tiempo deseado.
- Las válvulas que se encuentran sobredimensionadas son la P3\_LV20 y P3\_LV21. Según (FISHER, 2005) para un óptimo control las válvulas deben dimensionarse para trabajar entre un 20% y 80% controlando un flujo mínimo y un máximo. Por lo tanto alrededor del 50% mantienen un control del flujo normal seteado. Aún así con una válvula sobredimensionada se puede trabajar mientras se mantenga el flujo de operación normal, si la válvula baja a un 20% ya no existirá un buen control y es posible que se deba operar en manual.



### **4.3 Limitaciones del enfoque propuesto**

En la industria los procesos están sujetos a limitaciones. Los actuadores tienen un campo limitado de acción así como una determinada velocidad de cambio, como es el caso de las válvulas, limitadas por las posiciones totalmente abierta o cerrada y por la velocidad en su respuesta. Razones constructivas, de seguridad o medioambientales o bien los propios alcances de los sensores pueden causar límites en las variables de proceso, tales como niveles en depósitos, flujo en tuberías o temperaturas y presiones máximas.

La implementación del sistema de control PID MIMO para el sistema de lavado de gas producida en el recipiente P3\_V05) modificaría la estructura actual de los controladores PID SISO que se encuentran configurados en el DCS honeywell de refinería Esmeraldas. No se puede implementar una modificación sin antes estudiar la afectación a los demás sistemas debido a que todo la refinería trabaja con sistemas PID SISO, además los cambios no se los puede realizar en línea por lo que es necesario parar la operación de la planta.

### **4.4 Trabajos futuros**

- Considerar para el diseño de nuevas bombas la norma API 610, el literal 6.1.12, indica que: “Las bombas tendrán que operar entre el 70% y 120% del punto de mejor eficiencia (BEP). Y la capacidad de flujo deberá encontrarse entre el 80% y 110% del punto de mejor eficiencia.
- Automatizar la inyección de sosa con la bomba P3\_P03A/B.
- Incluir en el programa de mantenimiento al intercambiador P3\_E3.
- Realizar un estudio de combinación en una planta de control PID SISO y PID MIMO.

## **BIBLIOGRAFÍA**

- Alarcón, G., y Lajo, A.** (2013). *Diseño de un Controlador PID con Interfaz Gráfica de Control para un Sistema de Equilibrio Bi-hélice*. México: LACCEI'2013.
- Alcántara, S.** (2011). *Controladores PI con acción de reset*. España: Universidad Autónoma de Barcelona.
- Araki, M., & Taguchi, H.** (2003). *Two-Degree-of-Freedom PID Controllers*. Japan: International Journal of Control.
- Arroyo, E., Pinzón, O., & Díaz, J.** (2011). *Comparison of different control techniques applied to real time temperature control*. Medellín: LACCEI.
- Aström, K. H.** (2009). *Control PID avanzado*. Madrid, España: Prentice Hall.
- Bordóns, C.** (2007). *Apuntes de ingeniería de control*. Aguadulce, Almería: Universidad de Sevilla.
- Cova, W.** (2005). *Control PID enfoque descriptivo*. Rioja: UTN.
- Creus, A.** (2010). *INSTRUMENTACIÓN INDUSTRIAL*. México: Alfaomegagrupoeditor.
- Dulhoste, J.-F.** (2014). *Instrumentación*. Mérida: Universidad de los Andes.
- Emerson.** (2003). *Mejorando el Rendimiento (Throughput) al Mejorar el*. Emerson Process Management.
- Espinosa, A.** (2011). Instrumentación Industrial. En T. R. Kuphaldt, *Lessons in Industrial Instrumentation* (pág. 472). La hababa, Cuba: Alexander Espinosa, 2011.
- FISHER, E.** (2005). *CONTROL VALVE HANDBOOK*. USA: Fisher Controls International LLC 2005.
- Flota, M. H., & Salinas, V. M.** (2017). *La inteligencia artificial para sistemas de control avanzado en plantas de etileno*. México.

- González, D.** (2002). *Intercambiadores de calor: Tipos generales y aplicaciones*. Baruta-Venezuela: Universidad Simón Bolívar.
- González, C.** (2010). *Plantas de Reformado Catalítico e Isomerización*. Mendoza, Argentina.
- Henríquez, J. M.** (2010). *Intercambiadores de Calor*. México: Clayton Industries.
- Huilcapi, V.** (2015). *Diseño de un algoritmo de control inteligente utilizando lógica difusa comparando con un algoritmo PID, para su implementación en un sistema multivariable no lineal bola y plato*. Guayaquil: Escuela superior politécnica del litoral.
- Instituto Francés de Petróleo.** (1993). *Regenerative Loop*. Francia: Instituto Francés de Petróleo.
- Ivón Oristela Benítez González García, M., Fernández, R., Morale, C., y Pérez, R.** (2014). *Evaluación de estrategias de control para regular la variación de la temperatura en un horno de la refinería Níco López*. La Habana: Convención científica de ingeniería y arquitectura.
- José González Pérez, J. L.** (2005). *Problemas de oleohidráulica y neumática*. Oviedo: Universidad de Oviedo.
- K.J. Aström, H. P.** (1995). *Controlador PID: Teoría, Diseño y Afinación* (Segunda ed.). Estado Unidos: Instrument Society of America.
- Karel, K.** (2011). *System Identification, An introduction*. New York: Springer London Dordrecht Heidelberg.
- Katsuhiko, O.** (2003). *Modern Control Engineering*. Boston: Prentice Hall.
- Kraus, R.** (2012). *PETROLEO Y GAS NATURAL INDUSTRIAS QUIMICAS*. D - INSHT.
- Larson, H.** (1992). *Introducción a la teoría de probabilidades e inferencia estadística*. México: Limusa.
- Malleshram, G., & Rajani, A.** (2006). *Automatic Tuning of PID Controller Using Fuzzy Logic*. Romania: International Conference on Development and Application System.

- Muttu, Y.** (2015). *Design and Implementation of SISO and MIMO processes using PID controlled for coupled tank process*. Goa College of Engineering.
- Parra, A.** (2007). *Diseño e implemetación de controladores PID industriales*. Lima: Universidad nacional de ingeniería.
- Ramos, S. R.** (2014). *Instrumentación y control en instalaciones de proceso, energía y servicios auxiliares*. Málaga-España: IC EDITORIAL.
- Sánchez, J. A.** (2013). *Instrumentación y control básico de procesos*. Madrid, España: Díaz de Santos S.A.
- Solé, A. C.** (2011). *Instrumentación Industrial* (Octava ed.). Barcelona, España: Marcombo S.A.
- Tumbaco, A., & Viña, R.** (2015). *Diseño e implementación de una planta didáctica industrial con aplicaciones para el control de nivel en un reservorio, para el laboratorio de automatización industrial*. Guayaquil: Universidad Politécnica Salesiana.
- Tyreus, B. D., & Luyben, W. L.** (1992). *Tuning controladores PI para procesos de integrador / tiempo muerto*. Industrial and Engineering Chemistry Research.
- Vicencio, R. A., & Gómez, E. L.** (2015). *Medición de Aceite y gas mediante el uso*. Poza Rica, Venezuela: Vicencio, Rodrigo Alfonso Martínez.
- Vilanova, R., & Visioli, A.** (2012). *Advances in Industrial Control*. New York: Springer London Dordrecht Heidelberg .
- Ziegler, J., & Nichols, N. B.** (1942). *Optimum settings for automatic controllers*. Transactions of the A.S.M.E.

#### **Artículos de Revista:**

- Visioli, A.** (1999). Fuzzy Logic Based Set-Point Weight Tuning of PID Controllers. *IEEE Transactions on Systems, Man, and Cybernetics*, 587-592.
- Tatiana A. Minav, D. M.** (2012). Self-Tuning-Parameter Fuzzy PID Speed Control in an Electro- Hydraulic Forklift. *International Review of Automatic Control*, 5.

**Sabina, H. V.** (2014). Implementación de controladores PID: Equivalencia y Optimalidad. *Enginyeria de Sistemes*, 1-6.

**Lozano, L., Rodríguez, L., & Giraldo, D.** (2012). Diseño, Implementación y Validación de un controlador PID autosintonizado. *Tecnológicas*, 22.

**Alfaro, V.** (2003). Métodos de sintonización de controladores PID que operan como servomecanismos. *Revista Ingeniería*, 13, 13-29.

**Cohen, G. H., & Coon, G. A.** (1952). Theoretical Consideration of Retarded Control. *Trans de la ASME*, 827-834.

**Ruge, I.** (2011). Optimización de señal de control y reguladores PID con arquitectura antirresolución Wind-Up. 24-31.

**Nichols, J. Z.** (1942). Optimum Settings for Automatic Controllers. 7.

#### **Bibliografía de Internet:**

**Zaballa, I.** (18 de 12 de 2016). *Página de Ion Zaballa*. Obtenido de Página de Ion Zaballa: <http://www.ehu.eus/izaballa/Control/>

**Mathworks.** (13 de Julio de 2017). *Mathworks*. Obtenido de Mathworks Documentation: <https://www.mathworks.com/help/control/ug/build-a-model-of-a-multi-input-multi-output-mimo-control-system.html>

## ANEXO A

### Código en MATLAB para estimar el modelo en espacios de estado con 5 variables

```
clc;
clear all;
close all;
%Adquirir títulos de los Datos
[A,txt]=xlsread('ENVIAR.xlsx','Hoja1','C3:J3');
txt=txt';
%Adquirir unidades de los Datos
[A,Unidades]=xlsread('ENVIAR.xlsx','Hoja1','C2:J2');
Unidades=Unidades';
%Adquirir valores de los Datos
X=xlsread('ENVIAR.xlsx','Hoja1','C5:J5764');
in=2250;
fin=2400;
ts=15; %tiempo de muestreo
t=0:ts:ts*(fin-in); %variable de tiempo
Y=X(in:fin,[4 5 8]);
% Crear objeto de Datos
Dat = iddata(X(in:fin,1:3),X(in:fin,[4 5 8]),ts);
Dat.InputName = txt([4 5 8]);
Dat.OutputName = txt(1:3);
Dat.InputUnit = Unidades([4 5 8]);
Dat.OutputUnit = Unidades(1:3);
%Estimacion del modelo por Espacios de Estado
Options = n4sidOptions;
Options.Display = 'off';

model1 = ssest(Dat,5,Options);
compare(Dat,model1);
```

## ANEXO B

### Código en MATLAB para estimar el modelo en funciones de transferencia

```
clc;clear all;close all;warning off
%Adquirir titulos de los Datos
[A,txt]=xlsread('ENVIAR.xlsx','Hoja1','C3:J3');
txt=txt';
%Adquirir unidades de los Datos
[A,Unidades]=xlsread('ENVIAR.xlsx','Hoja1','C2:J2');
Unidades=Unidades';
%Adquirir valores de los Datos
X=xlsread('ENVIAR.xlsx','Hoja1','C5:J5764');
in=2250;fin=2400;
ts=15; %tiempo de muestreo
t=0:ts:ts*(fin-in); %variable de tiempo
Y=X(in:fin,[4 5 8]);
% Crear objeto de Datos
Dat = iddata(X(in:fin,1:3),X(in:fin,[4 5 8]),ts);
Dat.InputName = txt([4 5 8]);
Dat.OutputName = txt(1:3);
Dat.InputUnit = Unidades([4 5 8]);
Dat.OutputUnit = Unidades(1:3);
%Estimacion del modelo por funciones de tranferencia

Options = tfestOptions;
Options.Display = 'off';
polos=[5 5 5; 4 4 4;4 4 4];
ceros=[5 5 5;3 3 3; 3 3 3];

model2 = tfest(Dat,polos,ceros,Options);
compare(Dat,model2);
```