

**DESARROLLO DE UN SIMULADOR DE CONTROL AUTOMÁTICO DE
PROCESOS EN MICROSOFT EXCEL PARA SER UTILIZADO EN EL
LABORATORIO VIRTUAL DE CONTROL Y SIMULACIÓN DE PROCESOS**

**JAISON DANIEL ARROYO LEÓN
JUAN DAVID TABARES HURTADO**

**UNIVERSIDAD DE SAN BUENAVENTURA SECCIONAL CARTAGENA
FACULTAD DE INGENIERÍA, ARQUITECTURA, ARTES Y DISEÑO
PROGRAMA DE INGENIERÍA QUÍMICA
CARTAGENA DE INDIAS D T y C
2018**

**DESARROLLO DE UN SIMULADOR DE CONTROL AUTOMÁTICO DE
PROCESOS EN MICROSOFT EXCEL PARA SER UTILIZADO EN EL
LABORATORIO VIRTUAL DE CONTROL Y SIMULACIÓN DE PROCESOS**

**JAISON DANIEL ARROYO LEÓN
JUAN DAVID TABARES HURTADO**

Trabajo de grado presentado como requisito parcial para optar al título de
Ingeniero Químico

JULIANA PUELLO MÉNDEZ
Directora
ALBA NUBIA GIRALDO MOLINA
Asesora externa

**UNIVERSIDAD DE SAN BUENAVENTURA SECCIONAL CARTAGENA
FACULTAD DE INGENIERÍA, ARQUITECTURA, ARTES Y DISEÑO
PROGRAMA DE INGENIERÍA QUÍMICA
CARTAGENA DE INDIAS D T y C
2018**

Nota de Aceptación:

Director del Comité de Evaluación

Jurado 1 del Comité de Evaluación

Jurado 2 del Comité de Evaluación

Cartagena de Indias D.T. y C., 15 de noviembre de 2018.

RESUMEN

La Universidad de San Buenaventura con su formación integral de estudiantes de ingeniería química, busca que estos sean capaces de resolver problemas globales en los que se encuentra la humanidad, mediante la aplicación de tecnología, métodos, control y monitoreo de procesos industriales para reconocer y definir problemas, así como el desarrollo de soluciones. Para ello existen sistemas automáticos de control de procesos con los cuales se logra un seguimiento continuo de variables críticas y minimización de errores humanos.

Lo anterior representa una oportunidad para que se reduzca la brecha entre la teoría de control automático de procesos y lo que existe a nivel industrial, es decir, que los estudiantes no se limiten solo a ecuaciones y equipos a escala piloto, que no operan de modo automático. Por ende, el objetivo de este trabajo es desarrollar una solución informática que apoye el proceso de formación integral de los estudiantes en torno al control automático de procesos.

El desarrollo de este simulador de control automático de procesos, estimado como una investigación de tipo aplicada y sostenido en un diseño experimental, presenta un estudio sistemático sobre teorías control automático y de los métodos de sintonización de lazos recomendadas en el entorno de programación Visual Basic For Application (VBA) en Microsoft Excel, donde se concluye que la sintonización de controladores proporcionales (P) y proporcionales-integrales (PI) presentan mayor desempeño frente a los controladores tipo proporcional-integral-derivativo (PID), debido a que con estos el comportamiento del sistema converge al reducirse el error y tener mejor estabilidad.

Descriptores / Palabras Clave: *Control y Simulación, Automático, Procesos Industriales, Visual Basic For Application (VBA), Microsoft Excel.*

DEDICATORIA

Agradecemos a Dios, principalmente, por darnos la vida; el don más grande sobre toda la faz de la tierra. Por darnos todas las bendiciones necesarias para llegar al punto en el que estamos hoy: protegernos bajo su manto de todo mal, por darnos familias acogedoras, luchadoras y llena de buenas doctrinas, por darnos las actitudes y aptitudes necesarias para nuestra formación integral, por darnos salud, y por su inmensa misericordia e infinito amor hacía nosotros.

*A nuestros padres, **Angelica María Hurtado Osorio, Juan de Jesús Tabares Garroz; Ana Patricia León Cuesta, Jaison Arroyo Payares**, un infinito agradecimiento, porque todo esto fue posible con su ayuda. Nos enseñaron a ser justos, humildes, cálidos, afectuosos, amables e independientes, fuertes, inteligentes, sabios, incluso a ser rebeldes y abiertos a nuevas ideas. Nos enseñaron que los problemas y dificultades forjan nuestro carácter, que no nos destruyen.*

*A nuestras hermosas abuelas: **Virginia Osorio de Hurtado y Eva Cuesta Mena**, que han dedicado gran parte de sus vidas a nosotros; no importaba qué estaban haciendo, lo dejaban de lado para responder.*

Agradecemos también a todos los demás familiares nuestros que intervinieron de alguna manera en nuestras vidas.

*A nuestros compañeros, **Andrea Boneu, María A. Cuadrado, Zoraima Herrera, Davis Salcedo, Manuel Garrido, Jair Lambraño y Nixon Magallanes**, gracias por acompañarnos durante esta odisea.*

AGRADECIMIENTOS

Los avances tecnológicos han facilitado que los estudiantes aprendan con nuevos dispositivos o programas, pero nada puede acercarse a la experiencia de ser enseñado por un buen maestro. Las aulas pueden funcionar sin iPads, computadoras, pero no tienen sentido sin maestros inspiradores, ya que los docentes ordinarios educan a sus alumnos para que tengan éxito mientras que los grandes maestros enseñan a sus alumnos a convertir sus fracasos en éxitos. Por eso hoy, sabemos que el futuro de los estudiantes no está en las manos de los nuevos inventos tecnológicos y avances científicos, sino en manos de un maestro responsable; uno que no pretenda que aprendamos de la manera en que quería enseñar, sino que enseñe de la manera que queríamos aprender, de ahí parte todo.

Es fácil portarse mal en la clase, pero es difícil evitar su voz motivacional. Asimismo, es fácil detectar la molestia en su voz, pero es difícil darse cuenta de la paciencia que tenía al tratar con nosotros. Si alguna vez fuimos estudiantes perturbadores o estudiantes notoriamente ausentes en alguna clase pedimos disculpas, gracias a usted con sus palabras de inspiración simples (pero profundas) nos sentíamos profundamente motivados por la clase.

No sé si es posible transmitir con palabras el sentido de gratitud que sentimos. Poder tomar clases de usted, tener un mentor, maestro y amigo durante los últimos años de nuestra carrera ha sido una de las mejores cosas que han pasado en nuestras vidas. Nos inspiró para alcanzar un nivel más alto de lo que creíamos posible. Gracias a usted descubrimos la pasión por aprender y explorar, por hacer preguntas que ni siquiera estaban en nuestro radar. Por eso estamos eternamente agradecidos.

- *A los profesores que influyeron de manera determinante en nuestro proceso de formación; Sonia Gómez Prada y Vicente Vargas Cera, y en especial, a nuestra querida amiga Alba Nubia Giraldo.*

CONTENIDO

	Pág.
INTRODUCCIÓN	12
1. PROBLEMA DE INVESTIGACIÓN	13
1.1. PLANTEAMIENTO DEL PROBLEMA	13
1.2. FORMULACIÓN DEL PROBLEMA.....	14
1.3. JUSTIFICACIÓN	14
1.4. OBJETIVOS	15
1.4.1. Objetivo General.....	15
1.4.2. Objetivos Específicos	16
2. MARCO DE REFERENCIA.....	17
2.1. ANTECEDENTES INVESTIGATIVOS	17
2.2. MARCO TEÓRICO	22
2.2.1. Control de proceso	22
2.2.1.1. Control secuencial de procesos	22
2.2.1.2. Control continuo de procesos.....	23
2.2.1.3. Definición de los elementos en un lazo de control.....	24
2.2.2. Componentes básicos de un sistema de control	26
2.2.3. Instrumentación y sensores.....	27
2.2.3.1. Parámetros del instrumento	27
2.2.4. Razones principales para el control de proceso	27
2.2.5. Pasos en el diseño de control de procesos.	28
2.2.6. Tipos de control.	29
2.2.6.1. Control en lazo abierto frente a lazo cerrado.....	29
2.2.6.2. Control predictivo.....	30
2.2.6.3. Control por retroalimentación	31
2.2.7. Tipos de Controladores	32
2.2.7.1. Controlador Proporcional (P).....	32
2.2.7.2. Controlador Proporcional-Integral (PI).....	35
2.2.7.3. Controlador Proporcional-Integral-Derivativo (PID)	37
2.2.8. Ajuste de los Controladores por Retroalimentación.....	39
2.2.8.1. Sintonización de controladores por retroalimentación.....	40
2.2.8.2. Criterios de calidad de respuesta.	40

2.2.8.2.1.	Criterios basados en una característica puntual de respuesta.....	41
2.2.8.2.2.	Criterios basados en toda respuesta.....	41
2.2.8.3.	Métodos de sintonización de controladores PID.....	43
2.2.9.3.1.	Métodos basados en modelos aproximados.....	43
2.2.8.4.	Configuraciones de algoritmos PID.	46
2.2.9.	Microsoft Excel.	48
2.2.9.1.	Visual basic for applications (VBA) en Microsoft Excel.....	49
2.2.10.	Metodología Framework Lineal.	49
2.3.	MARCO LEGAL	50
2.4.	MARCO CONCEPTUAL	51
3.	DISEÑO METODOLÓGICO	54
3.1.	METODOLOGÍA PARA EL DISEÑO Y DESARROLLO DEL SIMULADOR.....	54
3.2.	TIPO DE INVESTIGACIÓN.....	55
3.3.	DISEÑO ADOPTADO	55
3.4.	ENFOQUE ADOPTADO	56
3.5.	RECOLECCIÓN DE INFORMACIÓN	56
3.5.1.	Fuentes Primarias.....	56
3.5.2.	Fuentes Secundarias.....	57
3.6.	HIPÓTESIS.....	57
3.7.	VARIABLES	57
3.8.	OPERACIONALIZACIÓN DE VARIABLES.....	57
3.9.	PROCESAMIENTO DE LA INFORMACIÓN.....	58
4.	RESULTADOS.....	59
4.1.	MODELAMIENTO MATEMÁTICO	60
4.1.1.	Tanque Drenado por Gravedad.....	60
4.1.2.	Reactor CSTR con Refrigeración.	61
4.1.3.	Tambor de separación flash	63
4.1.3.1.	Simulación de tanque separador flash con Aspen Hysys.....	63
4.1.3.2.	Desarrollo del caso en estado estable.....	63
4.1.3.3.	Dimensión de Equipos y Válvulas	64
4.1.3.4.	Configuración de Lazos de Control	65
4.1.3.5.	Creación y Configuración de Gráficas de Monitoreo	65
4.1.3.6.	Inicio de Simulación en Modo Dinámico.....	66

4.1.3.7. Identificación estadística de datos P vs F.....	66
4.1.3.8. Análisis de sintonización de controladores para tambor flash	67
4.2. DISEÑO DE INTERFACES DE USUARIO	68
4.3. DIAGRAMAS DE FLUJOS DE LA SIMULACIÓN DEL CONTROL DE PROCESOS.....	69
4.3.1. Diagrama de flujo del Tanque de Drenado por Gravedad	69
4.3.2. Diagrama de flujo del Tambor de Separación Flash	71
4.3.3. Diagrama de flujo del Reactor CSTR con Refrigeración.....	74
4.4. PUESTA EN MARCHA Y MANTENIMIENTO DE LOS SIMULADORES DE CONTROL AUTOMÁTICO DE PROCESOS	75
4.5. DISCUSIÓN DE RESULTADOS.....	76
5. CONCLUSIÓN	80
RECOMENDACIONES.....	81
REFERENCIAS	82
ANEXOS.....	86
ANEXO A. CRONOGRAMA DE ACTIVIDADES.....	86
ANEXO B. PRESUPUESTO.....	88
ANEXO C. INTERFACES GRÁFICAS DE LAS SIMULACIONES DE UN PROGRAMA DE CONTROL AUTOMÁTICO DE PROCESOS.....	89
Anexo C.1. Interfaz gráfica del Tanque de Drenado por Gravedad	89
Anexo C.2. Interfaz gráfica del Tambor de Separación Flash.....	90
Anexo C.3. Interfaz gráfica del Reactor CSTR con Refrigeración	93

LISTA DE FIGURAS

	Pág.
Figura 1. Intercambiador de calor de tubo y coraza. Laboratorio de Operaciones Unitarias de la Universidad de San Buenaventura.....	13
Figura 2. Secuencia usada para la mezcla de líquidos.	23
Figura 3. Sistema de control automático.....	24
Figura 4. Desglose de los elementos de medición y control	24
Figura 5. Diagrama de bloques de los elementos que componen la ruta en retroalimentación en un lazo de control de proceso.....	25
Figura 6. Sistema de control del intercambiador de calor	26
Figura 7. Diagrama de bloques control en lazo cerrado.....	29
Figura 8. Sistema de control (Predictivo) del intercambiador de calor	31
Figura 9. Respuesta del sistema de control del intercambiador de calor	32
Figura 10. Efecto de la ganancia del controlador sobre la salida del controlador. (a) Controlador de acción directa. (b) Controlador de acción inversa.	33
Figura 11. Circuito para el control de nivel de líquido en un tanque.....	34
Figura 12. Respuesta del sistema de control de nivel de líquido en un tanque	35
Figura 13. Respuesta del controlador proporcional integral (pi) (acción directa) a un cambio escalón en el error.....	36
Figura 14. Circuito de control para intercambiador de calor.....	38
Figura 15. Control de un intercambiador de calor	38
Figura 16. Registro de un circuito de flujo.....	39
Figura 17. Características puntuales en criterios de calidad de respuesta	41
Figura 18. Comportamiento de la integral del error.....	42
Figura 19. Correlaciones de Ciancone para un PID.....	45
Figura 20. Configuraciones de algoritmos PID (a)	47
Figura 21. Configuraciones de algoritmos PID (b)	48
Figura 22. Método de cascado o ciclo de vida del software.....	50
Figura 23. Esquema de tanque de drenado por gravedad.....	60
Figura 28. Interfaz de usuario para Tanque de Drenado por Gravedad.....	89
Figura 29. Aplicación de la Técnica de Identificación de Procesos al Tambor de Separación Flash.....	90
Figura 30. <i>Interfaz Principal del Tambor de Separación Flash</i>	91
Figura 31. Gráfica de Presión (Proceso y SetPoint) del Tambor de Sep. Flash ...	91
Figura 32. <i>Gráficas de otras señales del Tambor de Separación Flash</i>	92
Figura 33. Informe de datos del Tambor de Separación Flash	92
Figura 34. Interfaz Principal del Reactor CSTR	93
Figura 35. Ventana de gráficas (Nivel de la mezcla, Concentración de reactante y producto, Flujo de salida de producto y refrigerante, Temperatura del Reactor y Chaqueta)	93
Figura 36. Informe de datos del Reactor CSTR.	94

LISTA DE CUADROS

Cuadro 1. Ganancia proporcional vs desviación.....	35
Cuadro 2. Método de ajuste de Cohen Coon. (Process reaction curve method). .	43
Cuadro 3. Método de ajuste de Ziegler-Nichols de lazo abierto.....	44
Cuadro 4. Correlaciones para cambios en consigna o perturbación (Met. Smith)	44
Cuadro 5. Sintonización por síntesis directa.	46
Cuadro 6. Sintonía mediante modelo interno de control.	46
Cuadro 7. Operacionalización de variables.....	58
Cuadro 8. Requisitos del software.	59
Cuadro 9. Análisis dimensional Tanque de Drenado por Gravedad.	61
Cuadro 10. Análisis dimensional balance de materia del Reactor CSTR con Refrigeración.....	62
Cuadro 11. Análisis dimensional de las ecuaciones válvulas de control del Reactor CSTR con Refrigeración.	62
Cuadro 12. Análisis dimensional balance de energía del Reactor CSTR con Refrigeración.....	63
Cuadro 13. Análisis dimensional Tanque de Separación Flash.	65
Cuadro 14. Ecuaciones de las técnicas de sintonización.....	68
Cuadro 15. Resultados de evaluación gráfica de las Sintonías de control.....	77

INTRODUCCIÓN

La simulación y el control automático de procesos tienen una gran relevancia a nivel industrial, esto se debe a que se aplica en procesos tales como: refinación, combinación, transporte, y otra manera de manipulación de fluidos para producir resultados de manera rentable. Estos requieren un control de proceso preciso y exigente debido a que son potencialmente peligrosos, ya que pequeños cambios en un proceso pueden tener un gran impacto en el resultado final, es decir, las variaciones en las proporciones, temperatura, flujo y muchos otros factores deben ser consistentes y cuidadosamente controlados para obtener un resultado deseado.

Actualmente, la importancia de las aplicaciones de simulación y control automático es un tema clave a nivel industrial aplicándose en el área de control de procesos e investigaciones para el diseño, desarrollo y modificación de equipos experimentales y control de sistemas interrelacionados y complejos. Es por ello que se ha desarrollado una gran variedad de aplicaciones de simulación y control de procesos industriales tales como AspenTech, Chemcad, Matlab, etc. que permiten efectuar la predicción de los efectos de cambios en las condiciones de operación y capacidad, optimización del proceso cuando cambian las características de los insumos y/o las condiciones económicas del mercado, análisis de nuevos procesos para nuevos productos, evaluación de alternativas de proceso para reducir el consumo de energía, etc. [1][2][3]

La palabra “Simulación” se define como *una técnica numérica para conducir experimentos, los cuales comprenden ciertos tipos de relaciones matemáticas y lógicas, que son necesarias para describir el comportamiento y la estructura de sistemas complejos del mundo real a través de largos periodos de tiempo*, según Naylor. Por otro lado, la forma eficiente de hacer control a un proceso, es a través del control automático, donde se recurre al monitoreo constante de variables, asegurando así que variables, como nivel, permanezca siempre en un valor deseado. [4][5]

La representación gráfica de la información dinámica del proceso y la interacción de los estudiantes con estos mismos a través de un programa de control automático, se convierte en un gran número de posibles escenarios y resultados, que permiten a los estudiantes comparar y optimizar el comportamiento de los procesos simulados sin la necesidad de grandes inversiones. Es por ello que en la presente investigación se presenta una alternativa innovadora para la simulación y el control de procesos industriales a través de soporte informático con el cual se ejecutan diversos procedimientos complejos e interrelacionados, tales como un Reactor CSTR con Refrigeración, un Tambor de Separación Flash y un Tanque Vaciado por Gravedad (no controlado). Lo anterior se da gracias a la aplicación de una metodología con una serie de etapas o una secuencia lógica, necesarias para el desarrollo de simuladores de procesos específicos controlados automáticamente.

DESARROLLO DE UN SIMULADOR DE UN PROGRAMA DE CONTROL AUTOMÁTICO DE PROCESOS EN MICROSOFT EXCEL PARA SER UTILIZADO EN EL LABORATORIO VIRTUAL DE CONTROL Y SIMULACIÓN DE PROCESOS

1. PROBLEMA DE INVESTIGACIÓN

1.1. PLANTEAMIENTO DEL PROBLEMA

El control 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. Es por esto que, a pesar del desarrollo de estrategias de control más inteligentes y con mejores resultados experimentales, no se ha logrado desplazar al control PID de la aplicación en los procesos donde es deseable y a la vez suficiente que las operaciones que se realizan sean sencillas y sobre todo económicas, especialmente cuando se tienen limitaciones en la obtención de equipos para ejecutar estrategias más complejas o donde no se cuenta con operarios altamente capacitados. [6][7]

Cabe resaltar que la adquisición de herramientas control de procesos es complicada a nivel académico debido al alto costo que representan estas herramientas: una válvula de control automático tiene un valor aproximado de \$7.800.000,00 COP, mientras que los equipos de laboratorio a escala piloto, como muestra la figura 1, representan pequeñas inversiones de dinero en comparación con un equipo a escala industrial, cuyo valor podría fácilmente superar los \$2.500.000 COP. Debido a esto, se refleja la ausencia de un centro investigación, desarrollo e innovación en torno al control de procesos. Esta carencia de profesionales capacitados en este tópico tiene como consecuencia que las empresas contraten mano de obra de otros países. Esto ha traído consigo la oportunidad de presentar un laboratorio virtual como solución informática que apoye el proceso de formación integral de los estudiantes entorno al control automático de procesos. [8]

Figura 1. Intercambiador de calor de tubo y coraza. Laboratorio de Operaciones Unitarias de la Universidad de San Buenaventura. **Fuente.** Los autores.



1.2. FORMULACIÓN DEL PROBLEMA

¿El desarrollo de un simulador de control automático de procesos mediante el lenguaje de programación Visual Basic For Applications (VBA) en Microsoft Excel, podrá ser utilizado como herramienta de apoyo en un laboratorio de control y simulación de procesos?

1.3. JUSTIFICACIÓN

A continuación, se presentan las razones por las cuales se justifica el desarrollo de este trabajo de grado:

La solución planteada en este trabajo de grado se fundamenta en la implementación de una herramienta informática que apoye el aprendizaje de estudiantes entorno de al control y la simulación de procesos. Dicha solución está basada en el diseño de tres aplicaciones de simuladores de control automático tales como un Reactor CSTR con Refrigeración, un Tambor de Separación Flash y un Tanque Vaciado por Gravedad (no controlado). Por ende, la importancia de este trabajo de grado radica en satisfacer una necesidad de carácter colectivo, ya que se benefician todas las partes interesadas en el tema, tanto docentes como los estudiantes.

Se ha optado por seleccionar la línea de investigación de ingeniería de procesos, principalmente porque se quiere dar solución a problemas académicos de procesos ingenieriles, simular y controlar procesos. Entonces, debido a que la línea de procesos se enfoca en los fenómenos físicos y químicos asociados a procesos ingenieriles, es propicio analizar y modificar los procesos industriales para lograr una mayor eficiencia, calidad, productividad y rentabilidad. Esta línea de investigación promueve el desarrollo de nuevos productos, procesos y equipos, cuidando de no generar impactos negativos sobre el ambiente constituyéndose por ende en una de las espinas dorsales de la profesión de Ingeniería química. Además, es conveniente señalar la principal razón es para evitar lesiones al personal de la planta o daño al equipo; se busca que la seguridad siempre esté en la mente de todos, esta es la consideración más importante. Además, porque se desea mantener las variables dentro de los umbrales establecidos y con un costo mínimo.

Este tema de investigación tiene relación con el plan de estudio de la Universidad de San Buenaventura – Seccional Cartagena, ya que en la investigación se abarcan temas como Diseño de Plantas, Control y Simulación de Procesos, y el Diseño de Equipos de Transferencia de Calor, los cuales son inherentes al programa de ingeniería química. De acuerdo a lo planteado, es de gran interés brindar a los estudiantes de Ingeniería Química una herramienta que sea útil para el control automático de procesos, donde los estudiantes podrán aplicar los conocimientos adquiridos durante el transcurso de la asignatura control y simulación de procesos y enfrentarse a casos reales. Esto se podrá llevar a cabo con la herramienta que se desarrolla en el presente trabajo de grado, el cual consiste en una interfaz gráfica

donde los usuarios podrán realizar control a varios procesos típicos que involucrarán las variables principales que hay en las plantas industriales (Temperatura, Caudal, Presión y Nivel) y aplicar técnicas de sintonía. Además, esta herramienta podrá generar acercamientos de la Universidad con la industria, ya que se podrían realizar talleres de entrenamiento para técnicos e ingenieros.

Es indiscutible la importancia de las prácticas de laboratorio para el aprendizaje de las ciencias ingenieriles tales como termodinámica, procesos y operaciones unitarias, así como también el control de procesos. Los laboratorios son un espacio que cuenta con múltiples equipos e instrumentos donde se llevan a cabo diversos experimentos e investigaciones, según el área o la ciencia en la que se enfoque. En este se cuentan con herramientas para materializar las ideas. Aun así, llevar a cabo las prácticas de laboratorio acarrea una inversión adicional de tiempo en comparación con una clase tradicional para poder llevar a cabo la experimentación, descubrir nuevas ideas y aprender de los errores que se cometan. Pese a los altos costos de inversión, la mayoría de las investigaciones en torno a la simulación y el control automático de procesos se han enfocado al desarrollo de herramientas virtuales, ya que con estos programas no solo se desarrollarían habilidades motrices, sino que también se desarrollan habilidades cognitivas las cuales permiten al estudiante acercarse de manera más efectiva a la construcción de su propio conocimiento. [9] [10]

Finalmente, este trabajo de grado es factible debido se cuenta con los recursos necesarios para llevarlo a cabo, pues solo se requieren conceptos inherentes a control y la simulación de procesos. También cabe resaltar el gran apoyo y orientación por parte de los docentes guías de los grupos de investigación. Además, se requiere disponer de una serie de software o programas propios de la carrera de ingeniería, tales como Aspen Hysys, Microsoft Excel, los cuales permiten un avance importante en el desarrollo de la línea.

1.4. OBJETIVOS

1.4.1. Objetivo General

Desarrollar un simulador de un programa de control automático de procesos mediante el lenguaje de programación Visual Basic For Applications (VBA) en Microsoft Excel, que pueda ser utilizado como herramienta de apoyo para la preparación integral en el tema de control y simulación de procesos.

1.4.2. Objetivos Específicos

Desarrollar los modelos matemáticos de un tanque vaciado por gravedad y un reactor CSTR y determinar qué variables pueden ser utilizadas como entradas de perturbación.

Simular un tambor de separación flash, a través de Aspen Hysys, y recopilar datos de presión vs flujo mediante pruebas de escalón.

Identificar, a través de técnicas estadísticas, los parámetros dinámicos del tambor de separación flash anteriormente simulado.

Programar técnicas de sintonización de controladores que se utilizan comercialmente para cada proceso.

Diseñar una interfaz didáctica para el simulador del comportamiento de un reactor CSTR, un tambor de separación flash y un tanque vaciado por gravedad, utilizando Visual Basic for Applications en Microsoft Excel.

2. MARCO DE REFERENCIA

2.1. ANTECEDENTES INVESTIGATIVOS

Diferentes Universidades y departamentos de investigación han desarrollado y publicado estudios y proyectos en el área de simulación y control de procesos en los cuales han enfocado sus propósitos a la creación de entornos virtuales o interfaces gráficas en control de procesos que contribuyan al proceso enseñanza-aprendizaje, con la finalidad de que los estudiantes interactúen y realicen sus prácticas de laboratorio, y sobre todo disminuir el déficit de herramientas de laboratorio con las que cuentan las Universidades. Generalmente, los antecedentes de investigación se organizan en orden cronológico; sin embargo, en el presente trabajo se tomará como orden la complejidad del tema abarcado en los trabajos, ahora bien, diversos investigadores han realizado varios tipos de sistemas de control simulados, entre los que se destacan:

Palencia A., Carpintero J., Fábregas J., en 2012 en la Universidad Autónoma del Caribe publicaron un artículo en la revista Prospect, Vol. 10, No. 2 titulado: "Modelado, simulación y control de un reactor en la producción de Cloruro de Aluminio" [11]. En este artículo investigan la implementación de una estrategia de control PID sobre un proceso de producción de Cloruro de Aluminio a partir de materias primas recicladas. Basándose en las ecuaciones diferenciales desarrolladas acorde a los fenómenos que ocurren en el proceso, representaron la dinámica del sistema, velocidad de respuesta y la sensibilidad de este proceso. La eficiencia del sistema de control fue evaluada con la integral absoluta del error (IAE) teniendo en cuenta la dinámica del proceso, los resultados demuestran que la estrategia de control tiene buen desempeño para las situaciones estudiadas.

Alcuri G., desarrolló un artículo en 2013 titulado: "Control de procesos y caracterización de situaciones industriales por métodos globalizantes" [12]. En este artículo los autores presentan una alternativa o un complemento de los métodos tradicionales definidos por la adquisición puntual de múltiples parámetros para el control de procesos. Debido a la complejidad para reunir información específica de las industrias, realizaron una aproximación pragmática para lograr un control de procesos eficaz por caminos indirectos.

Peña E., et al. Desarrollaron en 2008 un artículo titulado: "Modelado de un reactor químico tipo CSTR y evaluación del control predictivo aplicando Matlab-Simulink" [13]. El propósito del trabajo descrito en el artículo es el estudio de un reactor tipo tanque continuamente agitado (CSTR) a partir de su modelo matemático. Posteriormente, realizan pruebas de lazo abierto del sistema y por último diseñan su sistema de control predictivo por modelo (MPC), el cual se compara con una estrategia de control proporcional.

Jietae L., et al., publicaron un artículo en 2013 la revista Industrial & Engineering Chemistry Research, titulado: “Simple Analytic PID Controller Tuning Rules Revisited” [14]. En el artículo se revisa el método SIMC de Skogestad (J. Process Control 2003, 13, 291–309) para ajustar el controlador PID y se propone un nuevo método (K-SIMC). El método K-SIMC propuesto incluye modificaciones de las técnicas de reducción de modelos y sugerencias de nuevas reglas de ajuste y filtros de puntos de ajuste. Los efectos de dichas modificaciones se ilustran a través de simulaciones para una amplia variedad de modelos de procesos.

Aguilar A., et al. Publicaron un artículo en 2013 en la revista Automatisa, titulado: “Control PID desacoplado para un sistema de tanques interactuantes” [15]. En este documento presentan la implementación de un control PID desacoplado para un sistema de tanques interactuantes en el cual se busca llevar a cabo el control en dos de ellos. Ahora bien, dentro de los procesos industriales es común encontrar sistemas de control donde la variable controlada es el nivel de dos o más tanques cuyo comportamiento dinámico es dependiente del caudal de otros tanques generando una dependencia mutua entre las variables acopladas al sistema.

Flórez J., realizó un trabajo en 2010 en la Universidad del Cauca, titulado: “Implementación de un controlador PID – Planta de Nivel” [16]. El objetivo principal descrito en el trabajo es la sintonización de la estrategia de control PID, partiendo de un modelo de la planta que se obtiene a partir de un proceso de identificación, del cual se obtuvo una estimación de los parámetros dinámicos que representan a la planta, que son la ganancia, tiempo muerto y constante de tiempo del sistema.

Uribe G., et al. Desarrollaron un proyecto en 2014 en la Universidad Francisco de Paula Santander, titulado: “Controlador PID para nivel de tanque de la unidad didáctica RT614 Gunt Hamburg” [17]. En el documento escrito del proyecto recalcan la precisión, control y automatización que los procesos deben tener para las grandes industrias, el laboratorio especializado LE-101, de la Universidad Francisco de Paula Santander caracterizó un sensor de nivel, electroválvula y tanque del sistema; posteriormente analizaron el sistema sin controlador, y finalmente diseñaron, construyeron e implementaron un control PID utilizando la herramienta Matlab.

Duarte J., Orozco W., en la Universidad Antonio Nariño entregaron un artículo a la revista Facultades de Ingeniería, titulado: “Optimización de sintonización de controladores PID bajo el criterio IAE aplicados a procesos térmicos” [18]. En este artículo se optimiza la respuesta en controladores tipo PID cuando se utilizan ecuaciones de sintonía IAE, el cual busca minimizar la desviación de la variable controlada respecto al Set Point para un control regulatorio, lo que es necesario en aplicaciones críticas como la industria papelera, donde el manejo de la desviación de la temperatura es crítico para la calidad del producto final.

Lozano L., et al., de la Universidad Tecnología de Pereira publicaron un artículo en 2012 en la revista Tecno Lógicas titulado: “Diseño, Implementación y Validación de

un controlador PID autosintonizado” [19]. En este artículo se presenta el diseño y la implementación de un controlador PID autosintonizado, en sistemas estables e inestables simulados en un computador análogo y se presenta una comparación del desempeño del controlador autosintonizado y un controlador PID clásico. Los resultados obtenidos muestran que los controladores de parámetros adaptativos tienen una mejor respuesta que los controladores de parámetros fijos frente a variaciones de parámetros que pueda afectar las condiciones del sistema.

Anaya M., et al., en la Universidad de Sonora redactaron un artículo titulado: “Diseño de controladores P, PI y PID para el comportamiento dinámico de un servo-sistema hidráulico, basado en desarrollo experimental” [20]. Este artículo presenta el diseño de controladores Proporcional (P), Proporcional Integral (PI) y Proporcional Integral Derivativo (PID), a través de la aplicación de la técnica de sintonización de Ziegler–Nichols basada en una metodología experimental para distintos puntos de operación.

Acevedo B., et al., en 2014 llevaron a cabo un proyecto titulado: “Desarrollo de una herramienta en Matlab para sintonización de controladores PID, utilización algoritmos genéticos basado en técnicas de optimización multiobjetivo” [21]. En el documento escrito del proyecto se muestra la versatilidad y eficiencia que presenta el desarrollo de una herramienta en Matlab para sintonización de controladores PID utilizando algoritmos genéticos (AG) basado en técnicas de optimización multiobjetivo (MOP), calculando de manera óptima las constantes de ganancia proporcional, ganancia integral y ganancia derivativa (KP, KI, KD) para minimización del error, atenuación del sobrepico máximo y reducción del tiempo de establecimiento en una planta determinada. Para determinar la eficiencia del sistema de control propuesto se compara el desempeño que tiene la implementación de algoritmos genéticos en dar soluciones a múltiples objetivos en controladores PID; con la sintonización de controladores PID existente en Sisotool de Matlab.

Oltean E., Dulau M. and Duka A., en 2016 presentaron un artículo titulado: “Didactic System for the experimental Study of digital PID control structures” [22]. El artículo presenta un sistema didáctico diseñado para fines educativos utilizado para el estudio de varias estructuras PID convencionales y la Influencia de los componentes PID En el proceso de control de la velocidad de los motores DC.

Saini P., Kumar R. and Rajput N., en 2016 redactaron un artículo titulado: “Cascade – PID control of a nonlinear Chemical process” [23]. En este artículo se plantea una solución para el control de procesos químicos complejos no lineales, en los cuales el controlador PID convencional tiene dificultades para responder a las perturbaciones del proceso. Se presenta la metodología de control en cascada para el control de un reactor exotérmico no lineal CSTR (Continuous Stirred Tank Reactor).

Ahmet S., Ibrahim G. and Mehmet C., en 2017 desarrollaron un artículo titulado: "Simulation and PID control of a Stewart platform with linear motor" [24]. En este estudio se presentan análisis cinemático, análisis dinámico, simulación y control de plataforma Stewart con motor lineal. Utilizando el método cinemático inverso se calculan las ecuaciones de velocidad y aceleración; Las ecuaciones de Lagrange y Newton-Euler se utilizan para llevar a cabo el análisis dinámico. El control PID de la plataforma Stewart se realiza utilizando MATLAB Simulink. La función de transferencia del motor lineal y el diagrama de bloques se obtienen en Simulink. Finalmente, se realizaron estudios de casos para verificar el sistema de control desarrollado.

Liermann M., en 2013 desarrolló un artículo titulado: "PID tuning rule for pressure control applications" [25]. Para la mayoría de las aplicaciones, los controladores PID son adecuados y ampliamente utilizados en la investigación y la práctica. Sin embargo, la afinación de los parámetros PID para el control de la presión se hace generalmente por el método de ensayo y error debido a la falta de reglas de sintonización aplicables para este caso. Este artículo estudia la dinámica de las aplicaciones de presión controlada por válvulas y propone un conjunto de fórmulas de ganancia de retroalimentación PID efectivas pero simples. Los parámetros de la regla de sintonía se basan en un diseño de respuesta de frecuencia directo, proporcionan un rendimiento rápido y robusto en simulaciones y experimentos.

Schaedel H., en 2003 redactó un artículo titulado: "Process Identification, controller tuning and control circuit simulation using ms Excel" [26]. Este artículo presenta una herramienta para la identificación de procesos, la sintonización de controladores y la simulación de circuitos de control basados en hojas de cálculo de MS Excel. La identificación y modelado de procesos se pueden realizar para el circuito de control abierto y cerrado. La regulación del controlador se realiza de acuerdo con el criterio de las relaciones de amortiguación en cascada. También se proporciona un ajuste óptimo del punto de referencia, así como el rechazo de la perturbación. Se pueden simular sistemas de entrada simple/salida simple (SISO) y doble entrada/salida doble (DIDO) para plantas proporcionales e integrales con tiempo muerto.

Subhransu P., en 2014 presentó un artículo titulado: "Controller Design for Temperature Control of Heat Exchanger System: Simulation Studies" [27]. Este artículo analiza el rendimiento de diferentes controladores, como retroalimentación, retroalimentación con avance y controlador de modelo interno para regular la temperatura del fluido de salida de un intercambiador de calor de carcasa y tubos a un determinado valor de referencia. Se analizan el rendimiento transitorio, los criterios de error de los controladores y se encuentra el mejor controlador. A partir de los resultados de la simulación, se descubre que el control interno del modelo supera la retroalimentación PID y la retroalimentación con el controlador de avance.

Pal P., et al., en 2013 presentaron un artículo titulado: "A Visual Basic simulation software tool for performance analysis of a membrane-based advance water

treatment plant” [28]. En este artículo se plantea el Desarrollo de un software de simulación en Visual Basic (WATTPPA) para analizar el rendimiento de una planta avanzada de tratamiento de aguas residuales, los resultados pronosticados por el software corroboran los hallazgos experimentales. El software permite el análisis previo y la manipulación de los datos de entrada, ayuda en la optimización y muestra el rendimiento de una planta integrada visualmente en una plataforma gráfica.

Mousa W., Murugappan M., Ahmmad R., en 2012 redactaron un artículo titulado: “Mathematical implementation of hybrid fast fourier transform and discrete wavelet transform for developing graphical user interface using visual basic for signal processing applications” [29]. En este artículo se describe el desarrollo de los modelos matemáticos para la implementación de la transformada wavelet discreta (DWT) en un entorno de interfaces graficas de usuario (GUI) bajo la plataforma Visual Basic (VB). Los resultados del software propuesto se comparan y analizan con MATLAB wavelet toolbox para la verificación del rendimiento. Como resultado, el software propuesto ofrece los mismos resultados que la caja de herramientas convencional y permite al usuario final más libertad para investigar las señales.

Las anteriores investigaciones serán utilizadas como apoyo para el desarrollo del marco teórico que contiene este trabajo de grado, en los cuales se describen distintas aplicaciones del tópico de interés que en este caso es el control de procesos. Por ende, no cabe duda de que los aportes realizados por dichas investigaciones establecidas en los antecedentes son de mucho interés para la presente investigación, tanto por las sustentaciones teóricas como por la recopilación empírica de gran valor para la consecución del objetivo general de esta investigación. Entonces, se puede decir que las investigaciones anteriormente mencionadas, se pueden relacionar con este trabajo de grado que se está llevando a cabo, ya que su contexto se encuentra coherente con la temática que abarca el mismo, relacionado al desarrollo de programas, interfaces o aplicativos de simulación y el control de procesos; estos antecedentes servirán de sostén al momento de implementar las bases teóricas y reflexionar con respecto al problema establecido, ya que representan una visión acerca del enfoque o rumbo de la gestión del conocimiento.

Ahora bien, este trabajo de grado difiere de las investigaciones anteriores debido a que en este caso se llevará a cabo el desarrollo del programa utilizando lenguaje de Visual Basic For Applications (VBA) sobre una hoja de cálculo en Microsoft Excel, mientras que generalmente se utilizan programas como Matlab, Simulink o extensiones de Java. Además, el desarrollo de un simulador de un programa de control automático tiene como fin último, así como lo propone A. Zolotas, proporcionar una herramienta para practicantes de control que puedan estar familiarizados con las reglas tradicionales de ajuste PID. [30]

2.2. MARCO TEÓRICO

Para comenzar esta perspectiva teórica, se parte por la definición de *Control de Procesos*:

2.2.1. Control de proceso. El control de procesos puede tomar dos formas: a) control secuencial, que es un proceso basado en eventos, en el cual un evento sigue a otro hasta que una secuencia de proceso está completada; o b) control continuo, que requiere supervisión y ajuste continuo de las variables de proceso. Sin embargo, el control continuo del proceso se presenta de varias maneras, tales como calentadores de agua domésticos y calefacción, ventilación y aire acondicionado, donde la variable temperatura no requiere ser medida con gran precisión, pero en complejas aplicaciones de control de procesos industriales, tales como en la industria del petróleo o química, donde muchas variables tienen que ser medidas simultáneamente con gran precisión. Estas variables pueden variar desde la temperatura, el flujo, el nivel y la presión, hasta el tiempo y la longitud, un ejemplo pueden ser los procesos de polimerización, estas variables pueden ser interdependientes en un único proceso que requiere complejos sistemas de microprocesador para el control total. [31]

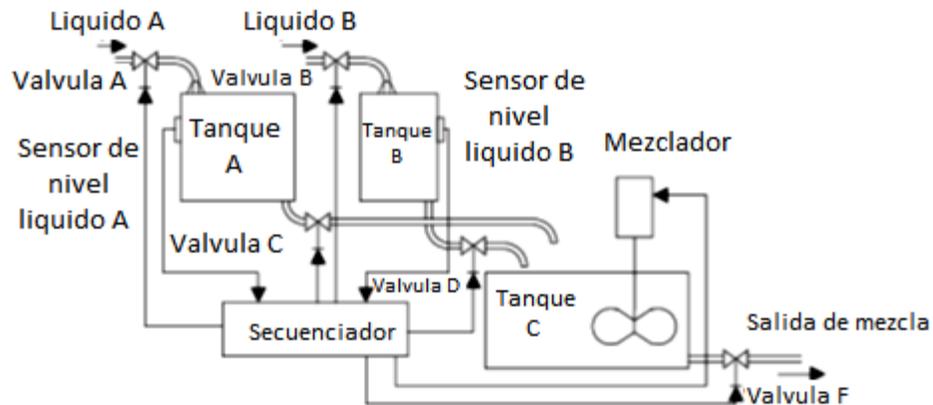
Debido a los rápidos avances en la tecnología, los instrumentos en uso hoy en día pueden ser obsoletos mañana. Por ello, se están introduciendo constantemente métodos de mediciones nuevas y más eficientes. Estos cambios están siendo impulsados por la necesidad de mayor exactitud, calidad, precisión y rendimiento, es decir, métodos de mediciones que se creían imposibles hace unos años se han desarrollado para medir parámetros.

2.2.1.1. Control secuencial de procesos. Los sistemas de control pueden ser de naturaleza secuencial, o pueden usar mediciones continuas; Ambos sistemas utilizan normalmente una forma de retroalimentación para el control. El control secuencial es un proceso basado en eventos, en el que la finalización de un evento sigue a la finalización de otro, hasta que un proceso se completa, como por los dispositivos de detección. La figura 2 muestra un ejemplo de un proceso que utiliza un secuenciador para mezclar líquidos en una proporción establecida. La secuencia de eventos es la siguiente:

- Abra la válvula A para llenar el tanque A.
- Cuando el tanque A está lleno, una señal de realimentación del sensor de nivel le indica al secuenciador que apague la válvula A.
- Abra la válvula B para llenar el tanque B.
- Cuando el tanque B está lleno, una señal de realimentación del sensor de nivel le indica al secuenciador que apague la válvula B.

- Cuando las válvulas A y B están cerradas, las válvulas C y D se abren para permitir que las cantidades medidas de líquidos A y B se mezclen en el tanque de mezcla C.
- Cuando los depósitos A y B están vacíos, las válvulas C y D se desactivan.
- Después de que C y D estén cerrados, comience a mezclar el motor, en marcha durante un período determinado.
- Apague el motor de mezcla.
- Abra la válvula F para usar la mezcla.
- La secuencia se puede repetir después de que el tanque C esté vacío y la válvula F esté apagada. [31]

Figura 2. Secuencia usada para la mezcla de líquidos. **Fuente.** William C. Dunn, 2006.

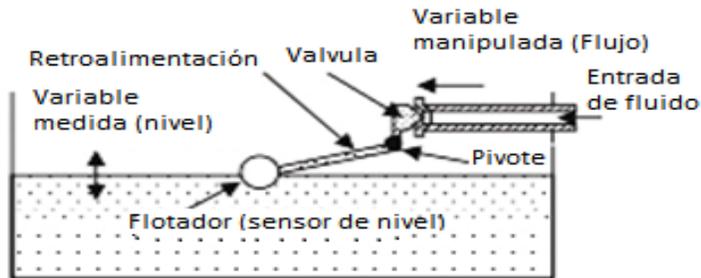


2.2.1.2. Control continuo de procesos. El control continuo del proceso se divide en dos categorías: a) acción On/Off elemental y b) acción de control continuo. La acción de encendido / apagado se utiliza en aplicaciones donde el sistema tiene una alta inercia, lo que evita que el sistema se desplace rápidamente. Este tipo de control sólo tiene dos estados, encendido y apagado; por lo tanto, su nombre. Este tipo de control ha estado en uso por muchas décadas, mucho antes de la introducción de la computadora. Los calentadores de agua domésticos y calefacción, ventilación y aire acondicionado son un excelente ejemplo de este tipo de aplicación. Tales aplicaciones no requieren instrumentación precisa. En los ejemplos anteriores, la temperatura (variable medida) se monitorea continuamente, típicamente usando una tira bimetálica en sistemas más antiguos y elementos semiconductores en sistemas más nuevos, el sensor convierte la potencia (variable manipulada) de encendido y apagado a niveles de temperatura preestablecidos a la sección de calentamiento/enfriamiento.

La acción continua del proceso se utiliza para controlar continuamente un parámetro de salida físico de un material. El parámetro se mide con la instrumentación o el sensor y se compara con un valor de ajuste. Cualquier desviación entre los dos hace que se genere una señal de error, que se utiliza para ajustar un parámetro de

entrada al proceso para corregir el cambio de salida. Un ejemplo de un proceso de control automatizado no sofisticado se muestra en la siguiente figura.

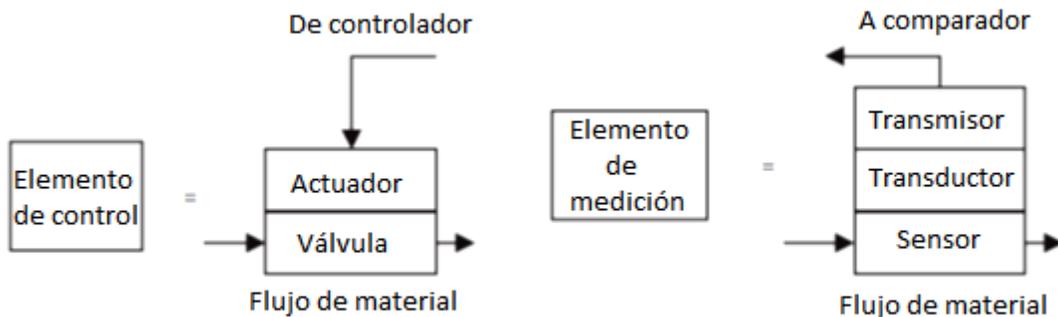
Figura 3. Sistema de control automático. **Fuente.** William C. Dunn, 2006.



Un flotador en una piscina se utiliza para monitorear continuamente el nivel del agua, y para llevar el nivel de agua hasta un punto de referencia establecido cuando el nivel del agua es bajo. El flotador detecta el nivel, y la retroalimentación a la válvula de control es a través del brazo del flotador y el pivote. La válvula entonces controla el flujo de agua (variable manipulada) en la piscina, ya que el flotador se mueve hacia arriba y hacia abajo. [31]

2.2.1.3. Definición de los elementos en un lazo de control. En cualquier proceso, hay una serie de entradas (variables) que se manipulan en el proceso, que dan paso a nuevo componente emergente a la salida. Para obtener una visión más completa de un sistema de control de proceso típico, se dividirá en sus diversos elementos: un elemento de control que consta de una válvula con su actuador y un elemento de medición que consta de un sensor-transductor y un transmisor. La figura 4 es un diagrama de bloques de los elementos en un proceso de control continuo con un lazo de retroalimentación.

Figura 4. Desglose de los elementos de medición y control. **Fuente.** William C. Dunn, 2006.

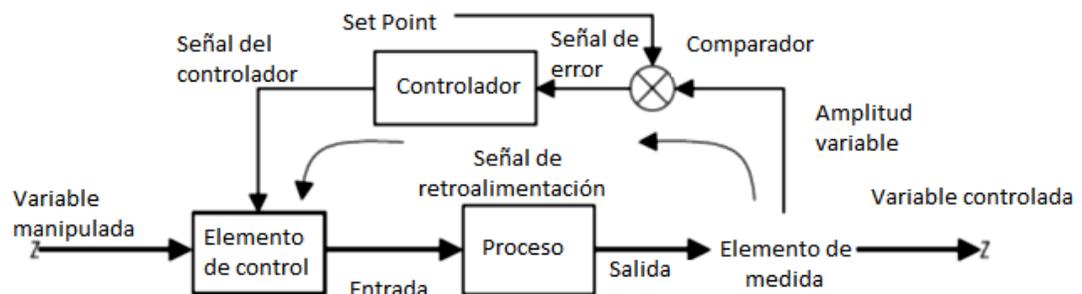


Un proceso es una secuencia de eventos diseñados para controlar el flujo de materiales a través de una serie de pasos en una planta para producir un producto utilitario final o material. El proceso puede ser un proceso simple con pocos pasos,

o una secuencia compleja de eventos con un gran número de variables interrelacionadas.

La medición es la determinación de la amplitud física de un parámetro de un material, el valor de medición debe ser consistente y repetible. Los sensores se usan típicamente para la medición de parámetros físicos. Un sensor es un dispositivo que puede convertir el parámetro físico de forma repetida y confiable en una forma que puede ser utilizada o entendida. Los ejemplos incluyen la conversión de temperatura, presión, fuerza o flujo en una señal eléctrica, un movimiento medible o una lectura de indicador. En la figura 5, se observa un lazo de control de retroalimentación donde una señal se propaga dentro de un sistema, desde su salida hacia su entrada, formando un bucle cuando parte de la señal de salida reingresa de nuevo, se le llama "realimentación".

Figura 5. Diagrama de bloques de los elementos que componen la ruta en retroalimentación en un lazo de control de proceso. **Fuente.** William C. Dunn, 2006.



La detección de errores es la determinación de la diferencia entre la amplitud de la variable medida y un punto de referencia de ajuste deseado. Cualquier diferencia entre los dos es una señal de error, que se amplifica y condiciona para accionar un elemento de control. El controlador a veces realiza la detección, mientras que el punto de referencia se almacena normalmente en la memoria del controlador.

El controlador es un sistema basado en un microprocesador que puede determinar el siguiente paso que debe tomarse en un proceso secuencial o evaluar la señal de error en el control de proceso continuo para determinar qué acción se debe tomar, normalmente puede condicionar la señal, tal como la corrección de la señal para efectos de temperatura o no linealidad en el sensor. El controlador también tiene los parámetros del elemento de control de entrada de proceso y condiciona el signo de error para conducir el elemento final. El controlador puede controlar varias señales de entrada que a veces están interrelacionadas, y puede conducir varios elementos de control simultáneamente. Los controladores se denominan normalmente

controladores lógicos programables (PLC). Estos dispositivos utilizan redes de escalera para programar las funciones de control.

Elemento de control es el dispositivo que controla el material entrante al proceso (por ejemplo, la válvula en la figura 3). El elemento es típicamente un elemento de control de flujo, y puede tener una característica de Encendido / Apagado o puede proporcionar control de línea con accionamiento. El elemento de control se utiliza para ajustar la entrada al proceso, llevando la variable de salida al valor del punto de consigna.

2.2.2. Componentes básicos de un sistema de control. Para aclarar las ideas expuestas aquí, considérese un intercambiador de calor en el cual la corriente en proceso se calienta mediante vapor de condensación, como se ilustra en la figura 6.

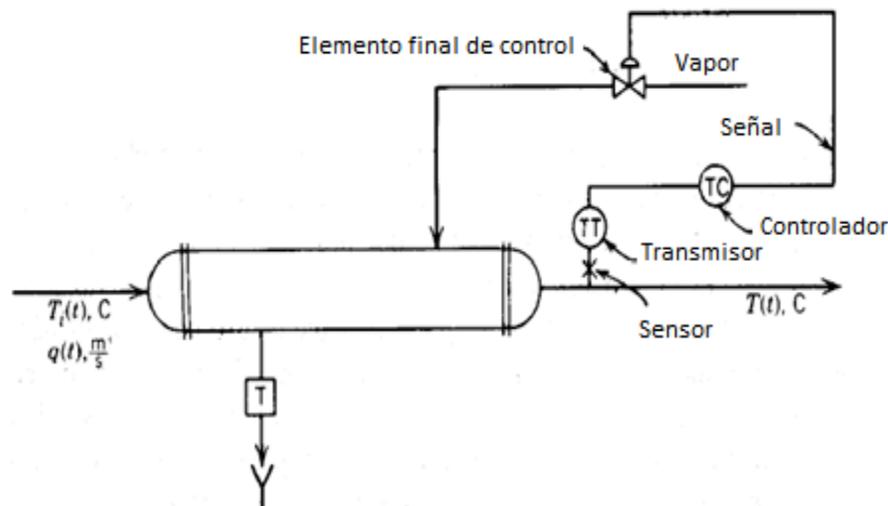


Figura 6.

Sistema de control del intercambiador de calor. **Fuente.** C. Smith & A. Corripio, 1991.

El primer paso es medir la temperatura de salida de la corriente del proceso, esto se hace mediante un sensor (termopar, dispositivo de resistencia térmica, termómetros de sistema lleno, termistores, etc.). El sensor se conecta físicamente al transmisor, el cual capta la salida del sensor y la convierte en una señal lo suficientemente intensa como para transmitirla al controlador. El controlador recibe la señal, que está en relación con la temperatura, la compara con el valor que se desea y, según el resultado de la comparación, decide qué hacer para mantener la temperatura en el valor deseado. Con base en la decisión, el controlador envía otra señal al elemento final de control, el cual, a su vez, maneja el flujo de vapor. Finalmente, los componentes básicos de todo sistema de control son:

- *Sensor*, que también se conoce como elemento primario.
- *Transmisor*, el cual se conoce como elemento secundario.

- *Controlador*, que es el “cerebro” del sistema de control.
- *Elemento final de control*, frecuentemente se trata de una válvula de control, aunque no siempre. Otros elementos finales de control comúnmente utilizados son las bombas de velocidad variable, los transportadores y los motores eléctricos. [32]

2.2.3. Instrumentación y sensores. La función de control del operador ha sido sustituida por instrumentos y sensores que dan mediciones e indicaciones muy precisas, haciendo que la función de control sea totalmente independiente del operador. Los procesos pueden ser completamente automatizados. La instrumentación y los sensores son una parte integral del control del proceso, y la calidad del control del proceso es tan buena como sea su sistema de medición. [31]

La diferencia sutil entre un instrumento y un sensor es que un instrumento es un dispositivo que mide y muestra la magnitud de una variable física, mientras que un sensor es un dispositivo que mide la amplitud de una variable física, pero no da una indicación directa del valor. Los mismos parámetros físicos normalmente se pueden aplicar a ambos dispositivos. [31]

2.2.3.1. Parámetros del instrumento. La elección de un dispositivo de medición es difícil sin una buena comprensión del proceso. Todos los dispositivos posibles deben ser cuidadosamente considerados. También es importante entender la terminología del instrumento. ANSI / ISA-51.1-R1979 (R1993) La terminología de instrumentación de procesos proporciona las definiciones de los términos utilizados en instrumentación en el sector de control de procesos. [31]

La precisión de un instrumento o dispositivo es el error o la diferencia entre el valor indicado y el valor real. La precisión se determina comparando una lectura indicada con la de un estándar conocido. Las normas pueden ser dispositivos calibrados, y pueden obtenerse del Instituto Nacional de Estándares y Tecnología (NIST). El NIST es una agencia gubernamental que es responsable de establecer y mantener estándares y desarrollar nuevos estándares como la nueva tecnología lo requiere.

La precisión depende de la linealidad, histéresis, offset, deriva y sensibilidad. La discrepancia resultante se expresa como una desviación más o menos de verdadero, y se especifica normalmente como un porcentaje de lectura, amplitud o lectura o desviación a escala completa (% FSD), y se puede expresar como un valor absoluto. En un sistema donde más de una desviación está implicada, la exactitud total del sistema es estadísticamente el cuadrado medio de la raíz (rms) de la exactitud de cada elemento. [31]

2.2.4. Razones principales para el control de proceso. El desarrollo de un sistema de control comienza con una decisión crítica, la formulación de objetivos de control. Los objetivos de control son basados en objetivos financieros/directivos,

conocimientos de procesos y los requerimientos operacionales para la planta. Aunque los objetivos de control varían de acuerdo a cada planta, hay un número general de requisitos:

- **Seguridad.** Es imperativo que las plantas industriales operen de manera segura, así como también promover el bienestar de las personas y los equipos dentro de la planta y las comunidades cercanas. Por lo tanto, la seguridad en las plantas es siempre el objetivo más importante de control.
- **Regulaciones medioambientales.** Plantas industriales deben cumplir con obligaciones medio ambientales sobre la descarga de gases, líquidos y sólidos más allá de los límites de las plantas.
- **Especificaciones de producto y tasa de producción.** Para ser rentable, una planta debe hacer productos que cumplan con las especificaciones concernientes a la calidad de producto y tasa de producción.
- **Economía en la operación de la planta.** Es una realidad económica que la operación de la planta durante largos períodos de tiempo debe ser rentable
- **Operación estable de la planta.** El sistema de control debe facilitar la operación estable de la planta, sin oscilaciones grandes en variables de proceso claves. Por lo tanto, es deseable tener cambios de punto de ajuste rápidos y recuperación rápida de perturbaciones de plantas tales como cambios en la composición de alimento. [31]

2.2.5. Pasos en el diseño de control de procesos. Cuando los objetivos de control han sido formulados, el sistema de control puede ser diseñado. El procedimiento de diseño consiste de tres etapas principales:

- Seleccionar variable controlada, manipulada y medida.
- Elegir la estrategia de control y la estructura de control.
- Especificar la configuración del controlador.

Las variables manipuladas y controladas son usualmente medidas en línea. Si no es posible medir una variable controlada como una composición química, esta debe ser posible estimarla de mediciones de otras variables tales como temperatura, presión y velocidad de flujo. Esta aproximación, denominado control inferencial o sensor blando. Mediciones de otras variables de proceso pueden algunas veces ser usada como ventaja. En particular, mediciones de importantes variables de perturbación pueden proporcionar las bases para el sistema de control feedforward.

El sistema de control usado más ampliamente es control multi-lazo (multiloop). Un sistema de control multiloop consiste de un set de controladores PI o PID, uno por cada variable de control. La clave para la decisión de diseño de un control multiloop es determinar una apropiada estructura de control, esto es, encontrar apareamiento adecuado de variables controladas y manipuladas. La estructura de control multiloop tradicional ha demostrado ser satisfactoria para una amplia variedad de problemas de control. Pero hay clases de problemas de control de procesos donde

la estrategia de control avanzado puede proporcionar un control mucho mejor y también ser más rentable. Algunos ejemplos comunes son:

- Procesos con dinámica lenta y perturbaciones medibles. Para esta clase de problemas, debe considerarse la adición de control de avance directo al esquema de control de lazo múltiple.
- Procesos con fuertes interacciones entre variables de procesos. Si las variables clave del proceso interactúan fuertemente, las estrategias de control multivariable pueden ser bastante efectivas. En el control multivariable, cada variable manipulada se ajusta basándose en mediciones de dos o más variables controladas. Por el contrario, en el control multiloop cada variable manipulada se empareja con una sola variable controlada.
- Procesos que exhiben un comportamiento fuertemente no lineal.
- Procesos en los que se deben cumplir las restricciones sobre variables de proceso. Los límites superior e inferior se imponen a las variables controladas y manipuladas por una variedad de razones que incluyen las limitaciones del equipo y los objetivos operativos.

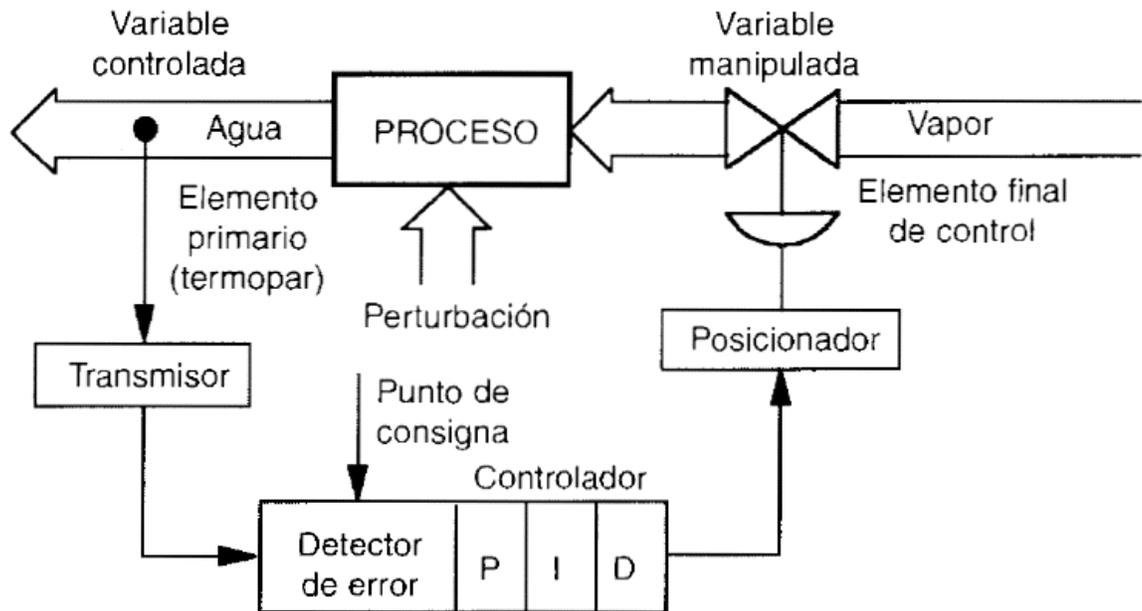
La etapa final en el diseño de sistemas de control es especificar la configuración del controlador. [33]

2.2.6. Tipos de control.

2.2.6.1. Control en lazo abierto frente a lazo cerrado. Lazo abierto se refiere a la situación en la cual se desconecta el controlador del sistema, es decir, el controlador no realiza ninguna función relativa a cómo mantener la variable controlada en el punto de control; otro ejemplo en el que existe control en lazo abierto es cuando la acción efectuada por el controlador no afecta a la medición. De hecho, ésta es una deficiencia fundamental del diseño del sistema de control. Mientras que, el lazo cerrado se refiere a la situación en la cual se conecta el controlador al proceso; el controlador compara el punto de control (la referencia) con la variable controlada y determina la acción correctiva. [32]

El control en lazo cerrado aparece en el diagrama de bloque de la siguiente figura. En este caso, la información de la variable controlada de proceso se capta por medio de un sistema de medición adecuado y se utiliza como entrada al controlador. Un dispositivo detecta el error compara esta señal con otra de referencia que representa la condición deseada y cualquier diferencia hace que el controlador genere una señal de salida para corregir el error. [34]

Figura 7. Diagrama de bloques control en lazo cerrado. **Fuente.** Sánchez J. A.



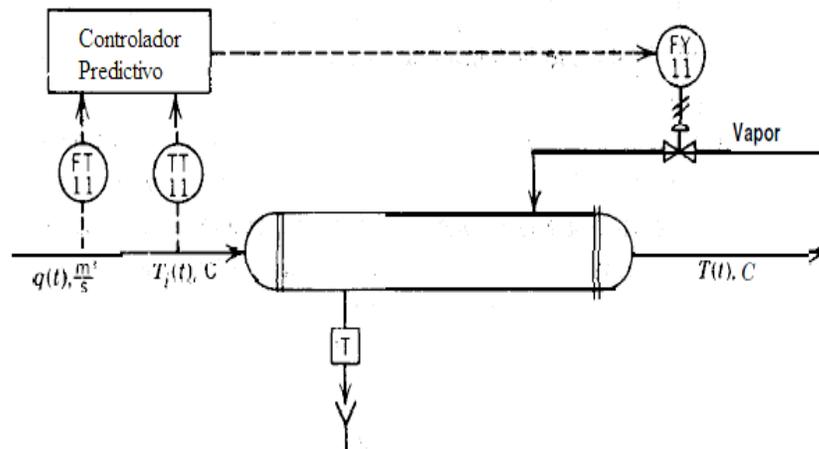
La señal de salida del controlador se aplica al elemento final de control, el cual manipula una entrada al proceso en la dirección adecuada para que la variable controlada retorne a la condición deseada. Este circuito cerrado proporciona un esfuerzo continuo para meter la variable controlada en la posición de referencia. Asociado al control aparecen tres tipos de variables que es necesario conocer:

- **Variable controlada (CV).** Es la característica de calidad o cantidad que se mide y controla. La variable controlada es una condición o característica del medio controlado, entendiéndose por tal la materia o energía sobre la cual se encuentra situada esta variable.
- **Variable manipulada (MV).** Es la cantidad o condición de materia o energía que se modifica por el controlador automático para que el valor de la variable controlada resulte afectado en la proporción debida. La variable manipulada es una condición o característica de la materia o energía que entra al proceso.
- **Variable de perturbación (DV).** Es toda variable que tiene influencia sobre la variable controlada pero no puede ser modificada directamente por la variable manipulada. [34]

2.2.6.2. Control predictivo. En algunos procesos el control por retroalimentación no proporciona la función de control que se requiere, para esos procesos se deben diseñar otros tipos de control. El objetivo del control predictivo es medir las perturbaciones y compensarlas antes de que la variable controlada se desvíe del punto de control; si se aplica de manera correcta, la variable controlada no se desvía del punto de control.

Un ejemplo concreto de control predictivo es el intercambiador de calor que aparece en la figura. Supóngase que las perturbaciones “más serias” son la temperatura de entrada, $T_i(t)$, y el flujo del proceso, $q(t)$; para establecer el control predictivo primero se debe medir estas dos perturbaciones y luego se toma una decisión sobre la manera de manejar el flujo de vapor para compensar los problemas. [32]

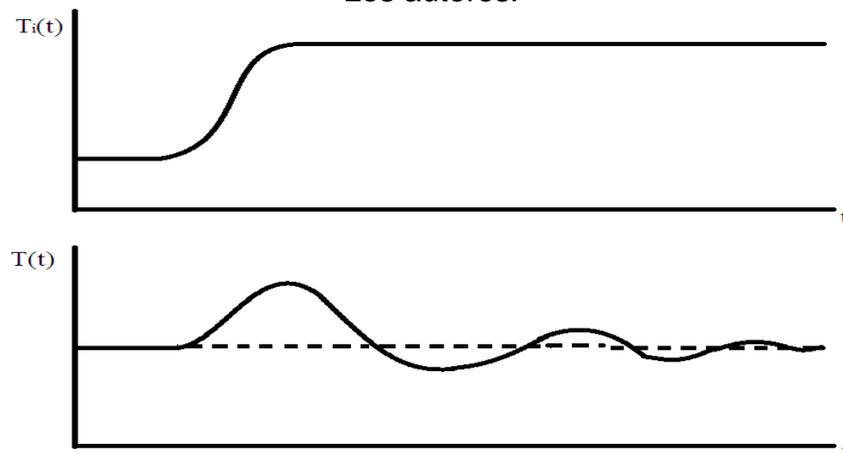
Figura 8. Sistema de control (Predictivo) del intercambiador de calor. Fuente. C. Smith & A. Corripio, 1991.



2.2.6.3. Control por retroalimentación. En ese procedimiento se toma la variable controlada y se retroalimenta al controlador para que este pueda tomar una decisión. Es necesario comprender el principio de operación del control por retroalimentación para conocer sus ventajas y desventajas; para ayudar a dicha comprensión se presenta el circuito de control del intercambiador de calor en la figura.

Si la temperatura de entrada al proceso aumenta y en consecuencia crea una perturbación, su efecto se debe propagar a todo el intercambiador de calor antes de que cambie la temperatura de salida. Una vez que cambia la temperatura de salida, también cambia la señal del transmisor al controlador, en ese momento el controlador detecta que debe compensar la perturbación mediante un cambio en el flujo de vapor, el controlador señala entonces a la válvula cerrar su apertura y de este modo decrece el flujo de vapor. En la figura a continuación se ilustra gráficamente el efecto de la perturbación y la acción del controlador.

Figura 9. Respuesta del sistema de control del intercambiador de calor. **Fuente.** Los autores.



Es interesante hacer notar que la temperatura de salida primero aumenta a causa del incremento en la temperatura de entrada, pero luego desciende incluso por debajo del punto de control y oscila alrededor de este hasta que finalmente se estabiliza. Esta respuesta oscilatoria demuestra que la operación del sistema de control por retroalimentación es esencialmente una operación de ensayo y error, es decir, cuando el controlador detecta que la temperatura de salida aumentó por arriba del punto de control, indica a la válvula que cierre, pero ésta cumple con la orden más allá de lo necesario, en consecuencia la temperatura de salida desciende por abajo del punto de control; al notar esto, el controlador señala a la válvula que abra nuevamente un tanto para elevar la temperatura. El ensayo y error continúa hasta que la temperatura alcanza el punto de control donde permanece constante.

La ventaja del control por retroalimentación consiste en que es una técnica muy simple, que compensa todas las perturbaciones. Cualquier perturbación puede afectar a la variable controlada, cuando ésta se desvía del punto de control, el controlador cambia su salida para que la variable regrese al punto de control. El circuito de control no detecta qué tipo de perturbación entra al proceso, únicamente trata de mantener la variable controlada en el punto de control y de esta manera compensar cualquier perturbación. La desventaja del control por retroalimentación estriba en que únicamente puede compensar la perturbación hasta que la variable controlada se ha desviado del punto de control, esto es, la perturbación se debe propagar por todo el proceso antes de que la pueda compensar el control por retroalimentación. [32]

2.2.7. Tipos de Controladores.

2.2.7.1. Controlador Proporcional (P). El controlador proporcional es el tipo más simple de controlador, con excepción del controlador de dos estados, la ecuación con que se describe su funcionamiento es la siguiente:

$$m(t) = \bar{m} + K_c(r(t) - c(t)) \quad (\text{Ec. 1})$$

$$m(t) = \bar{m} + K_c e(t) \quad (\text{Ec. 2})$$

Donde:

$m(t)$ = salida del controlador, *psig* o *mA*.

$r(t)$ = punto de control, *psig* o *mA*

$c(t)$ = variable que se controla, *psig* o *mA*; es la señal que llega al transmisor.

$e(t)$ = señal de error, *psig* o *mA*; es la diferencia entre el punto de control y la variable que se controla.

K_c = ganancia del controlador, *psi/psi* o *mA/mA*.

\bar{m} = valor base, *psig* o *mA*. El significado de este valor es la salida del controlador cuando el error es cero; generalmente se fija durante la calibración del controlador, en el medio de la escala, 9 *psig* o 12 *mA*.

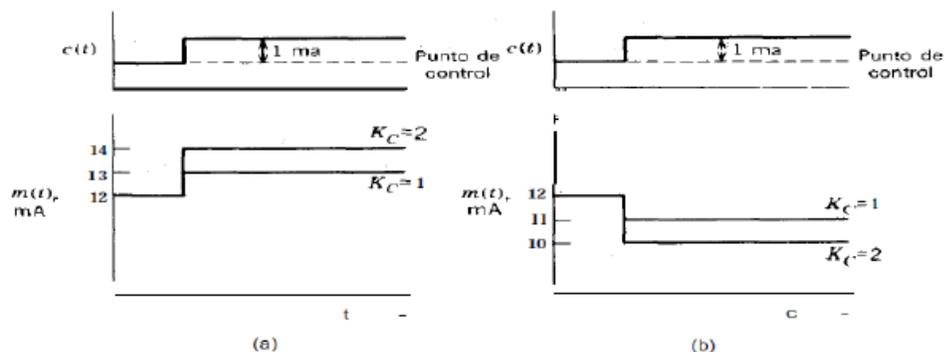
Puesto que los rangos de entrada y salida son los mismos (3-15 *psig* o 4-20 *mA*), algunas veces las señales de entrada y salida, así como el punto de control se expresan en porcentaje o fracción de rango.

Es interesante notar que la ecuación 1 es para un controlador de acción inversa; si la variable que se controla, $c(t)$, se incrementa en un valor superior al punto de control, $r(t)$, el error se vuelve negativo y, como se ve en la ecuación, la salida del controlador, $m(t)$, decrece. La manera común con que se designa matemáticamente un controlador de acción directa es haciendo negativa la ganancia del controlador, K_c ; sin embargo, se debe recordar que en los controladores industriales no hay ganancias negativas, sino únicamente positivas, lo cual se resuelve con el selector inverso/directo. La K_c negativa se utiliza cuando se hace el análisis matemático de un sistema de control en el que se requiere un controlador de acción directa. [32]

Figura 10. Efecto de la ganancia del controlador sobre la salida del controlador.

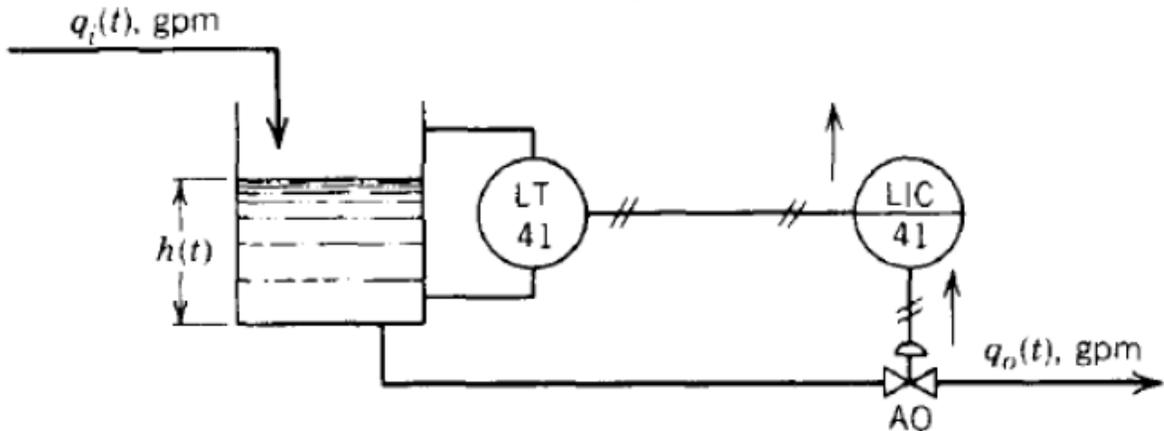
(a) Controlador de acción directa. (b) Controlador de acción inversa. **Fuente.** C.

Smith & A. Corripio, 1991.



Los controladores que son únicamente proporcionales tienen la ventaja de que sólo cuentan con un parámetro de ajuste, K_c , sin embargo, adolecen de una gran desventaja, operan con una desviación, o “error de estado estacionario” en la variable que se controla. A fin de apreciar dicha desviación gráficamente, considérese el circuito de control de nivel que se muestra en la figura 11.

Figura 11. Circuito para el control de nivel de líquido en un tanque. **Fuente.** C. Smith & A. Corripio, 1991.



Supóngase que las condiciones de operación de diseño son $q_i = q_o = 150$ gpm y $h = 6$ pies; supóngase también que, para que pasen 150 gpm por la válvula de salida la presión de aire sobre ésta debe ser de 9 psig. Si el flujo de entrada se incrementa, q_i , la respuesta del sistema con un controlador proporcional es como se ve en la figura 12. El controlador lleva de nuevo a la variable a un valor estacionario pero este valor no es el punto de control requerido; la diferencia entre el punto de control y el valor de estado estacionario de la variable que se controla es la desviación. En la figura 12 se muestran dos curvas de respuesta que corresponden a dos diferentes valores del parámetro de ajuste K_c . En la figura se aprecia que cuanto mayor es el valor de K_c , tanto menor es la desviación, pero la respuesta del proceso se hace más oscilatoria; sin embargo, para la mayoría de los procesos existe un valor máximo de K_c , más allá del cual el proceso se hace inestable, el cual se conoce como ganancia última, K_{cu} .

A continuación, se explica de manera simple por qué existe la desviación, considérese el mismo sistema de control de nivel de líquido que aparece en la figura 7, con las condiciones de operación que se dieron anteriormente. Se debe recordar que el controlador proporcional, con acción directa ($-K_c$), resuelve la siguiente ecuación:

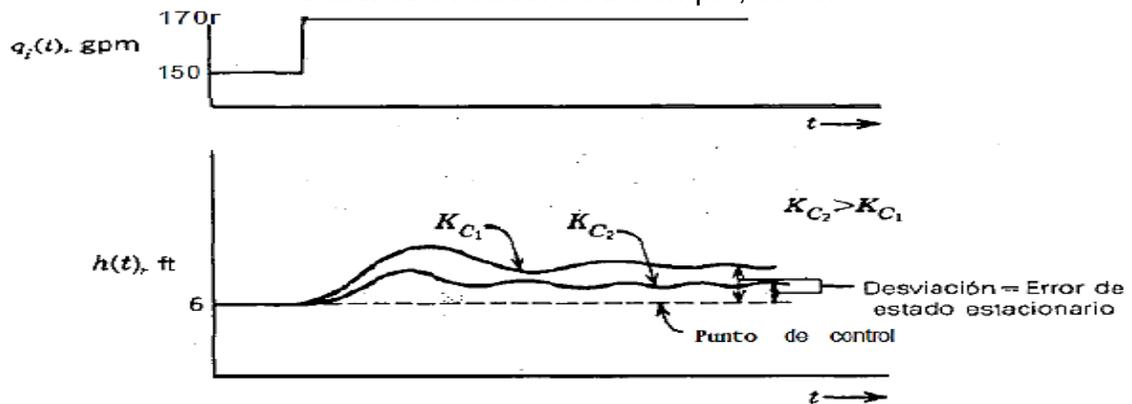
$$m(t) = 9 + (-K_c)e(t) \quad (\text{Ec. 3})$$

Supóngase ahora que el flujo de entrada se incrementa a 170 gpm; cuando esto sucede, el nivel del líquido aumenta y el controlador debe, a su vez, incrementar su salida para abrir la válvula y bajar el nivel. Para alcanzar una operación estacionaria

el flujo de salida, q_o , debe ser ahora de 170 gpm, y para que pase, se debe abrir la válvula de salida más que cuando pasaban 150 gpm; puesto que la válvula es de aire para abrir, supóngase que la nueva presión sobre la válvula debe ser de 10 psig; es decir, la salida del controlador, $m(t)$, debe ser de 10 psig. En la ecuación 3 se observa que la única manera de que la salida del controlador sea de 10 psig, es que el segundo término del miembro de la derecha tenga un valor de + 1 psig y, para que esto se cumpla, el término de error, $e(r)$, no puede ser cero en el estado estacionario; este error de estado estacionario es la desviación. Nótese que el error negativo significa que la variable que se controla es mayor que el punto de control. El nivel real, en pies, se puede calcular a partir de la calibración del transmisor de nivel.

Figura 12. Respuesta del sistema de control de nivel de líquido en un tanque.

Fuente: C. Smith & A. Corripio, 1991.



En este ejemplo se debe hacer énfasis en dos puntos: Primero, la magnitud del término de desviación depende del valor de la ganancia del controlador, puesto que el término total debe tener un valor de + 1, entonces:

Cuadro 1. Ganancia proporcional vs desviación. **Fuente.** Adaptado de J. Diazgranados Nowacki, 2017.

$-K_c$	$-e(t)$ (desviación)
1	1
2	0.5
4	0.25

2.2.7.2. Controlador Proporcional-Integral (PI). La mayoría de los procesos no se pueden controlar con una desviación, es decir, se deben controlar en el punto de control, y en estos casos se debe añadir inteligencia al controlador proporcional, para eliminar la desviación. Esta nueva inteligencia o nuevo modo de control es la acción integral o de reajuste y, en consecuencia, el controlador se convierte en un controlador proporcional-integral (PI). La siguiente es su ecuación descriptiva:

$$m(t) = \bar{m} + K_c(r(t) - c(t)) + \frac{K_c}{\tau_I} \int [r(t) - c(t)] dt \quad (\text{Ec. 4})$$

$$m(t) = \bar{m} + K_c e(t) + \frac{K_c}{\tau_I} \int e(t) dt \quad (\text{Ec. 5})$$

Donde:

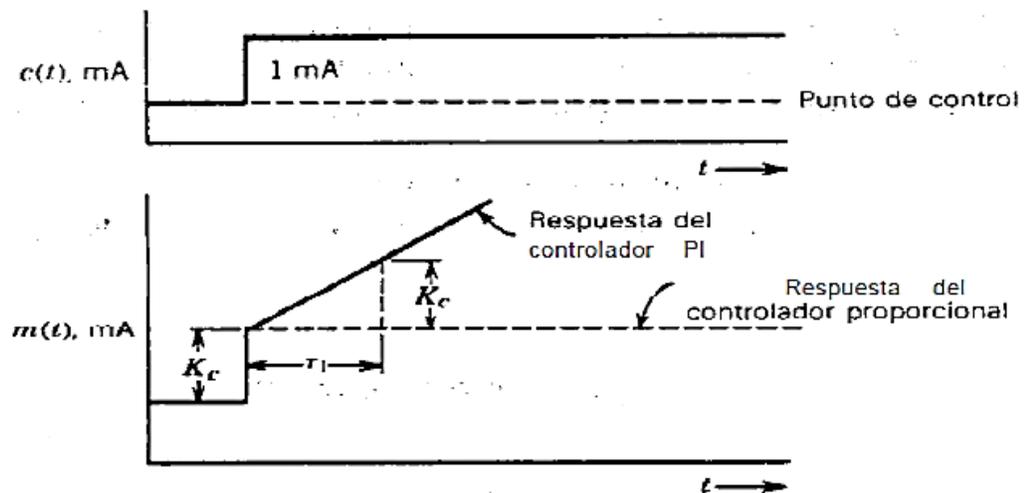
τ_I = tiempo integral.

Tanto menor es el valor de τ_I , cuanto más pronunciada es la curva de respuesta, lo cual significa que la respuesta del controlador se hace más rápida. Otra manera de explicar esto es mediante la observación de la ecuación 5, tanto menor es el valor de τ_I , cuanto mayor es el término delante de la integral, K_c/τ_I y, en consecuencia, se le da mayor peso a la acción integral o de reajuste. De la ecuación 5 también se nota que, mientras está presente el término de error, el controlador se mantiene cambiando su respuesta y, por lo tanto, integrando el error, para eliminarlo; recuérdese que integración también quiere decir sumatoria.

Ahora se recurre nuevamente al sistema de control de nivel de líquido que se utilizó para explicar por qué ocurre la desviación. Como se dijo, cuando el flujo de entrada se incrementa a 170 gpm, el flujo de salida se debe incrementar a 170 gpm para alcanzar una condición final de operación de estado estacionario; para que pasen 170 gpm por la válvula de salida se necesita una señal de aire de 10 psig, y la única manera de que la salida de un controlador proporcional sea de 10 psig se logra mediante la conservación del término de error. En un controlador PI, mientras el error está presente, el controlador, se mantiene integrándolo y, por lo tanto, añadiéndolo a su salida hasta que el error desaparece; cuando éste es el caso, la salida del controlador se expresa mediante:

$$m(t) = \bar{m} + \frac{K_c}{\tau_I} \int 0 dt \quad (\text{Ec. 6})$$

Figura 13. Respuesta del controlador proporcional integral (pi) (acción directa) a un cambio escalón en el error. **Fuente.** C. Smith & A. Corripio, 1991.



El hecho de que el error sea cero no significa que el término con la integral sea cero, esto significa que el controlador integra una función de valor cero; o, mejor aún, “añade cero” a su salida, con lo cual ésta se mantiene constante. [32]

2.2.7.3. Controlador Proporcional-Integral-Derivativo (PID). Algunas veces se añade otro modo de control al controlador PI, este nuevo modo de control es: la acción derivativa, que también se conoce como rapidez de derivación o pre actuación; tiene como propósito anticipar hacia dónde va el proceso, mediante la observación de la rapidez para el cambio del error, su derivada. La ecuación descriptiva es la siguiente:

$$m(t) = \bar{m} + K_c e(t) + \frac{K_c}{\tau_I} \int e(t) dt + K_c \tau_D \left(\frac{de(t)}{dt} \right) \quad (\text{Ec. 7})$$

Donde:

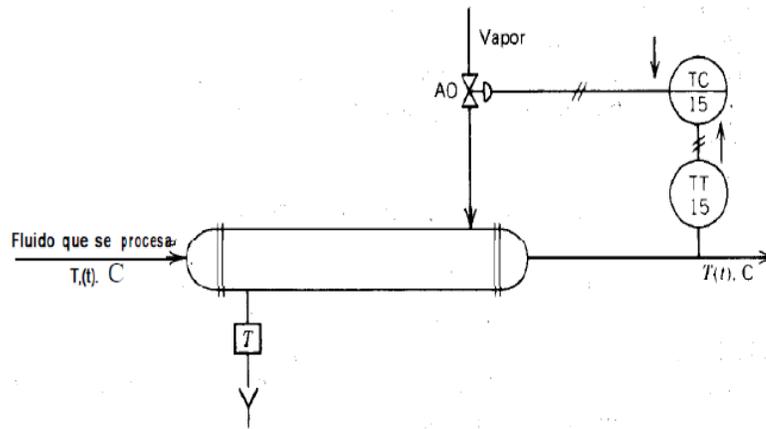
τ_I = tiempo integral.

Por lo tanto, el controlador PID tiene tres parámetros, K_c , o PB, τ_I y τ_D , que se deben ajustar para obtener un control satisfactorio. Nótese que sólo existe un parámetro para ajuste de derivación τ_D , el cual tiene las mismas unidades, minutos, para todos los fabricantes.

Como se acaba de mencionar, con la acción derivativa se da al controlador la capacidad de anticipar hacia dónde se dirige el proceso, es decir, “ver hacia adelante”, mediante el cálculo de la derivada del error. La cantidad de “anticipación” se decide mediante el valor del parámetro de ajuste, τ_D .

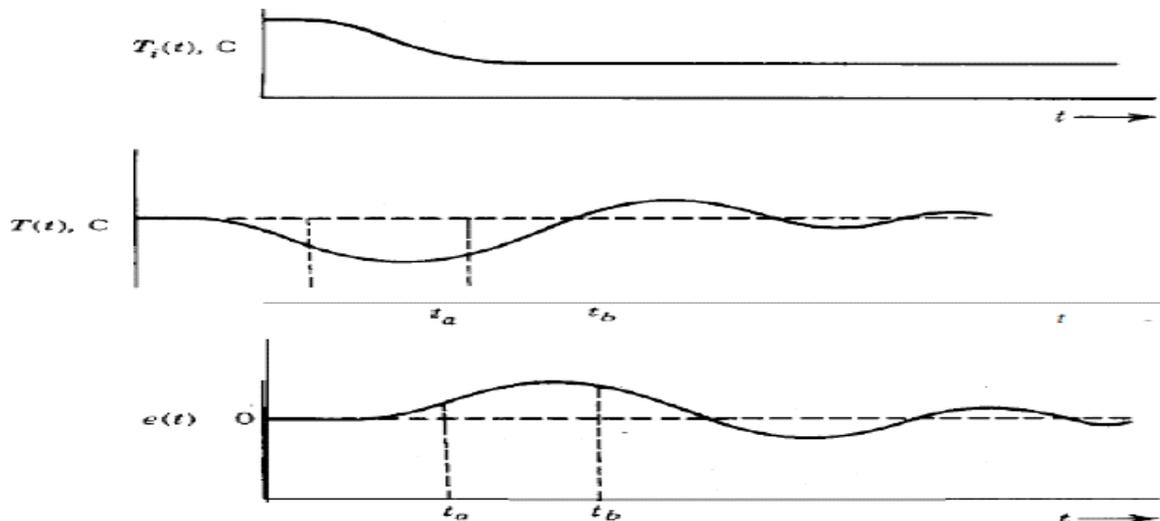
Para explicar este tipo de controlador se va a utilizar la figura 14, donde se muestra un intercambiador de calor para ayudar a aclarar el significado de “anticipar hacia dónde se dirige el proceso”. Si se supone que la temperatura de entrada al proceso disminuye cierta cantidad y la temperatura de salida empieza a bajar de manera correspondiente, como se muestra en la figura 15, en el tiempo t_a la cantidad de error es positiva y puede ser pequeña; en consecuencia, la cantidad de corrección de control que suministra el modo proporcional e integral es pequeña, sin embargo, la derivada de dicho error, la pendiente de la curva de error, es grande y positiva, lo que hace que la corrección proporcionada por el modo derivativo sea grande.

Figura 14. Circuito de control para intercambiador de calor. **Fuente.** C. Smith & A. Corripio, 1991.



Si se supone que la cantidad de error es positiva y pequeña; en consecuencia, la cantidad de corrección de control que suministra el modo proporcional e integral es pequeña, sin embargo, la derivada de dicho error, la pendiente de la curva de error, es grande y positiva, lo que hace que la corrección proporcionada por el modo derivativo sea grande. Mediante la observación de la derivada del error, el controlador sabe que la variable que se controla se aleja con rapidez del punto de control y, en consecuencia, utiliza este hecho para ayudar en el control.

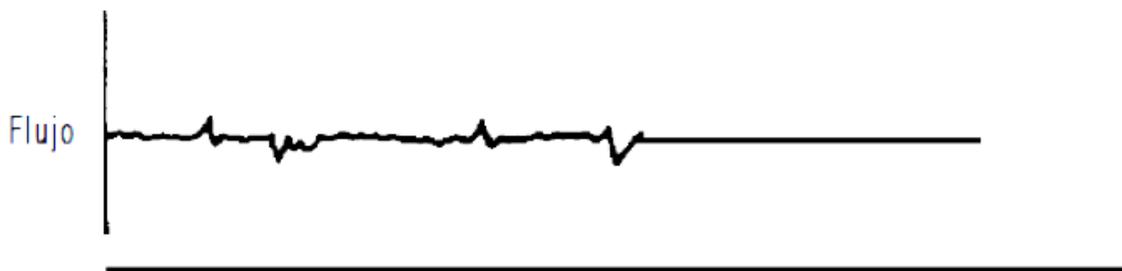
Figura 15. Control de un intercambiador de calor. **Fuente.** C. Smith & A. Corripio, 1991.



En el caso que el error sea aún mayor que antes; la cantidad de corrección de control que suministran los modos proporcional e integral también es más grande que antes y se añade aún a la salida del controlador para abrir más la válvula de vapor; sin embargo, en ese momento la derivada del error es negativa, lo cual significa que el error empieza a decrecer; es decir, la variable que se controla empieza a bajar al punto de control y, nuevamente, con la utilización de este hecho, en el modo derivativo se comienza a substraer de los otros dos modos, ya que se reconoce que el error disminuye. Al hacer esto, se toma más tiempo para que el proceso regrese al punto de control, pero disminuyen el sobrepaso y las oscilaciones alrededor del punto de control. [32]

Los controladores PID se utilizan en procesos donde las constantes de tiempo son largas. Ejemplos típicos de ello son los circuitos de temperatura y los de concentración. Los procesos en que las constantes de tiempo son cortas (capacitancia pequeña) son rápidos y susceptibles al ruido del proceso, son característicos de este tipo de proceso los circuitos de control de flujo y los circuitos para controlar la presión en corrientes de líquidos. Considérese el registro de flujo que se ilustra en la figura 12, la aplicación del modo derivativo sólo da como resultado la amplificación del ruido, porque la derivada del ruido, que cambia rápidamente, es un valor grande. Los procesos donde la constante de tiempo es larga (capacitancia grande) son generalmente amortiguados y, en consecuencia, menos susceptibles al ruido; sin embargo, se debe estar alerta, ya que se puede tener un proceso con constante de tiempo larga, por ejemplo, un circuito de temperatura, en el que el transmisor sea ruidoso, en cuyo caso se debe reparar el transmisor antes de utilizar el controlador PID.

Figura 16. Registro de un circuito de flujo. **Fuente.** C. Smith & A. Corripio, 1991.



2.2.8. Ajuste de los Controladores por Retroalimentación. El ajuste es el procedimiento mediante el cual se adecúan los parámetros del controlador por retroalimentación para obtener una respuesta específica de circuito cerrado. El ajuste de un circuito de control por retroalimentación es análogo al del motor de un automóvil o de un televisor; en cada caso la dificultad del problema se incrementa con el número de parámetros que se deben ajustar; por ejemplo, el ajuste de un controlador proporcional simple o de uno integral es similar al del volumen de un televisor, ya que sólo se necesita ajustar un parámetro o “perilla”; el procedimiento consiste en moverlo en una dirección u otra, hasta que se obtiene la respuesta (o

volumen) que se desea. El siguiente grado de dificultad es ajustar el controlador de dos modos o proporcional-integral (PI), que se asemeja al proceso de ajustar el brillo y el contraste de un televisor en blanco y negro, puesto que se deben ajustar dos parámetros: la ganancia y el tiempo integral; el procedimiento de ajuste es significativamente más complicado que cuando sólo se necesita ajustar un parámetro. Finalmente, el ajuste de los controladores de tres modos o proporcional-integral-derivativo (PID) representa el siguiente grado de dificultad, debido a que se requiere ajustar tres parámetros: la ganancia, el tiempo integral y el tiempo derivativo, lo cual es análogo al ajuste de los haces verde, rojo y azul en un televisor a color [32].

2.2.8.1. Sintonización de controladores por retroalimentación. Según F. Javier Rivas, citado por Diazgranados [2], el diseño de un controlador presenta dos cuestiones básicas:

- El tipo de controlador (P, PI, PID) apropiado.
- La sintonización del controlador.

La respuesta deseada en lazo cerrado se suele especificar con referencia a un criterio de calidad de respuesta. A este planteamiento básico del problema de sintonización hay que incorporar cuatro factores a tener en cuenta:

- Los algoritmos PID en los distintos controladores comerciales no son exactamente iguales. Así, hay controladores digitales y analógicos y que la acción derivativa puede actuar sobre el error o sobre la variable del proceso a controlar.
- El modelo dinámico del proceso representa solo una aproximación a su comportamiento real que, además, debido a la no linealidad del proceso real, puede variar de unas condiciones de operación a otras.
- La variable del proceso manipulada no debe experimentar cambios excesivamente bruscos que afecten negativamente al equipo.
- La calidad de respuesta deseada puede referirse a cambios en el punto de consigna o a cambios en las perturbaciones.

2.2.8.2. Criterios de calidad de respuesta. Asimismo, J. Diazgranados Nowacki [2], plantea que generalmente el criterio de calidad de respuesta se refiere a cambios en escalón. Por otro lado, un mismo criterio de calidad determinará diferentes parámetros de ajuste del controlador dependiendo si el escalón se da en el punto de consigna o en una variable de perturbación. Solo en casos en los que los cambios en perturbación sean más frecuentes que los cambios en el punto de consigna, se justifica un criterio de calidad basado en la perturbación. Los criterios de calidad de respuesta se dividen en:

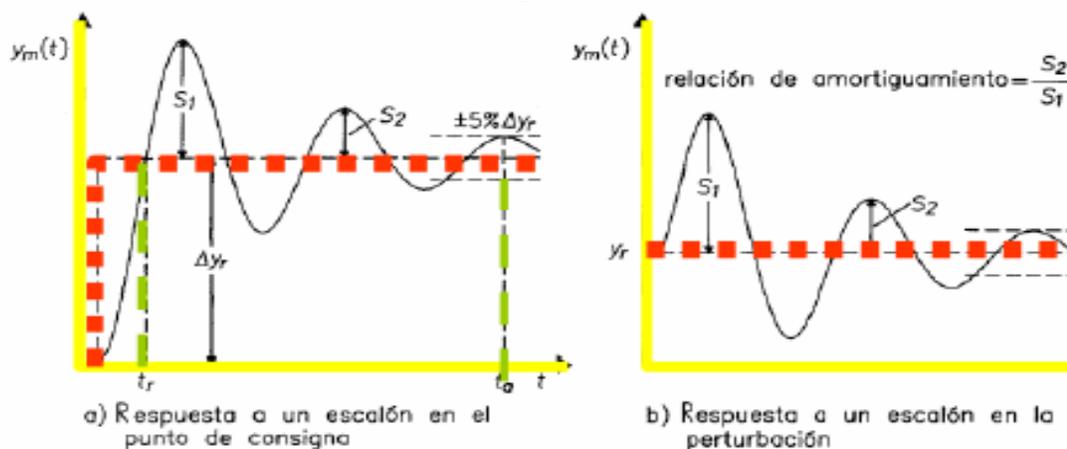
- Criterios de estabilidad (margen de fase o ganancia).

- Criterios basados en la respuesta en estado estacionario (offset permitido).
- Criterios en la respuesta dinámica del sistema. Aquí se distinguen los criterios basados en características puntuales de respuesta y criterios basados en toda la respuesta

2.2.8.2.1. Criterios basados en una característica puntual de respuesta. Pueden citarse, por ejemplo:

- Mínimo tiempo de levantamiento
- Mínimo tiempo de asentamiento
- Máximo sobrepasso permitido
- Relación de amortiguamiento 1/4

Figura 17. Características puntuales en criterios de calidad de respuesta. **Fuente.** Adaptado de J. Diazgranados Nowacki, 2017.



Dentro de esta categoría uno de los criterios más utilizados es el denominado de relación de amortiguamiento $\frac{1}{4}$. En este caso la respuesta óptima del proceso es una respuesta subamortiguada en la que la segunda sobreoscilación S_2 es un cuarto de la primera S_1 . Este criterio es un compromiso entre la velocidad de respuesta (tiempo para alcanzar el valor deseado de respuesta) y el tiempo de asentamiento (tiempo para que la respuesta presente oscilaciones inferiores a 5% del valor deseado). Este criterio no suele ser aceptable para cambios en escalón del punto de consigna ya que produce una sobreoscilación demasiado elevada ($S_1 \approx 0.5\Delta y_r$), aunque sí es aceptable para cambios en la perturbación. El conjunto de parámetros de ajuste no es único excepto en el caso del controlador proporcional.

2.2.8.2.2. Criterios basados en toda respuesta. Los criterios basados en la integración del error más utilizados son:

- Integral del cuadrado del error: $ISE = \int_0^{\infty} e^2(t) dt$

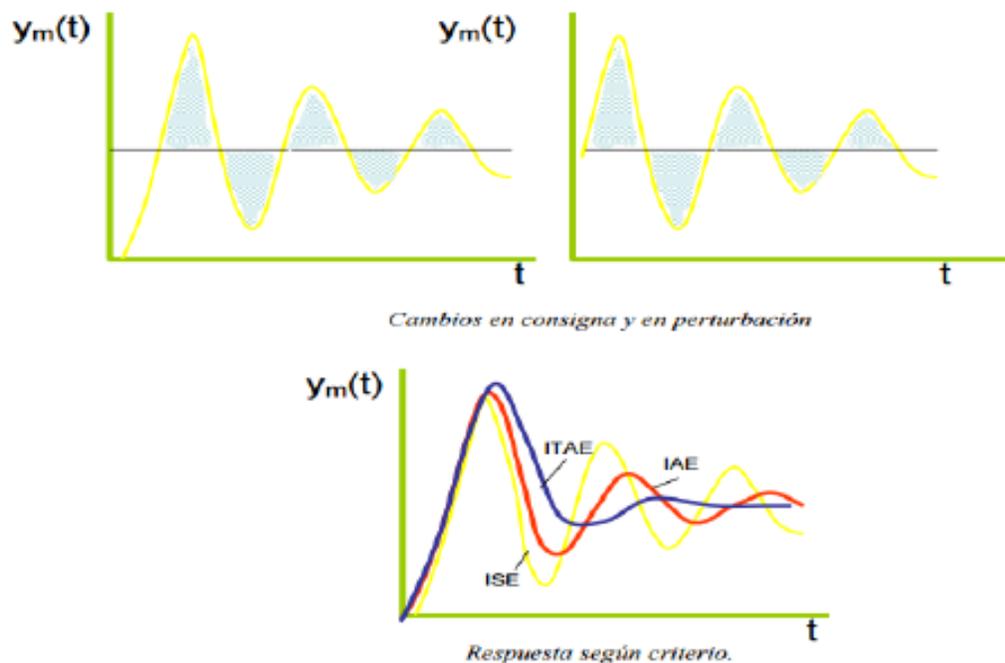
- Integral del valor absoluto del error: $IAE = \int_0^{\infty} |e^2(t)| dt$
- Integral del valor absoluto del error por el tiempo: $ITAE = \int_0^{\infty} t |e^2(t)| dt$

La sintonización óptima es la que minimiza el criterio seleccionado (ISE, IAE, ITAE). Un controlador P no puede sintonizarse con estos criterios ya que no elimina el error en régimen permanente y por tanto las tres integrales darían un valor infinito.

De forma general, se considerarán los siguientes aspectos:

- Para eliminar grandes errores ISE es mejor que IAE ya que los errores están elevados al cuadrado contribuyendo de forma más importante al valor de la integral.
- Para suprimir pequeños errores IAE es mejor que ISE ya que al elevar al cuadrado pequeños números (<1) estos se hacen incluso menores.
- Para suprimir errores que persisten en el tiempo el criterio ITAE es el óptimo ya que la presencia del tiempo dentro de la integral amplifica el error, aunque este sea pequeño.

Figura 18. Comportamiento de la integral del error. **Fuente.** Adaptado de J. Diazgranados Nowacki, 2017.



Los criterios basados en respuesta dinámica, mediante este se especifica de antemano la forma de respuesta dinámica y se sintoniza el controlador para que el lazo cerrado responda de la forma predeterminada, (se suelen especificar los polos

dominantes en lazo cerrado). De todas formas, se obtendrán diseños de controlador diferentes en función de tres aspectos:

- Criterio elegido (ISE, IAE, ITAE).
- Tipo de respuesta en lazo cerrado
- Tipo de entrada

2.2.8.3. Métodos de sintonización de controladores PID. El proceso de sintonización de controladores se puede llevar a cabo bien de manera rigurosa con modelos detallados de proceso o bien con la utilización de modelos aproximados de proceso sin necesidad de tener en cuenta de forma estricta los pormenores del sistema. Existen métodos de sintonización de controladores sin modelo, entre los que destacan el modelo de sintonización en lazo cerrado de Ziegler Nichols que se puede implementar de forma totalmente experimental.

A continuación, se verán algunos métodos de sintonización de controladores que utilizan bien modelos aproximados del proceso a sistemas de primer orden con tiempo muerto, bien otro tipo de modelos más ajustados a la realidad en el dominio de Laplace o de la frecuencia.

2.2.9.3.1. Métodos basados en modelos aproximados.

Cuadro 2. Método de ajuste de Cohen Coon. (Process reaction curve method).

Fuente. Adaptado de J. Diazgranados Nowacki, 2017.

Controlador	Parámetros	Cohen-Coon
P	K_c	$\frac{1}{K} \frac{\tau}{\theta} \left[1 + \frac{\theta}{3\tau} \right]$
PI	K_c	$\frac{1}{K} \frac{\tau}{\theta} \left[0.9 + \frac{\theta}{12\tau} \right]$
	τ_I	$\frac{\theta \left[30 + 3 \left(\frac{\theta}{\tau} \right) \right]}{9 + 20 \left(\frac{\theta}{\tau} \right)}$
PID	K_c	$\frac{1}{K} \frac{\tau}{\theta} \left[\frac{16\tau + 30}{12\tau} \right]$
	τ_I	$\frac{\theta \left[32 + 6 \left(\frac{\theta}{\tau} \right) \right]}{13 + 8 \left(\frac{\theta}{\tau} \right)}$
	τ_D	$\frac{4\theta}{11 + 2 \left(\frac{\theta}{\tau} \right)}$

Se basa en ajustar la curva de respuesta del proceso (elemento final, proceso en sí y elemento sensor medidor) a un sistema de primer orden con tiempo muerto.

Cohen-Coon basándose en diferentes criterios de optimización (1/4 decay ratio, mínimo offset, ISE) propuso las anteriores relaciones.

Cuadro 3. Método de ajuste de Ziegler-Nichols de lazo abierto. **Fuente.** Adaptado de J. Diazgranados Nowacki, 2017.

Controlador	K_c	τ_I	τ_D
P	$\frac{1}{K} \frac{\tau}{\theta}$	---	---
PI	$\frac{0.9}{K} \frac{\tau}{\theta}$	3.33 θ	---
PID	$\frac{1.2}{K} \frac{\tau}{\theta}$	2 θ	0.5 θ

Similar al anterior, y basándose en el decay ratio $\frac{1}{4}$, Ziegler y Nichols propusieron las anteriores reglas de sintonización. Smith y Corripio recomiendan utilizar este método sólo cuando el cociente tiempo muerto/constante de tiempo se sitúe en el rango 0.1-1.0.

Cuadro 4. Correlaciones para cambios en consigna o perturbación (Método Smith). **Fuente.** Adaptado de J. Diazgranados Nowacki, 2017.

	Integral del error		
	IAE	IAET	
$K_c = \frac{a_1}{K} \left(\frac{t_m}{\tau}\right)^{b_1}$	$a_1 = 0.758$	0.586	
	$b_1 = -0.861$	-0.916	
$\tau_I = \frac{\tau}{a_2 + b_2 \left(\frac{t_m}{\tau}\right)}$	$a_2 = 1.02$	1.03	
	$b_2 = -0.323$	-0.165	
$K_c = \frac{a_1}{K} \left(\frac{t_m}{\tau}\right)^{b_1}$	$a_1 = 1.086$	0.965	
	$b_1 = -0.869$	-0.855	
$\tau_I = \frac{\tau}{a_2 + b_2 \left(\frac{t_m}{\tau}\right)}$	$a_2 = 0.740$	0.796	
	$b_2 = -0.130$	-0.147	
$K_c = a_3 \tau \left(\frac{t_m}{\tau}\right)^{b_3}$	$a_3 = 0.348$	0.308	
	$b_3 = 0.914$	0.9292	
	ICE	IAE	IAET
$K_c = \frac{a}{K} \left(\frac{t_m}{\tau}\right)^b$	$a = 1.411$	0.902	0.490
	$b = -0.917$	-0.985	-1.084
$K_c = \frac{a_1}{K} \left(\frac{t_m}{\tau}\right)^{b_1}$ $\tau_I = \frac{\tau}{a_2} \left(\frac{t_m}{\tau}\right)^{b_2}$	$a_1 = 1.411$	0.984	0.859
	$b_1 = 1.411$	-0.986	-0.977
	$a_2 = 1.411$	0.608	0.674
	$b_2 = 1.411$	0.707	0.680
	$a_1 = 1.435$	1.435	1.357

$Kc = \frac{a1}{K} \left(\frac{t_m}{\tau}\right)^{b1}$	$b1 = -0.945$	-0.921	-0.947
	$a2 = 1.101$	0.878	0.842
	$b2 = 0.771$	0.749	0.738
$\tau_I = \frac{a_2 + b_2 \left(\frac{t_m}{\tau}\right)}{a_3}$	$a3 = 0.560$	0.482	0.381
	$b3 = 1.006$	1.137	0.995
$\tau_D = a_3 \tau \left(\frac{t_m}{\tau}\right)^{b3}$			

Smith y colaboradores han desarrollado varias correlaciones para la sintonización de controladores PID basándose en la minimización de la integral del error. Al igual que en el caso anterior se recomienda usarlas sólo cuando el cociente tiempo muerto/constante de tiempo se sitúe en el rango 0.1-1.0.

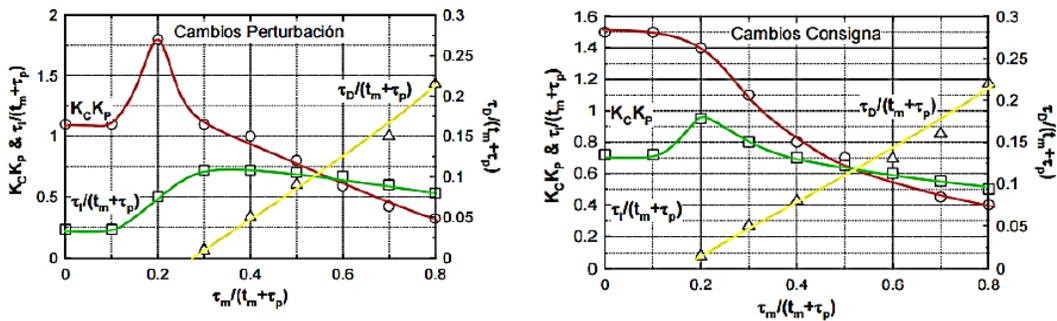
Ciancone, por su parte, obtuvo correlaciones diferentes para cambios en el punto de consigna y en la perturbación. Las premisas en las que se basó fueron las siguientes:

- Errores de +25% en los parámetros del modelo
- Modelo simple de primer orden con tiempo muerto.
- Minimización del índice IAE en la respuesta a un escalón.
- Restricciones en la variación de la variable manipulada.
- Controlador PID no interactivo con la acción derivativa sobre la variable de proceso a controlar.

$$m(t) = \bar{m}(t) + Kc \left(e(t) + \frac{1}{\tau_I} \int e(t) dt + \tau_D \frac{dy_m(t)}{dt} \right) \quad (\text{Ec. 8})$$

Para tener en cuenta la aproximación al comportamiento real, los parámetros de sintonización del controlador son los que minimizan la suma de los tres IAE obtenidos con tres conjuntos de parámetros: los nominales, y los incrementados y disminuidos un 25%. Las correlaciones de Ciancone para un PID se muestran en la figura 19. Estas correlaciones deben utilizarse en el rango $0.1 < t_m/(t_m + \tau_p) < 1.0$.

Figura 19. Correlaciones de Ciancone para un PID. Fuente. Adoptado de J. Diazgranados Nowacki, 2017.



Es posible desarrollar reglas de sintonización de controladores PID basados en una trayectoria preconcebida de la respuesta en lazo cerrado. En este caso la sintonización del controlador viene determinada porque la salida será un sistema de primer orden con tiempo muerto, siendo τ_I la constante de tiempo de la salida y el tiempo muerto igual al del modelo de proceso. Las reglas de sintonización son:

Este método es un caso particular del método de sintonización directa basado en modelos rigurosos.

Cuadro 5. Sintonización por síntesis directa. **Fuente.** Adoptado de J. Diazgranados Nowacki, 2017.

	Kc	τ_I	τ_D
PI	$\frac{\tau}{K(\tau_r + t_m)}$	τ	
PID	$\frac{2\tau + t_m}{K(\tau_r + t_m)}$	$\tau + \frac{t_m}{2}$	$\frac{\tau t_m}{2\tau + t_m}$

Otro de los métodos es del modelo de control interno, el fundamento es similar al método de sintonización de síntesis directa. En este caso es necesario un parámetro de filtro lambda que considera la constante de tiempo en lazo cerrado del sistema. Las reglas de sintonización son:

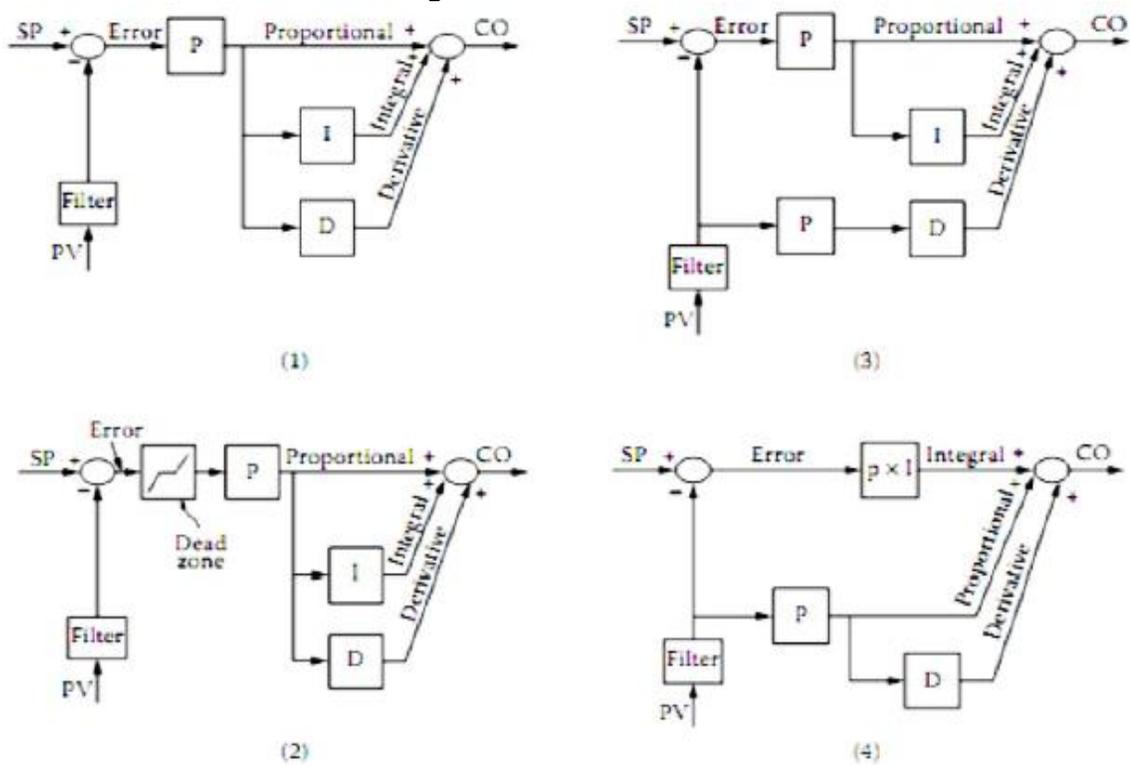
Cuadro 6. Sintonía mediante modelo interno de control. **Fuente.** Adaptado de J. Diazgranados Nowacki, 2017.

	Valor recomendado de λ (siempre > 0.2t)	Kc	τ_I	τ_D
PI	$\frac{\lambda}{t_m} > 1.7$	$\frac{\tau}{K\lambda}$	τ	
PI mejorada	$\frac{\lambda}{t_m} > 1.7$	$\frac{2\tau + t_m}{2K\lambda}$	$\tau + \frac{t_m}{2}$	
PID	$\frac{\lambda}{t_m} > 0.25$	$\frac{2\tau + t_m}{2K(\lambda + t_m)}$	$\tau + \frac{t_m}{2}$	$\frac{\tau t_m}{2\tau + t_m}$

2.2.8.4. Configuraciones de algoritmos PID. La principal ventaja de las computadoras es la velocidad y conveniencia con la que pueden seleccionar y cambiar al mejor algoritmo PID para hacer frente a las dinámicas del proceso

controlado. Las figuras siguientes muestran las configuraciones básicas de PID que un DCS puede seleccionar y cambiar automáticamente o con la aprobación del operador. De la figura, la configuración 1 es el algoritmo PID clásico ISA, donde los tres modos (P, I y D) actúan con el error, donde es la diferencia entre la variable de proceso (PV) y el setpoint (SP). La configuración 2 es la mejor selección cuando es deseable reducir la frecuencia en los cambios en la salida del controlador. Este algoritmo es aplicado incluso para incrementar la expectativa de vida de la válvula de control, y el error se considera igual a cero siempre y cuando este dentro de una banda muerta predeterminada.

Figura 20. Configuraciones de algoritmos PID (a). **Fuente.** Adaptado de J. Diazgranados Nowacki, 2017.

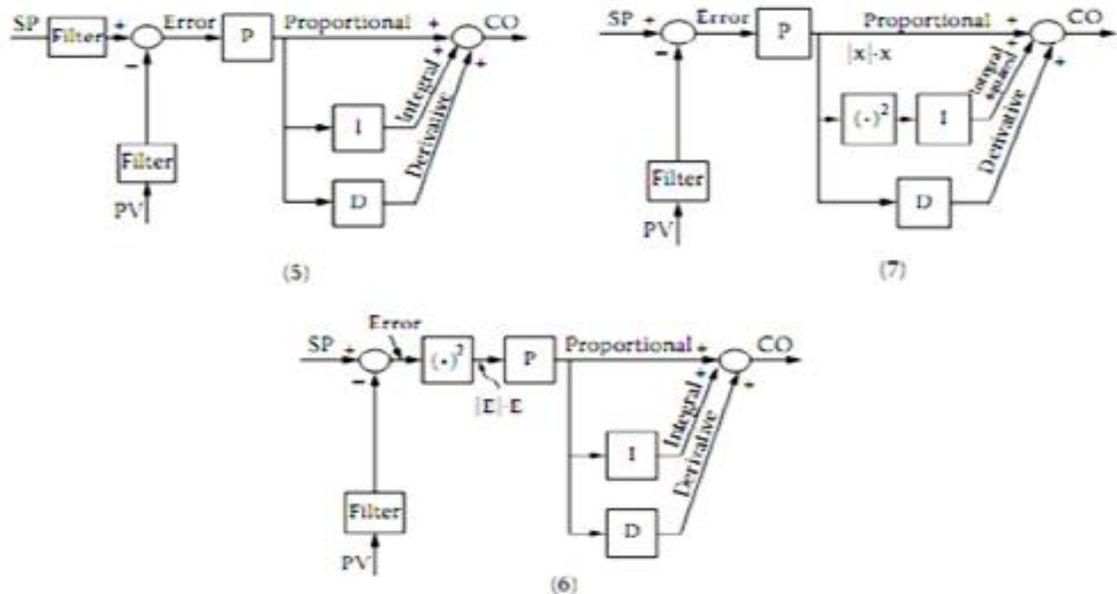


Las configuraciones 3 y 4 dan diferentes opciones, si los modos de control deberían actuar sobre el error o solamente sobre la variable de proceso. Respecto a los esclavos en configuración cascada, la opción 3 debería ser usada para todos los controladores que tengan modo derivativo dado que no hay ventajas de usar la acción D sobre los cambios de setpoint. Si uno desea eliminar completamente el sobre impulso entre los cambios de setpoint, deberíamos usar la opción 4, donde P y D solamente actúan solamente sobre PV.

Si el setpoint del lazo de control es cambiado frecuentemente, es recomendable filtrar el setpoint como en la configuración 5. Esto reducirá el sobre impulso (overshoot) al cambio de P. En la configuración 6 el controlador responde al

cuadrado del error, lo cual es deseable en el control de sobre incrementos de nivel, donde queremos operar cerca del estado estacionario, pero con acción correctiva agresiva ante errores grandes. En la configuración 7 solo la integral se eleva al cuadrado, lo cual es bueno para variables de proceso con tiempo muerto [2].

Figura 21. Configuraciones de algoritmos PID (b). **Fuente.** Adaptado de J. Diazgranados Nowacki, 2017.



2.2.9. Microsoft Excel. Microsoft Excel es una hoja de cálculo, en la cual se pueden insertar valores numéricos o datos en las filas o columnas, y posteriormente, utilizar estas entradas numéricas para fines tales como cálculos, gráficos y análisis estadístico. Además, puede ser muy útil para las actividades estudiantiles interactivas, conferencias interactivas, incluso para la elaboración de materiales para la clase. Algunos ejemplos de la utilización de hojas de cálculo de Microsoft Excel son relevantes para la educación científica son:

- El uso de Excel como una calculadora para explorar lo que las ecuaciones matemáticas pueden decirnos sobre cómo el mundo real funciona para las condiciones de entrada específicos o para un rango de valores posibles. La calculadora puede ser preconstruido con un enfoque en la exploración o estudiantes estudiante puede ser guiado para construir sus propias calculadoras y luego explorar. La primera opción ahorra tiempo, pero la segunda opción prepara a los estudiantes a utilizar Excel para sus propios proyectos y actividades futuras.
- Mostrar gráficamente las ecuaciones (modelos analíticos) y los datos reales.
- La obtención de soluciones numéricas a modelos más complejos matemáticamente.

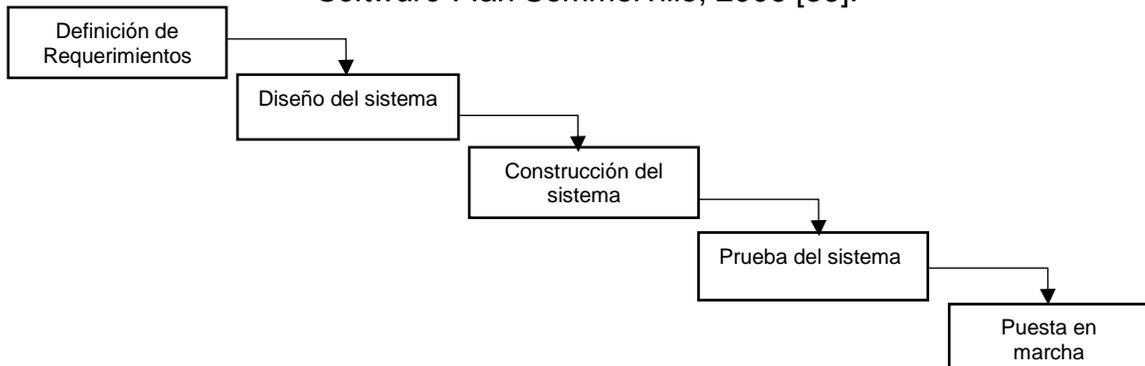
- Gráficamente la comparación de los resultados de un modelo y observaciones.
- El análisis estadístico incluyendo media, desviación estándar, barras de error en los gráficos, lineal y ajustes polinómicos, análisis multivariante, etc.
- El análisis espectral (Fast Fourier Transforms).
- Viendo histogramas de resultados de los alumnos o respuesta de los estudiantes a los exámenes o preguntas.

2.2.9.1. Visual basic for applications (VBA) en Microsoft Excel. Las aplicaciones de Office, como Excel, tienen Visual Basic para Aplicaciones (VBA), un lenguaje de programación que brinda la posibilidad de ampliar dichas aplicaciones. VBA funciona mediante la ejecución de *macros*, procedimientos paso a paso escritos en Visual Basic, por ende, la razón más frecuente por la cual se usa VBA en Excel es para automatizar tareas repetitivas.

No obstante, VBA no es útil solo para tareas repetitivas. También puede usar VBA para crear nuevas funcionalidades en Excel (por ejemplo, puede desarrollar nuevos algoritmos para analizar datos y, a continuación, usar las funcionalidades de gráficos de Excel para mostrar los resultados) y realizar tareas que integren Excel con otras aplicaciones de Office, como Microsoft Access 2010. De hecho, de todas las aplicaciones de Office, Excel es la más usada como algo similar a una plataforma de desarrollo general. Además de todas las tareas obvias que implican listas y contabilidad, los programadores usan Excel en una amplia variedad de tareas, desde visualización de datos hasta prototipos de software.

2.2.10. Metodología Framework Lineal. Para alcanzar el objetivo general es necesario lograr los objetivos parciales que se listaron con anterioridad. Es por eso que para llevar a cabo dichos objetivos parciales se adoptará una metodología basada en el método de cascada (*también conocido como Framework Lineal*). Los orígenes del modelo se remontan a la década de los setenta, y no es más que la implementación de actividades secuenciales, planificadas y estructuradas con anterioridad. Aquí, se pueden observar distintas fases como son la fase de especificación, de la de desarrollo y, la de pruebas. Es, seguramente, la metodología más extendida y utilizada. Este modelo se basa fuertemente en que cada detalle de los requisitos se conoce de antemano, previo de comenzar la fase de codificación o desarrollo, y asume, además, que no existirán cambios significativos en los mismos a lo largo del ciclo de vida del desarrollo [35].

Figura 22. Método de cascado o ciclo de vida del software. **Fuente.** “Ingeniería del Software”. Ian Sommerville, 2006 [36].



Se le conoce así gracias a la cascada de una fase a otra, aunque también es conocido como ciclo de vida del software. En ese sentido, se explican las fases dentro de este diseño según:

Fase	Descripción
1. Análisis y definición de requerimientos	Se destacan y analizan las necesidades de los usuarios hasta definir los objetivos de una solución viable cuyos beneficios justifican la realización del desarrollo de software
2. Diseño del sistema	Con base a los objetivos sintetizados en la fase inicial, se analizan posibles alternativas de solución hasta que definen y especifican los requerimientos del sistema de software por desarrollar.
3. Construcción del sistema	Se codifican los módulos o componentes que el diseño del sistema de software describe, y se integran hasta obtener una representación ejecutable del mismo,
4. Pruebas de software	Se verifica que cada componente del sistema de software realice su objetivo apropiadamente, y se valida que las funciones que realiza cumplen con los requerimientos del sistema.
5. Puesta en marcha	Se instala el sistema de software a los usuarios y se deja el sistema operando. El mantenimiento implica corregir errores no descubiertos en las etapas anteriores del ciclo de vida, mejorar la implementación de las unidades del sistema y resaltar los servicios del sistema una vez que se descubren nuevos requerimientos.

2.3. MARCO LEGAL

El uso del software de Microsoft Excel está sujeto a los términos y condiciones de contrato de licencia con el que se ha adquirido el software. Este programa está protegido por las leyes de derechos de autor y otros tratados internacionales. La reproducción o distribución no autorizadas de este programa o de cualquier parte del mismo está penada por la ley con severas sanciones civiles y penales y será objeto de todas las acciones judiciales que correspondan.

Usted puede vender una hoja de cálculo, base de datos, o de la cubierta de PowerPoint usted hizo utilizando el software de Microsoft. La hoja de cálculo, base

de datos, o de la cubierta de PowerPoint deben crearse mediante software legítimo, con licencia Microsoft.

RESOLUCIÓN DE RECTORIA GENERAL N° 326 DEL 12 DE AGOSTO DE 2013
Por la cual se promulga el reglamento de propiedad intelectual de la Universidad de San Buenaventura.

ARTÍCULO 11. Producción de los estudiantes. Pertenecen al estudiante, los derechos de autor sobre la producción intelectual que realice personalmente o con la orientación de un asesor, tutor o director, nombrado o autorizado por la Universidad en desarrollo de actividades académicas, tales como proyectos de investigación, trabajos de grado, trabajos de investigación o tesis. Pertenecen a la Universidad, los derechos patrimoniales de autor sobre la producción intelectual cuando son los asesores, tutores o directores los encargados de formularla, orientarla y acompañarla hasta su culminación, articulada a las líneas y grupos de investigación, mediante los proyectos de investigación internos o externos, a los cuales se adhiere libremente el estudiante mediante convocatoria pública o invitación directa del investigador principal. En estos dos eventos, deberá quedar constancia por escrito con la firma de los interesados. [37]

2.4. MARCO CONCEPTUAL

ACCIÓN CORRECTORA: Es la variación en la variable manipulada iniciada por el controlador al producirse un error. Es la suma de los efectos correctores individuales debidos a las acciones del control (proporcional, integral y derivativo).

ACCIÓN PROPORCIONAL: Es la parte de la acción correctora en la que existe una relación lineal continua entre el valor de la variable controlada y la posición del elemento final de control.

ACCIÓN INTEGRAL: Es la parte de la acción correctora en la que existe una relación entre una función integral de la variable controlada y la posición del elemento final de control. Esta acción modifica la posición del elemento final de control integrando el error entre la variable controlada y su Set Point.

ACCIÓN DERIVATIVA: Es la parte de la acción correctora en la que existe una relación entre una función derivada de la variable controlada y la posición del elemento final de control. Solo se modifica la posición del elemento final si existen cambios en la variable controlada, independientemente del valor del Set Point.

BANDA PROPORCIONAL: Se refiere al error (expresado en porcentaje de rango de la variable que se controla) que se requiere para llevar la salida del controlador del valor más bajo hasta el más alto.

CONSTANTE DE TIEMPO: Es el tiempo necesario para que la salida alcance el 63,2% de su variación total.

CONTROL FEEDFORWARD: El elemento de control responde al cambio de comando o a la perturbación medida de una manera predefinida. Un controlador feedforward puede reaccionar antes de que el efecto de la perturbación aparezca en la salida de la lectura de la variable de proceso.

CONTROLADOR: El elemento en un circuito cerrado de control de proceso que evalúa cualquier error de la variable medida e inicia la acción correctiva cambiando la variable manipulada.

CONTROLADORES PID: Control proporcional con acción integral y derivada, donde la señal de realimentación es directamente proporcional a la señal de error, pero el error se reduce aún más y tiene un tiempo de respuesta más rápido debido a la acción integral y derivada.

ERROR: Es la diferencia que hay entre el valor indicado y el valor real, lo cual indica la precisión de un instrumento o dispositivo. La precisión se determina comparando una lectura indicada con la de un estándar conocido.

GANANCIA: Nos dice cuánto cambia una variable de salida por unidad de cambio en la entrada.

MODELO MATEMÁTICO: Un sistema donde todos los comportamientos u opciones se pueden simular por medio de ecuaciones matemáticas cuyas variables están previamente establecidas de acuerdo a lo que se quiere contemplar. Te permiten obtener resultados en base a experiencias anteriores o a estadística. Se utiliza en pronósticos (de demanda, ventas), en control de inventarios, de calidad, muestre). Hay que rescatar que todo modelo matemático sufre de error cuando se compara con la realidad, pues siempre será un cálculo y factores externos que no permitan la exactitud.

OFFSET: Se refiere al extremo inferior del rango operativo de una señal. Cuando se realiza un ajuste de desplazamiento, la salida del transductor se ajusta para dar la salida mínima (normalmente cero) cuando el valor de la señal de entrada es un mínimo.

OVERSHOOT: La sobre-corrección de la variable medida en un lazo cerrado de control.

SENSORES: Son dispositivos que detectan una variable y dan una salida (por ejemplo, mecánica, eléctrica) que está relacionada con la amplitud de la variable.

SET POINT: El valor de referencia para una variable controlada en un circuito de control de proceso.

SPAN: Hace referencia al intervalo de la señal (es decir, desde la deflexión de cero a la escala completa). El ajuste del Span (o ganancia del sistema) ajusta el límite superior del transductor con la entrada de señal máxima. Normalmente hay alguna interacción entre offset y Span. El offset debe ser ajustado primero, y luego el Span.

TIEMPO MUERTO: Es el intervalo de tiempo transcurrido desde que se produce un cambio en alguna variable de entrada al proceso hasta que se empieza a percibir por el dispositivo de medición.

VARIABLE MANIPULADA: La variable controlada por un actuador para corregir los cambios en la variable medida.

VARIABLE CONTROLADA: La variable medida para indicar la condición de la salida del proceso.

3. DISEÑO METODOLÓGICO

3.1. METODOLOGÍA PARA EL DISEÑO Y DESARROLLO DEL SIMULADOR.

Las metodologías para el desarrollo de software funcionan como guía durante la ejecución de los procesos, y aunque no se ha establecido un modelo definitivo, todos buscan que durante el desarrollo de un sistema de software se satisfagan los requerimientos, se ejecute durante tiempos establecidos, que opere de manera exitosa y, finalmente que sea posible el mantenimiento de estos mismos.

La principal fase de la metodología en cascada que se aborda es la definición y análisis de los requerimientos. Esta etapa permitirá evaluar el cumplimiento de los objetivos para los que ha sido diseñado el software, una vez haya sido terminado. En este análisis se aprecia el reconocimiento del problema, donde se identifica la necesidad de un medio que permita realizar estudios de control automático de procesos como elemento básico.

Posteriormente, en la fase de diseño del sistema se establecen posibles soluciones a los requisitos definidos, donde la principal propuesta es Microsoft Excel como programa base, ya que se puede utilizar para manipular, analizar y presentar datos. Asimismo, la interfaz de usuario que se propone como solución ofrece un amplio conjunto de características, debido a que se utiliza lenguaje de programación Visual Basic for Application (VBA) para brindar la posibilidad de ampliar las aplicaciones, facilitar el trabajo y permitir ejecutar actividades personalizadas de forma automática que antes se creían imposibles de realizar. Primero se procede con un diseño preliminar de las interfaces y posteriormente se van realizando nuevos diseños, en detalle, con diferentes niveles de abstracción. El mejor método es llevarlo a cabo de manera modular, para así seccionar el programa en partes manejables. Es imperativo tener en cuenta la naturaleza de los procesos que se desean simular y controlar dentro del sistema de software. Ahora bien, el modelamiento matemático de un proceso es una herramienta que se puede utilizar para resolver preguntas acerca de un sistema, sin la necesidad de llevar a cabo la construcción física del sistema ya que dicho modelo puede ser integrado en un programa informático para calcular o determinar matemáticamente el comportamiento del sistema, a través de la resolución de ecuaciones que lo describan, que generalmente son balances de materia y energía. Esto es así debido a que en ocasiones es inapropiado o imposible realizar un experimento ya que resulta demasiado costoso o demasiado peligroso.

Durante la tercera fase se realiza la tarea de programación en el entorno Visual Basic for Application (VBA), es decir, llevar al código ejecutable todo lo que se diseña en la fase anterior, esto incluye la codificación de las técnicas de sintonización de lazos de control. Cabe resaltar que esta fase también se lleva a cabo de manera modular, por ende, a medida que se van programando los módulos se ejecuta la tarea de depuración del código, que no es más que la corrección de errores funcionales que se presenten durante la codificación.

La fase final de puesta en marcha, está compuesta de dos sub-fases: una de prueba, en la que se comprueba que el software ejecute correctamente las tareas indicadas a nivel modular y de forma integrada. La otra sub-fase corresponde al mantenimiento, donde se realizan actividades como mantenimiento correctivo, mejoras de la funcionalidad del software y satisfacción de nuevos requisitos.

3.2. TIPO DE INVESTIGACIÓN

La presente investigación que se lleva a cabo en este trabajo de grado es de tipo aplicada, la cual es entendida como la utilización de los conocimientos en la práctica, para aplicarlos en provecho de los grupos que participan en esos procesos y en la sociedad en general, además del bagaje de nuevos conocimientos que enriquecen la disciplina, es decir, que se caracteriza porque busca la aplicación o utilización de los conocimientos adquiridos, a la vez que se adquieren otros, después de implementar y sistematizar la práctica basada en investigación. El uso del conocimiento y los resultados de investigación que da como resultado una forma rigurosa, organizada y sistemática de conocer la realidad [38].

En aras de que se tenga una mejor conceptualización de lo que se ha expuesto como “investigación aplicada”, es imperativo exponer algunas de las ideas de Padrón al respecto, quien establece que esta investigación está relacionada a aquel tipo de estudios científicos orientados a resolver problemas de la vida cotidiana o a controlar situaciones prácticas, haciendo dos distinciones:

- a) La que incluye cualquier esfuerzo sistemático y socializado por resolver problemas o intervenir situaciones.
- b) La que sólo considera los estudios que explotan teorías científicas previamente validadas, para la solución de problemas prácticos y el control de situaciones de la vida cotidiana.

En ese sentido, se concibe como investigación aplicada tanto la innovación técnica, artesanal e industrial como la propiamente científica [39].

3.3. DISEÑO ADOPTADO

Se adopta un diseño experimental para el presente trabajo de grado, ya que es un esquema de cómo realizar un experimento. El objetivo fundamental de los diseños experimentales radica en el determinar si existe una diferencia significativa entre los diferentes tratamientos del experimento y en caso que la respuesta es afirmativa, cuál sería la magnitud de esta diferencia. Una segunda meta de los diseños experimentales es verificar la existencia de una tendencia derivado del análisis de los datos del experimento. La diferencia principal entre los diseños experimentales radica en la forma en que se agrupan o clasifican las unidades experimentales [40].

Según Sampieri et al. un diseño experimental hace referencia a “un estudio en el cual se manipulan intencionalmente una o más variables independientes (supuestas causas-antecedentes), para analizar las consecuencias que la manipulación tiene sobre una o más variables dependientes (supuestos efectos-consecuentes), dentro de una situación de control para el investigador” [41].

3.4. ENFOQUE ADOPTADO

Se adoptó un enfoque mixto para este trabajo de grado, porque para el desarrollo de este trabajo de grado se implica la resolución de modelos matemáticos, para que muestren el comportamiento real aproximado de diferentes procesos (reactor con agitación continua y refrigeración (automatizado), tambor flash y tanque de llenado vaciado por gravedad)) y a su vez permitan establecer los sistemas de control necesarios. Los modelos matemáticos se admiten a través de la validación de patrones de comportamiento, que en este caso es la forma en la que responde el sistema de control ante cambios en la variable controlada. De acuerdo a esto, se miden las variables en un determinado contexto, se analizan las mediciones obtenidas (con frecuencia utilizando métodos estadísticos), y se establece una serie de conclusiones respecto de la(s) hipótesis, es decir, que el enfoque cuantitativo usa la recolección de datos para probar hipótesis, con base en la medición numérica y el análisis estadístico, para establecer patrones de comportamiento y probar teorías [42].

Por otro lado, el enfoque cualitativo tiene su aporte relevante recoge la información basada en la observación de comportamientos naturales o respuestas abiertas de los grupos de investigación para la posterior interpretación de significados. Este enfoque está dirigido por áreas o temas significativos de la investigación, y es capaz de generar preguntas e hipótesis antes, durante o después de la recolección y el análisis de los datos. Con frecuencia, estas actividades sirven, primero, para descubrir cuáles son las preguntas de investigación más importantes y después, para refinarlas y responderlas.

3.5. RECOLECCIÓN DE INFORMACIÓN

3.5.1. Fuentes Primarias. A través de la recolección de datos se pudo obtener los antecedentes investigativos, que pueden ser considerados como información principal requerida para fundamentación del marco de referencia, tal como lo es “Modelado, simulación y control de un reactor en la producción de Cloruro de Aluminio”, el cual fue obtenido a través de una revisión de la bibliografía web, donde principalmente los resultados obtenidos fueron artículos, publicaciones y tesis de grados. Para validar los antecedentes, se hizo necesaria la búsqueda de artículos científicos en las revistas indexadas y bases de datos con las que cuenta la Universidad de San Buenaventura (EngineeringVillage, ScienceDirect, EBooks, Scopus, SpringerBooks, etc.). Los trabajos encontrados en las bases de datos,

fueron útiles para para complementar la base teórica y justificar el presente trabajo de grado.

3.5.2. Fuentes Secundarias. Otras fuentes secundarias fueron libros en físico y digitales, tesis de maestrías, trabajos de grado y artículos científicos, que brindaran las bases para la resolución de los modelos matemáticos de un reactor con agitación continua, un tanque de llenado vaciado por gravedad y un tambor flash; al igual se utilizaron para establecer las configuraciones recomendadas de los lazos de control en estos equipos utilizados en el campo de la Ingeniería Química.

Finalmente, debido a la necesidad de realizar el software interactivo, se seleccionó un entorno de programación para desarrollar los modelos y simulaciones, el programa elegido fue Microsoft Excel teniendo en cuenta el lenguaje de programación Visual Basic for Applications (VBA), basándose en que cumpliera ciertos objetivos como ser un software libre, resolver modelos matemáticos y poseer herramientas para el desarrollo de representaciones gráficas de procesos.

3.6. HIPÓTESIS

(H₁) El desarrollo de un programa de control automático de procesos y su posterior implementación podría ser llevado a cabo en el lenguaje Visual Basic for Applications (VBA) en Microsoft Excel, para ser utilizado en un laboratorio control y simulación de procesos.

(H₀) El desarrollo de un programa de control automático de procesos y su posterior implementación no podría ser llevado a cabo en el lenguaje Visual Basic for Applications (VBA) en Microsoft Excel, para ser utilizado en un laboratorio de control y simulación de procesos.

3.7. VARIABLES

Variable Independiente: Sistema de lazos de control de cada uno de los equipos que se desea intervenir.

Variable Dependiente: Programa de control automático de procesos.

3.8. OPERACIONALIZACIÓN DE VARIABLES

La forma operacional de las variables implicadas en el presente trabajo de grado se muestra en el siguiente cuadro.

Cuadro 7. Operacionalización de variables. **Fuente.** Los autores.

TIPO DE VARIABLE	VARIABLE	DEFINICIÓN	DIMENSIÓN	INDICADOR
Variable independiente	Sistema de Lazos de Control	Conjunto de instrumentos, conectados, configurados, calibrados y sintonizados, con la función de controlar un proceso.	Modelamiento matemático	Representación del comportamiento real idealizado de los procesos utilizados.
Variable dependiente	Programa de Control Automático de Procesos	Codificación lógica de procesos ingenieriles que se utilizan para la instrucción, formación o enseñanza, mediante una interfaz.	Sintonía Aspectos didácticos Aspectos físicos	Método de ajuste de parámetros
				Navegabilidad
				Funcionalidad
				Pertinencia con el contenido científico
				Adecuación al nivel de usuarios
Eficiencia				

3.9. PROCESAMIENTO DE LA INFORMACIÓN

El procesamiento de la información que se llevó a cabo durante un periodo de aproximadamente 12 meses, en donde principalmente se realizó una recolección de fundamentos teóricos sobre control de procesos y sobre una herramienta de computación que presentara todos los requisitos establecidos en la primera fase para el desarrollo de un simulador de control automático de procesos, como los aspectos acerca del entorno de programación, su capacidad matemática, las formas utilizadas de programación y todas las características gráficas que ofrecía.

4. RESULTADOS

En esta sección se establece el diseño y desarrollo de un simulador de control automático de procesos siguiendo una lógica lineal de desarrollo, que va desde la planeación hasta la puesta en marcha de este mismo.

Durante la primera fase del desarrollo ha sido posible manifestar los requisitos con los que debe contar el sistema de software a partir de las necesidades de los usuarios. Estas se enlistan a continuación:

Cuadro 8. Requisitos del software. **Fuente.** Los autores

ITEM	REQUISITO
1	El simulador de control automático de procesos debe permitir, mediante controladores PID, que el proceso se comporte de manera deseada.
2	La interfaz de usuario del Tambor de Separación Flash debe permitir ajustar los parámetros de control a través de técnicas de sintonización.
3	La interfaz de usuario del reactor CSTR debe permitir modificar el flujo y concentración de entrada del reactante.
4	El reactor CSTR debe permitir el control de procesos de manera manual y automática, ajustando las aperturas de las válvulas de salida de producto y entrada de refrigerante.
5	Con los simuladores de control automático se podrá comprobar los modelos e identificar cambios en las variables mediante la representación gráfica de los procesos.
6	Los simuladores de control automático deben permitir observar en tiempo real el comportamiento del sistema.
7	Los simuladores de control automático deben permitir a los usuarios guardar los datos operativos que hayan sido simulados.

Teniendo en cuenta los anteriores requerimientos, es necesario contar con los siguientes requerimientos técnicos para el buen funcionamiento de los simuladores:

Hardware requerido:

- Procesador Intel Core i3-3200U o superior.
- 2GB de memoria RAM o superior.

Software requerido:

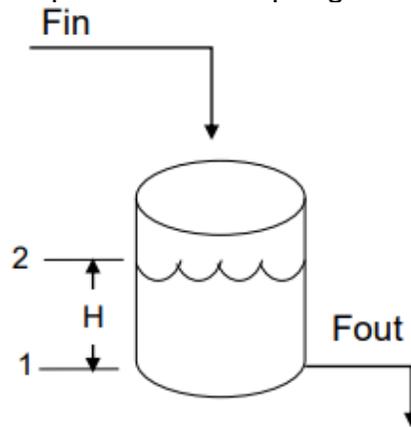
- Sistema operativo Windows 7 o superior.
- Microsoft Office 2007 o superior.

4.1. MODELAMIENTO MATEMÁTICO

4.1.1. Tanque Drenado por Gravedad.

Se procede para obtener un modelo matemático que permita predecir el nivel “H” y el caudal de salida “Fout” para un tanque de área transversal “A” que es drenado por gravedad por el fondo del tanque a través de un agujero de área transversal “a”. Se supone que el líquido es incompresible y se desprecian las pérdidas por fricción.

Figura 23. Esquema de tanque de drenado por gravedad. **Fuente.** *Los autores.*



Inicialmente, se presenta un balance de materia:

$$F_{in} \cdot \rho - F_{out} \cdot \rho = \frac{d(A \cdot H \cdot \rho)}{dt} \quad (\text{Ec. 9})$$

Luego de aplicar un balance de energía mecánica en forma de Bernoulli, teniendo como referencia 1, el orificio en el fondo del tanque (donde la altura es igual a 0) y 2, la altura alcanzada por el líquido dentro del tanque (donde se considera que la velocidad es despreciable), se obtiene que:

$$V_{out} = \sqrt{2gH} \quad (\text{Ec. 10})$$

Al final, se obtiene una ecuación donde

$$A \frac{dH}{dt} = F_{in} - a \cdot \sqrt{2gH} \quad (\text{Ec. 11})$$

La solución de esta última ecuación diferencial permite predecir el comportamiento dinámico de H a través del tiempo cuando ocurren perturbaciones en el caudal de entrada. Y para obtener resultados cuantitativos a partir de este modelo se debe resolver numéricamente la última ecuación diferencial; para lo cual debemos determinar las condiciones iniciales del sistema. A partir de la ecuación anterior se

puede afirmar que cuando el sistema se encuentra en estado estable ($t < 0$) el término correspondiente a la derivada se hace cero, por lo tanto:

$$H = \left(\frac{F_{In}}{a \cdot \sqrt{2g}} \right)^2 \quad (\text{Ec. 12})$$

Cuadro 9. Análisis dimensional Tanque de Drenado por Gravedad. **Fuente.** Los autores.

V	Volumen de líquido almacenado en el tanque	m ³
H	Nivel del líquido	m
A	Área del tanque	m ²
<i>a</i>	Área del orificio	m ²
<i>F_{In}</i>	Flujo de entrada	m ³ /s
<i>F</i>	Flujo de salida	m ³ /s
<i>ρ</i>	Densidad del líquido	Kg/m ³
<i>g</i>	Fuerza gravitacional	m/s ²

4.1.2. Reactor CSTR con Refrigeración.

Basados en la Integración de los Sistemas de Control por Retroalimentación y Seguridad, de Zhang y Wu, se lleva a cabo la propuesta de un simulador de control automático para un reactor CSTR que opera de manera continua, con permanente entrada de reactante y salida de producto. El modelo considera que el sistema ya está en operación, es decir que las fases de arranque y parada no son tomadas en cuenta para este estudio. Por tal razón, se parte del punto en que la mezcla ya ha alcanzado un nivel de temperatura para el cual la reacción genera calor (reacción exotérmica). Luego de que la reacción comienza a liberar calor, éste será retirado mediante la apertura de la válvula de agua fría de la chaqueta, con la finalidad de mantener la temperatura del reactor dentro del rango de operación que fije el proceso. [43] [44]

Aplicando un balance de materia sobre el componente A y B:

$$\frac{d(V \cdot C_A)}{dt} = F_0 \cdot C_{A0} - F \cdot C_A - V \cdot K \cdot C_A \quad (\text{Ec. 13})$$

$$\frac{d(V \cdot C_B)}{dt} = -F \cdot C_B + V \cdot K \cdot C_A \quad (\text{Ec. 14})$$

Donde la ecuación para la velocidad de la reacción específica es:

$$K = K_0 \cdot e^{-\left(\frac{E}{RT}\right)} \quad (\text{Ec. 15})$$

Cuadro 10. Análisis dimensional balance de materia del Reactor CSTR con Refrigeración. **Fuente.** Los autores

V	volumen de la mezcla	pie ³
F_{In}	Flujo de volumétrico de alimentación	ft ³ /h
F	Flujo volumétrico de producto	ft ³ /h
C_{A0}	Concentración inicial del reactante	Lbmol/ft ³
C_A	Concentración final del reactante	Lbmol/ft ³
C_B	Concentración final del producto	Lbmol/ft ³
K	Velocidad de reacción específica	h ⁻¹
T	Temperatura dentro del reactor	°R
K_0	Factor pre-exponencial de Arrhenius	h ⁻¹
E	Energía de activación	BTU/Lbmol

Para controlar el flujo de entrada y salida de producto a través de una válvula y el flujo de entrada de refrigerante, de manera manual y automática, se plantean las siguientes ecuaciones:

Control manual para válvula de salida del producto:

$$F_P = C_v * V_p * \sqrt{\frac{\rho * g * H}{144 * g_c * G}} \quad (\text{Ec. 16})$$

Control automático para válvula de salida del producto:

$$F_P = 40 - 10 * (48 - V) \quad (\text{Ec. 17})$$

Control Manual para válvula de entrada de refrigerante:

$$F_R = C_v * V_p * \sqrt{\frac{\Delta P}{G}} \quad (\text{Ec. 18})$$

Control Automático para válvula de entrada de refrigerante:

$$F_R = 49,9 - K_c * (600 - T) \quad (\text{Ec. 19})$$

Cuadro 11. Análisis dimensional de las ecuaciones válvulas de control del Reactor CSTR con Refrigeración. **Fuente.** Los autores

F_p	Flujo de salida de producto	ft ³ /h
F_R	Flujo de entrada de refrigerante	ft ³ /h
C_v	Coefficiente de dimensionamiento	BTU/Lbmol
V_p	Fracción de apertura de la válvula	adimensional
ρ	Densidad de la mezcla	Lbmol/ft ³
g	Aceleración gravitacional	ft/s ²
g_c	Factor de conversión	32,2 lbmol · ft/lbf · s ²
K_c	Factor pre-exponencial de Arrhenius	h ⁻¹
G	Gravedad específica	adimensional
ΔP	Caída de presión de la válvula	psi

Ahora bien, se procede con los balances de energía:

Para el reactor:

$$\frac{d(V*T)}{dt} = F_0 * T_0 - F * T - \frac{\lambda * V * K * C_A}{\rho * C_p} - \frac{U A_H}{\rho * C_p} (T - T_j) \quad (\text{Ec. 20})$$

Para la chaqueta:

$$\frac{d(T_j)}{dt} = \frac{F_j * (T_{j0} - T_j)}{V_j} + \frac{U * A_H}{\rho_j * V_j * C_{pj}} (T - T_j) \quad (\text{Ec. 21})$$

Cuadro 12. Análisis dimensional balance de energía del Reactor CSTR con Refrigeración. **Fuente.** Los autores

T_0	Temperatura de alimentación	$^{\circ}\text{R}$
T_j	Temperatura de la chaqueta	$^{\circ}\text{R}$
C_p	Capacidad calorífica prom. de la mezcla	BTU/Lb $\text{mol}^{\circ}\text{R}$
A_H	Área de transferencia de calor	ft^2
λ	Calor exotérmico de reacción	BTU/Lb mol
F_j	Flujo de refrigerante	ft^3/h
T_{j0}	Temperatura de entrada de refrigerante	$^{\circ}\text{R}$
V_j	Volumen de la chaqueta	ft^3
ρ_j	Densidad del refrigerante	Lb mol/ft^3
C_{pj}	Capacidad calorífica del refrigerante	BTU/Lb $\text{mol}^{\circ}\text{R}$

[45]

4.1.3. Tambor de separación flash

4.1.3.1. Simulación de tanque separador flash con Aspen Hysys

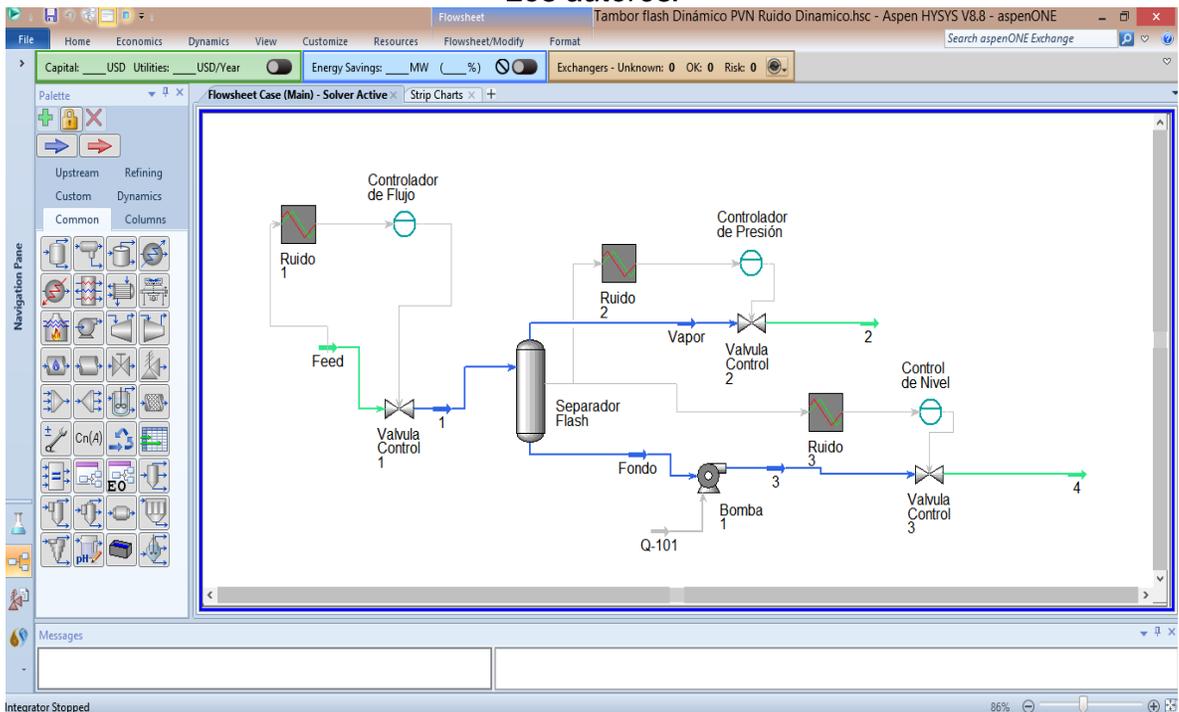
En esta sección, se implementa el caso de un tambor separador flash por ser considerado uno de los procesos más comunes a nivel industrial. Se ha decidido que el tambor cuente con una corriente de entrada y dos de salida; una de vapor y una de líquido. La particularidad de esta simulación radica en llevarla a cabo en estado dinámico debido a la necesidad de implementar dos lazos de control, entre los cuales se tiene uno para control de flujo de la corriente de entrada y uno para el control de la presión en el tambor.

A continuación, se presentan las etapas para la implementación de una simulación dinámica de un tambor separador flash, que si son desarrolladas correctamente facilitan la convergencia y posterior robustez del modelo dinámico.

4.1.3.2. Desarrollo del caso en estado estable.

Para dar inicio a esta sección, ingresan los equipos, accesorios y corrientes necesarios que se encuentran en la paleta de objetos.

Figura 24. Simulación del Tambor Separador Flash en Aspen HYSYS (1). **Fuente. Los autores.**



Luego de tener el diagrama de PFD, se procede a editar las propiedades de las corrientes. Para efectos experimentales, la corriente de alimentación “Feed” fue una mezcla Etano, Propano, i-Butano y n-Butano, cuyas concentraciones en volumen son 10%, 20%, 30% y 40%, sucesivamente. Además, la corriente tendrá una temperatura de 70 °C, 20 bares de presión y un flujo de 100 Kgmol/h.

4.1.3.3. Dimensión de Equipos y Válvulas

Aquí se decidió que la bomba tendría una eficiencia del 75% y un aumento de presión de 2 bares. Asimismo, se estableció que las válvulas operarían normalmente con una abertura del 50%, que las válvulas de la alimentación, de salida del vapor y del líquido tuviesen una caída de presión de 15, 2 y 2 bares, sucesivamente, y finalmente se verificó que estas previnieran retroflujos.

Para llevar a cabo el dimensionamiento del tambor, era necesario calcular el volumen y el diámetro, y para ello se establecieron los siguientes criterios:

- Baja velocidad en la fase de vapor para evitar arrastres de líquido.
- Suministrar un tiempo suficiente de residencia para la fase líquida, lo cual asegura una capacitancia que brinde flexibilidad operacional.
- Tiempo de residencia 10 minutos.
- Nivel de 50% del tanque en el punto de operación.

Entonces, el diámetro mínimo para cumplir el criterio de baja velocidad en fase de vapor se puede calcular con una relación empírica. Para unidades del sistema

internacional, “F-Factor” recomendable para separadores es 0,61, donde V_{max} en m/s y ρ_v en Kg/m³.

$$V_{max} = \frac{F - Factor}{\sqrt{\rho_v}} = \frac{0,61}{\sqrt{10,81}} = 0,185 \frac{m}{s}$$

De la pestaña Worksheet se sabe que el flujo volumétrico es 2,843 m³/min. Entonces el área del tanque en función del caudal y la velocidad, sería:

$$V_{max} = \frac{0,0474 \frac{m^3}{s}}{0,185 \frac{m}{s}} = 0,256 m^2$$

Con un diámetro de 0,571 m, el cual asegura que el gas fluya lo suficientemente lento y logre una óptima separación de las fases. Sin embargo, a continuación, se calcula nuevamente el diámetro del tanque, buscando cumplir el criterio del tiempo de residencia para la fase líquida. Donde se extrae de la ventana de Worksheet el caudal de salida del líquido que es de 0,1016 m³/min. Para condiciones de estado estable, tomando un tiempo de residencia de 10 minutos, el tambor deberá contener 1.016 m³. Finalmente, para cumplir con el criterio de nivel, el volumen total del tambor cilíndrico será de 2,032 m³.

Entonces, asumiendo un tambor cilíndrico con una relación L/D = 2, el diámetro de diseño del cilindro será de 1.1 m.

4.1.3.4. Configuración de Lazos de Control

Mediante la paleta de objetos, se agregan los controladores PID. Y se configura de la siguiente manera:

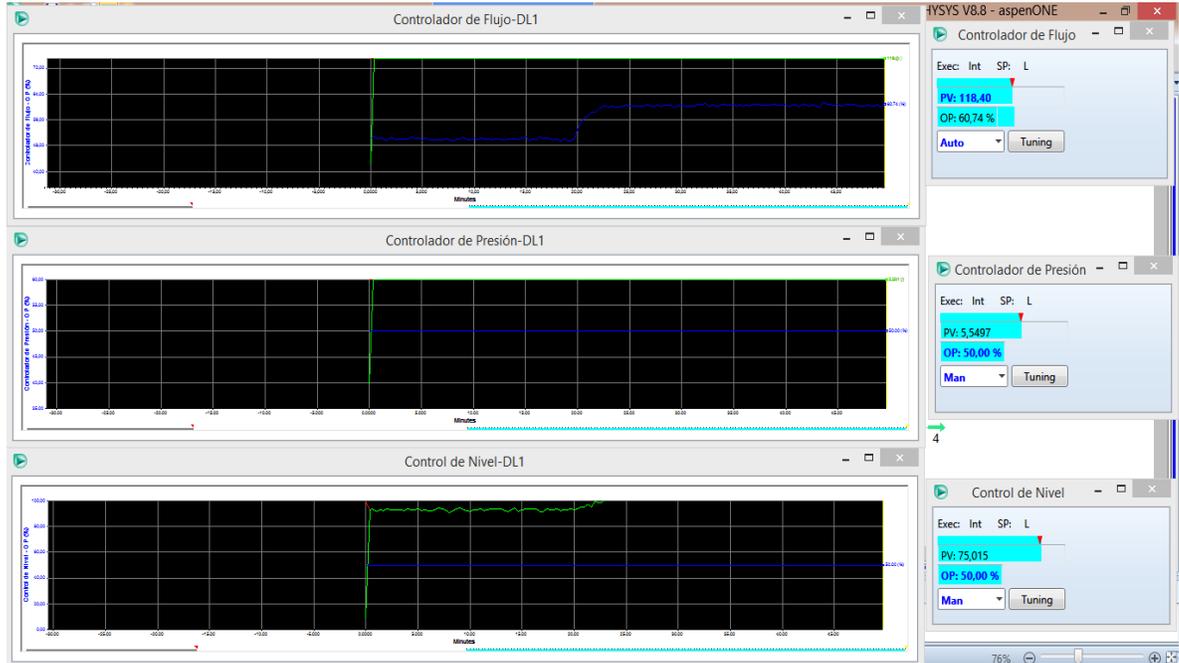
Cuadro 13. Análisis dimensional Tanque de Separación Flash. **Fuente.** Los autores.

Parámetros	Controlador de Flujo	Controlador de Presión
Variable de Entrada	Flujo de Alimentación	Presión del Tambor
Variable de Salida	% Ap. Válvula de Alimentación	% Ap. Válvula de Vapor
Respuesta del Controlador	Inversa	Directa
Ganancia (Kc)	0,5	2
Tiempo Integral (Ti)	0,3	2
SetPoint	100 Kgmol/h	8 bares
OffSet	50% Apertura de Válvula	50% Apertura de Válvula
Rango de Operación	0 – 200 Kgmol/h	4 – 12 bar

4.1.3.5. Creación y Configuración de Gráficas de Monitoreo

A partir de la combinación de teclas Ctrl+D, abrir la pestaña DataBook. Y se adicionan las variables de flujo molar de alimentación y presión del tambor con la opción StripChart. Posteriormente, se configura el intervalo de tiempo de puntos a 5 segundos y el número de puntos visibles 3600.

Figura 25. Simulación del Tambor Separador Flash en Aspen HYSYS (1). **Fuente.** Los autores.



4.1.3.6. Inicio de Simulación en Modo Dinámico

Solo basta con seleccionar la opción y aceptar las consideraciones que el asistente de Aspen Hysys y finalizar. Posteriormente, se realiza una prueba de paso.

4.1.3.7. Identificación estadística de datos P vs F

Esta técnica permite la identificación para modelos con estructuras mucho más complejas haciendo uso de los datos generados a partir de las pruebas experimentales, que en este caso fue la simulación del tambor separador flash. Para esta prueba se tomaron los datos de la prueba de paso (perturbación) en la variable de entrada (flujo de alimentación) y los datos de respuesta de la variable de salida (presión). Dependiendo de la complejidad del modelo, se utilizan técnicas de regresión por mínimos cuadrados, o mediante técnicas matriciales planteando desde $i = \Gamma + 1$ hasta n número de datos, como se hace en este caso:

$$(Y_{i+1})_m = a(Y_i)_m + b(Y_{i-\Gamma})_m$$

Donde:

$$\Gamma = \tau_0/\Delta t, a = e^{-\Delta t/\tau}, b = Kp(1 - e^{-\frac{\Delta t}{\tau}})$$

Lo que conduce a un sistema lineal sobredimensionado con 2 incógnitas y $(n(\Gamma + 2))$ ecuaciones. El cual se puede resolver utilizando la transpuesta de la matriz de coeficientes, de la siguiente manera:

$$\begin{matrix} \begin{bmatrix} Y_i & Y_{i-\Gamma} \\ Y_{i+1} & Y_{i+1-\Gamma} \\ \vdots & \vdots \\ Y_{n-1} & Y_{n-\Gamma-1} \end{bmatrix} & \times \begin{bmatrix} a \\ b \end{bmatrix} & = & \begin{bmatrix} Y_{i+1} \\ Y_{i+2} \\ \vdots \\ Y_n \end{bmatrix} \\ U & C & Z \end{matrix}$$

Donde C se puede solucionar como:

$$C = (U^T \times U)^{-1} \times U^T \times Z$$

Luego de la implementación de esta técnica, se obtuvo como resultados las siguientes ecuaciones que fueron utilizadas para el control del proceso.

Ecuación diferencial de la forma $\tau \frac{dy}{dt} + y(t) = Kx(\tau - \tau_0)$:

$$226,5 \frac{dP}{dt} + P(t) = -0,047(Op)(\tau - 20)$$

Solución en el dominio del tiempo de la forma $y(t) = Kx(t)(1 - e^{-\frac{t-\tau_0}{\tau}})$

$$P(t) = -0,047(Op)(t)(1 - e^{-\frac{t-20}{226,5}})$$

Función de Transferencia de la forma $\frac{y(s)}{x(s)} = \frac{Ke^{-\tau_0 s}}{\tau s + 1}$

$$\frac{P(s)}{Op(s)} = \frac{-0,047e^{-20s}}{226,5s + 1}$$

4.1.3.8. Análisis de sintonización de controladores para tambor flash

Para implementar las técnicas de sintonización que son utilizadas comúnmente a nivel industrial, es necesario establecer con anticipación ciertos parámetros dinámicos del proceso.

Ganancia del proceso (K) = 0,679

Constante de tiempo (τ) = 11

Tiempo muerto (τ_θ) = 3

Beta = 1

Gama = 1

q = 1

Tamaño de paso (Δt) = 1

A continuación, se presentan las técnicas de sintonización que fueron utilizadas.

Cuadro 14. Ecuaciones de las técnicas de sintonización. **Fuente.** Los autores.

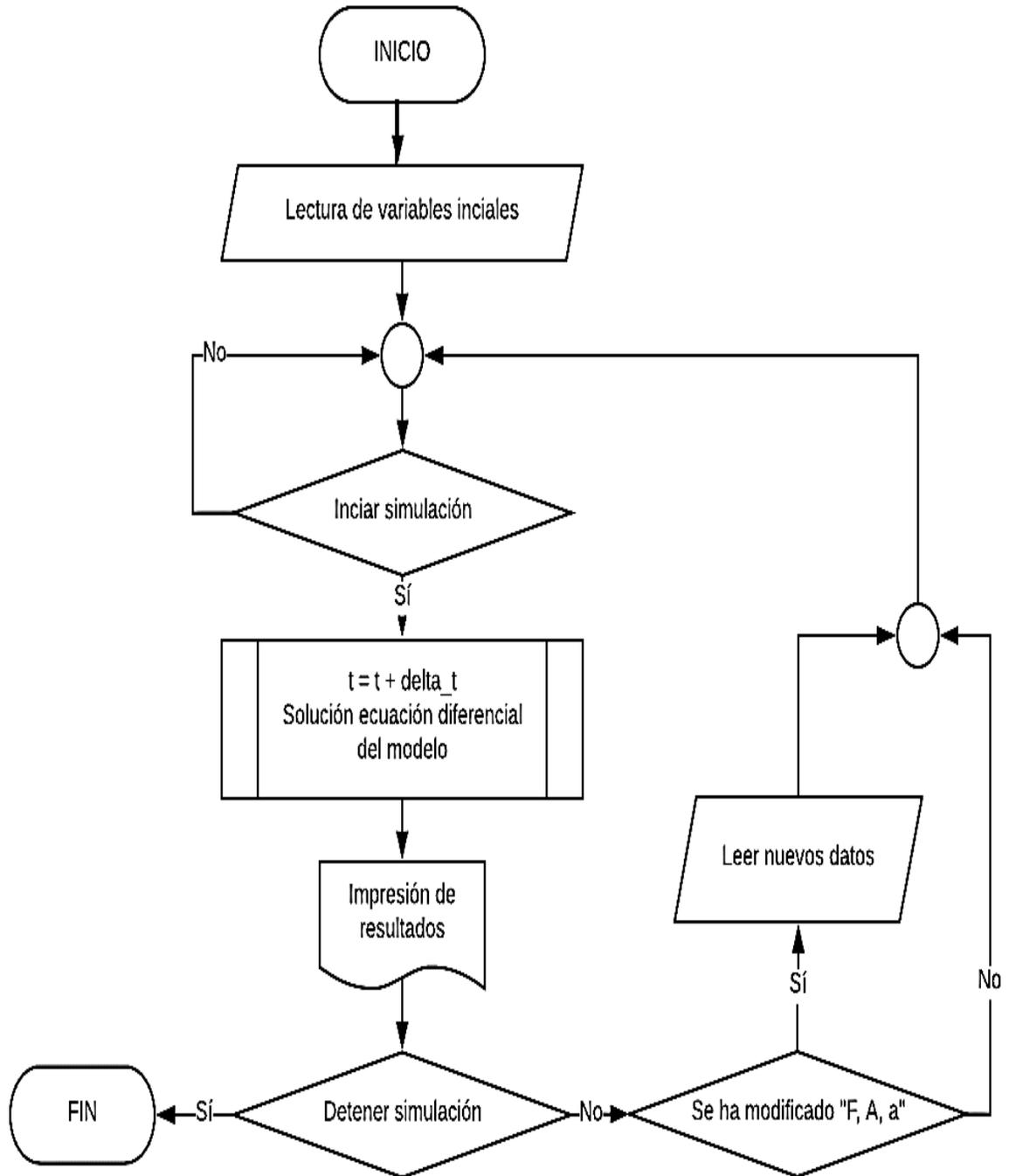
Sintonía	SM	Kc	Ki	Kd
Ziegler Nichols PI	1 - 4	$\left(\frac{0,9}{SM \cdot K}\right) \left(\frac{\tau}{\tau_{\theta}}\right)$	$\left(\frac{Kc}{3,333 \cdot \tau_{\theta}}\right)$	0
Ziegler Nichols PID	1 - 4	$\left(\frac{1,2}{SM \cdot K}\right) \left(\frac{\tau}{\tau_{\theta}}\right)$	$\left(\frac{Kc}{2 \cdot \tau_{\theta}}\right)$	$Kc \cdot 0,5 \cdot \tau_{\theta}$
Lambda Tuning	1 - 8	$\left(\frac{1}{K}\right) \left(\frac{\tau}{\tau \cdot SM + \tau_{\theta}}\right)$	$\frac{Kc}{\tau}$	0
Dahlin	4*	$(1 - q) \left(\frac{e^{-\Delta t/\tau}}{K(1 - e^{-\frac{\Delta t}{\tau}})(1 + \frac{\tau}{\Delta t}(1 - q))} \right)$	$\left(\frac{Kc}{(\Delta t \cdot e^{-\Delta t/\tau}) / (1 - e^{-\Delta t/\tau})} \right)$	0
Cohen- Coon	1 - 4	$\left(\frac{0,9}{SM \cdot K}\right) \left(\frac{\tau}{\tau_{\theta}}\right)$	$\left(\frac{Kc}{3,333 \cdot \tau_{\theta}}\right)$	0

4.2. DISEÑO DE INTERFACES DE USUARIO

Para llevar a cabo esta etapa, fue necesario establecer 3 criterios para la arquitectura de estas. El principal criterio sería permitirles a los usuarios cambiar a gusto la configuración de los controladores cuando estos lo deseen, además de permitirles generar perturbaciones dentro de un rango permisible (Véase Anexo C – Figura 30). El objetivo es darle libertad de operar los sistemas a gusto. Asimismo, se propuso brindarles la posibilidad de hacerle seguimiento a las variables de interés mediante 2 opciones: una gráfica de control, donde se ve el comportamiento dinámico de las variables a través del tiempo (Véase Anexo C – Figura 31-32) y un registro de los datos operacionales del proceso (Véase Anexo C – Figura 33).

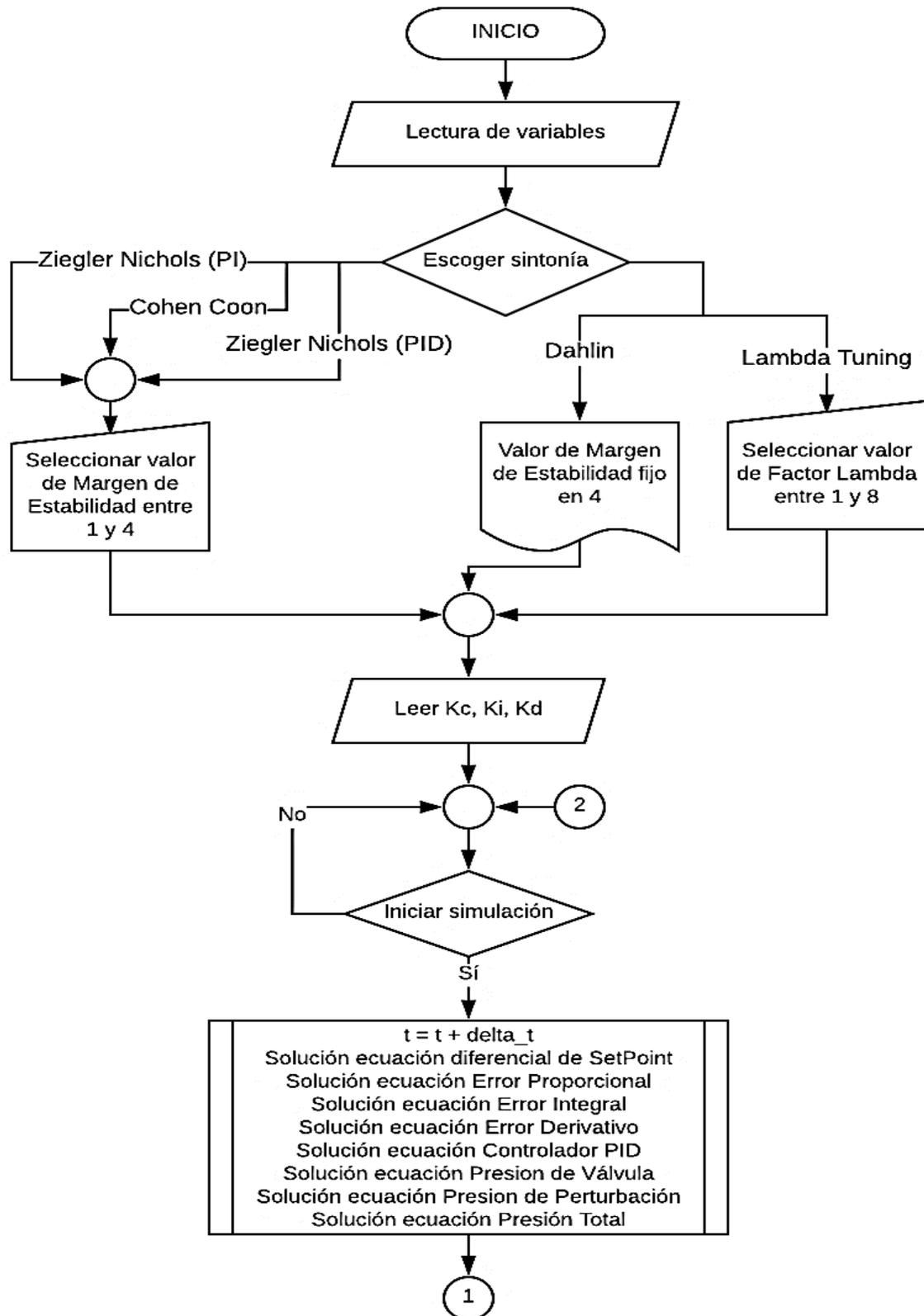
4.3. DIAGRAMAS DE FLUJOS DE LA SIMULACIÓN DEL CONTROL DE PROCESOS

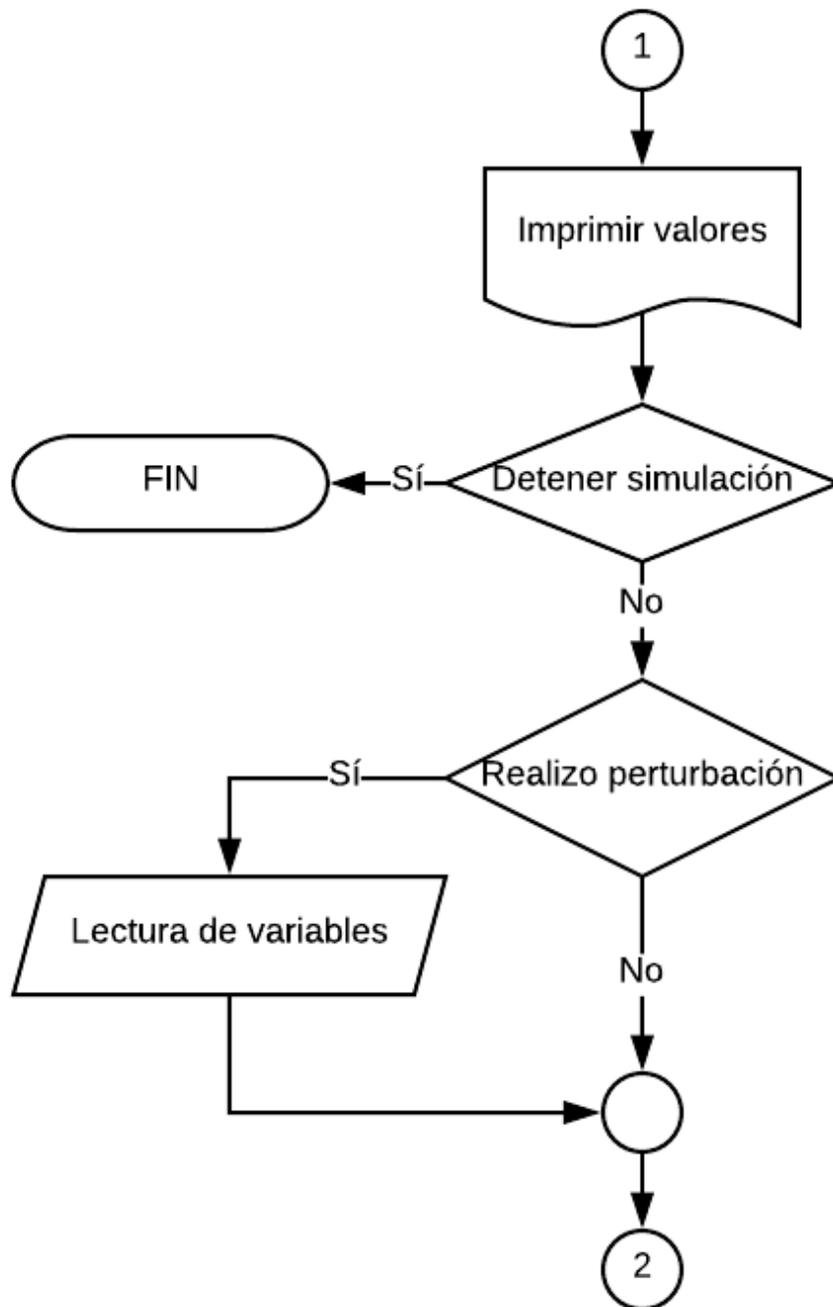
4.3.1. Diagrama de flujo del Tanque de Drenado por Gravedad



1. Inicio
2. Se realiza la lectura de variables iniciales para el código en el tiempo $t=0$, para este modelo encontramos variables como flujo de entrada, volumen del tanque, área del tanque y orificio de salida del líquido.
3. Si (iniciar simulación es cierto) /* iniciar simulación es una variable de tipo boolean.
4. Se realiza la primera operación matemática para el incremento del tiempo.
5. Se realiza la solución de la ecuación diferencial del modelo por medio de la solución de Euler, dando como resultado la altura del líquido en el tanque.
6. Se imprime el valor del tiempo y altura del líquido en el tanque.
7. Se hace la revisión de una entrada manual por parte del usuario (Detener simulación).
8. Si (Detener simulación es cierto)
9. Fin de código.
10. Si no.
11. Se hace revisión de una entrada manual por parte del usuario (Se ha modificado "F, A, a").
12. Si (Se ha modificado "F, A, a" es falso).
13. Volver al punto 3.
14. Si no.
15. Se realiza la lectura de los datos modificados.
16. Volver al punto 3.

4.3.2. Diagrama de flujo del Tambor de Separación Flash

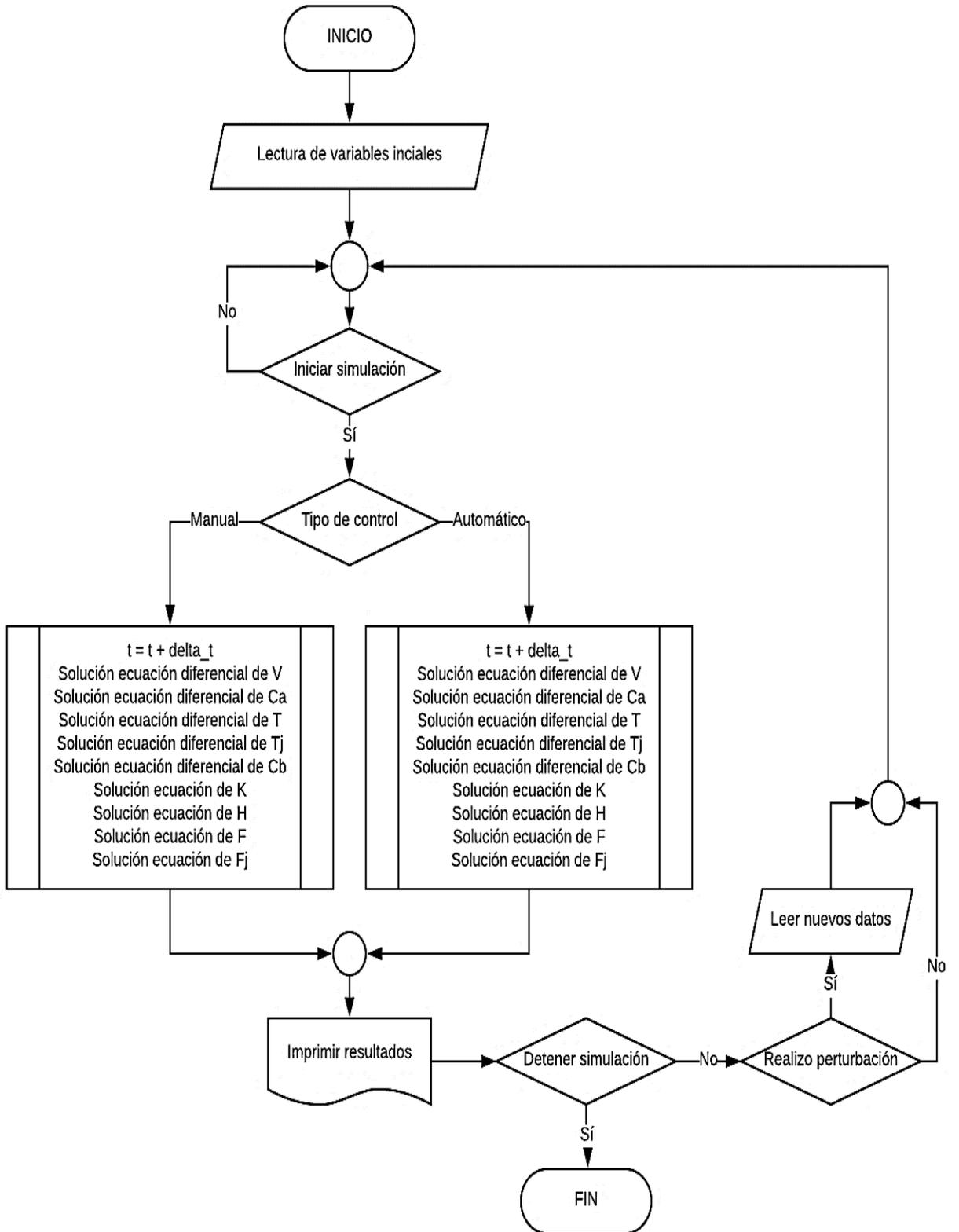




1. Inicio
2. Se realiza la lectura de variables iniciales para el código en el tiempo $t=0$, para este modelo tenemos variables como ganancia del proceso, constante de tiempo del proceso, tiempo muerto del proceso, ganancia de las perturbaciones, constante de tiempo de las perturbaciones y tiempo puerto de las perturbaciones, entre otras.
3. Si (tipo de sintonía es "Ziegler Nichols (PI), Ziegler Nichols (PID) o Cohen Coon").
4. Se realiza la introducción del valor de Margen de Estabilidad de manera manual por parte del usuario.

6. Si (tipo de sintonía es Dahlin).
7. El valor de Margen de Estabilidad se establece de manera automática en "4".
8. Si (tipo de sintonía es Lambda Tuning).
9. Se realiza la introducción del valor de Factor Lambda de manera manual por parte del usuario.
10. Se realiza la lectura de las variables "Kc, Ki, Kd"
11. Si (Iniciar simulación es cierto) /* Iniciar simulación es una variable de tipo boolean.
12. Se realiza la operación matemática para el incremento del tiempo y resolución de las ecuaciones del modelo por medio de la solución de Euler, dando como resultado el SetPoint, error proporcional, error integral, error derivativo, controlador PID, presión de la válvula, presión de perturbación y presión total.
13. Se imprimen los valores tiempo, cambio de SetPoint, controlador PID, cambio de presión del Separador Flash, SetPoint en variable de ingeniería y presión del Separador Flash en variables de ingeniería.
14. Si (Detener simulación es cierto).
15. Fin de código.
16. Si no.
17. Se hace revisión de una entrada manual por parte del usuario (Realizo perturbación).
18. Si (Realizo perturbación es falso).
19. Volver al punto 11.
20. Si no.
21. Realizar la lectura de los datos modificados.
22. Volver al punto 11.

4.3.3. Diagrama de flujo del Reactor CSTR con Refrigeración



1. Inicio
2. Se realiza la lectura de variables iniciales para el código en el tiempo $t=0$, para este modelo tenemos variables como flujo de reactante inicial, concentración de reactante entrante, temperatura del reactor, flujo de refrigerante, volumen del reactor, concentración de reactante en el reactor, temperatura en la chaqueta, volumen de la chaqueta, entre otras.
3. Si (Iniciar simulación es cierto) /* Iniciar simulación es una variable de tipo boolean.
4. Si (Tipo de control es manual).
5. Se realiza la operación matemática de incremento del tiempo y resolución de las ecuaciones para control manual del modelo por medio de la solución de Euler, dando como resultado temperatura del reactor, concentración de salida del reactante, nivel del líquido, concentración de salida del producto.
6. Si (Tipo de control es automático)
7. Se realiza la operación matemática de incremento del tiempo y resolución de las ecuaciones para control automático del modelo por medio de la solución de Euler, dando como resultado temperatura del reactor, concentración de salida del reactante, nivel del líquido, concentración de salida del producto.
8. Se imprimen los valores de tiempo, volumen del líquido en el reactor, concentración de reactivo en el reactor, temperatura del reactor, temperatura de chaqueta, velocidad de reacción específica, flujo de producto en la salida, flujo de refrigerante, concentración de producto y altura del líquido en el reactor.
9. Se hace la revisión de una entrada manual por parte del usuario (Detener simulación).
10. Si (Detener simulación es cierto)
11. Fin de código.
12. Si no.
13. Se hace revisión de una entrada manual por parte del usuario (Realizo perturbación)
14. (Si Realizo perturbación es falso)
15. Volver al punto 3.
16. Si no.
17. Realizar la lectura de los datos modificados.
18. Volver al punto 3.

4.4. PUESTA EN MARCHA Y MANTENIMIENTO DE LOS SIMULADORES DE CONTROL AUTOMÁTICO DE PROCESOS

Teniendo en cuenta que la metodología en cascada se centra en la recopilación de información, las fases de pruebas y puesta en marcha fueron integradas en una sola fase con el fin de eliminar las fallas presentes durante el desarrollo de los algoritmos y que los usuarios manifestaran su nivel de satisfacción con los simuladores.

Debido a la probabilidad de que el código final tuviese errores de requerimientos, diseño o de funcionalidad se hizo imperativo realizar pruebas con un grupo de

control. Para ello se realizaron pruebas manuales en las que los usuarios seguían paso a paso las instrucciones establecidas en los manuales de los simuladores. Esta fase permitió asegurar que todos los módulos fueron desarrollados correctamente y que al integrarse en el código final no presentan errores en su funcionalidad. Al finalizar esta prueba de integración se detectaron errores visibles correspondientes a la arquitectura de las interfaces de los simuladores se corrigieron de manera inmediata, por ejemplo, la adición de un botón de tipo ActiveX que permitiese una mejor experiencia de la simulación al realizar modificaciones. Finalmente, luego de las correcciones de los errores que surgieron durante esta fase del desarrollo los usuarios aceptaron los programas. Sin embargo, se tuvieron en cuenta algunas recomendaciones que serán mencionadas en el capítulo de recomendaciones.

4.5. DISCUSIÓN DE RESULTADOS

Durante el desarrollo del simulador de un programa de control automático de procesos la principal limitación que se presenta es que estos programas están dirigidos exclusivamente a ciertos equipos utilizados industrialmente mas no a un conjunto de equipos que conforman un proceso, esto implicaría técnicas de control aún más avanzadas, en las cuales los resultados o perturbaciones de un equipo afectarán a los que se encuentren aguas abajo. Así mismo, cabe resaltar que esta investigación es teórica-experimental debido a que los resultados se obtienen a partir de documentación académica la cual no es totalmente trazable a los resultados obtenidos durante la operación real de estos equipos. Por otro lado, dado que no existe un valor establecido, de referencia o fijo para el tiempo de retardo de la respuesta del sistema (tiempo muerto), se propuso que para las pruebas esté tomaría un valor de 3 unidades de tiempo (3 minutos), sabiendo que es un periodo de tiempo durante el cual hay un cambio en la variable manipulada pero que no produce algún tipo de efecto en la variable de proceso; metafóricamente el proceso parece “muerto” por algún tiempo antes de mostrar su respuesta.

Respecto al tambor de separación flash se llevó a cabo una evaluación gráfica de algunos parámetros fundamentales para programas de control automático de procesos, como lo son la margen de estabilidad, estabilidad de la señal de control y tiempo de respuesta. Ahora bien, en el presente análisis se le da mayor importancia a la respuesta dinámica del sistema, es decir, consideramos que tiene mayor relevancia el tiempo de respuesta que a la estabilidad. Esto aplica para todas las pruebas, sin dejar de lado el impacto o la relevancia que tienen los otros parámetros. Los resultados de la evaluación gráfica se evidencian en el cuadro 8.

Para evaluar el desempeño de las diferentes sintonías de control dentro del tambor de separación flash, el primer paso es establecer un valor de margen de estabilidad para luego proceder con un cambio en el SetPoint (de 8 barg a 13 barg) con respecto al estado estable.

Cuadro 15. Resultados de evaluación gráfica de las Sintonías de control. **Fuente.** Los autores

Sintonía	SM	Set Point (barg)	Escalón (barg)	Estabilidad	Tiempo de Estabilidad
Ziegler N. PI	1	8	13	No estable	-
Ziegler N. PI	2	8	13	No estable	-
Ziegler N. PI	3	8	13	No estable	-
Ziegler N. PI	4	8	13	Estable	1 hora y 10 min.
Ziegler N. PID	1	8	13	No estable	-
Ziegler N. PID	2	8	13	No estable	-
Ziegler N. PID	3	8	13	No estable	-
Ziegler N. PID	4	8	13	No estable	-
Cohen-Coon	1	8	13	No estable	-
Cohen-Coon	2	8	13	No estable	-
Cohen-Coon	3	8	13	No estable	-
Cohen-Coon	4	8	13	Estable	40 minutos
Lambda Tuning	1	8	13	Estable	1 hora y 12 min.
Lambda Tuning	2	8	13	Estable	2 horas y 7 min.
Lambda Tuning	3	8	13	Estable	2 horas y 54 min.
Lambda Tuning	4	8	13	Estable	3 horas y 40 min.
Lambda Tuning	5	8	13	Estable	4 horas y 49 min.
Lambda Tuning	6	8	13	Estable	5 horas y 35 min.
Lambda Tuning	7	8	13	Estable	6 horas y 10 min.
Lambda Tuning	8	8	13	Estable	6 horas y 41 min.
Dahlin	4*	8	13	Estable	2 horas y 20 min.

* El valor de margen de estabilidad para la Sintonía Dahlin es un valor fijo en "4".

De la anterior evaluación de las sintonías, se puede visualizar que para un margen de estabilidad igual 1, Cohen-Coon, Ziegler Nichols (PI) y Ziegler Nichols (PID) no son recomendables debido a que la respuesta de la variable controlada no es estable, mientras que la sintonía Lambda Tuning y Dahlin con un margen de estabilidad igual a 1 son los más aceptables de acuerdo a la estabilidad y al tiempo de respuesta. Ahora bien, la más recomendable es la sintonía Lambda Tuning debido a que nos brinda estabilidad y un tiempo de respuesta menor al presentado por la sintonía Dahlin. Así mismo, para un margen de estabilidad igual a 4, la sintonía Ziegler Nichols (PID) no es recomendable utilizarla debido a que causa oscilaciones en la estabilidad de la variable controlada, mientras que las sintonías Cohen-Coon, Lambda Tuning, Ziegler Nichols (PI) y Dahlin con un margen de estabilidad igual a 4, además de la sintonía Lambda Tuning con un margen de estabilidad igual a 8, ofrecen un buen control de la variable de proceso con la particularidad de la diferencia en el tiempo de respuesta. En este caso, la sintonía más recomendable es Cohen-Coon con un margen de estabilidad igual a 4, debido a que el tiempo de respuesta es menor.

Finalmente, debido al cambio de SetPoint utilizado en el caso estudio realizado vemos que algunas sintonías no logran estabilizar el proceso, lo cual se debe a su agresiva respuesta ante un cambio de la variable a controlar dando como resultado una desestabilización del lazo de control. Esto no significa que estas sintonías no

se deban utilizar, por lo general estas sintonías agresivas son utilizadas en procesos donde las perturbaciones de proceso que se puedan presentar no son muy grandes y de esta manera no se desestabiliza el lazo de control.

En la interfaz gráfica de usuario del reactor CSTR con refrigeración se le plantea al usuario la posibilidad de realizar un estudio del comportamiento de un reactor teniendo en cuenta las decisiones de los cambios que decida realizar, de esta manera el usuario se concientiza de los efectos de las diferentes perturbaciones en las variables de salida del proceso.

Para el reactor CSTR se presentan dos posibles maneras de controlar el proceso: la primera se realiza de manera automática cuando se presenta un cambio en el flujo o concentración de entrada, en este proceso se puede apreciar que, al aumentar el flujo de entrada de alimentación, asimismo se presenta un incremento en la temperatura al interior del reactor, por lo que el sistema de control debe actuar para compensar dicha perturbación. La otra posibilidad de control es en modo manual, en la cual el usuario tendrá la posibilidad de manipular ciertos valores de apertura de las válvulas de control de flujo de refrigerante y salida de producto cuando se presenten cambios en el flujo o concentración de entrada.

Ahora bien, no se puede realizar una comparación de resultados y tiempos de respuesta de los modos de control debido a que la respuesta del sistema en control manual depende de los cambios que realice el usuario para controlar las variables del proceso, por lo tanto, el control automático se puede utilizar como referencia para que el usuario tenga una idea más clara acerca de cómo se comporta el sistema y realice los cambios manuales con más exactitud.

Figura 26. Reactor CSTR con refrigeración - Método de control automático.

Fuente. Los Autores.

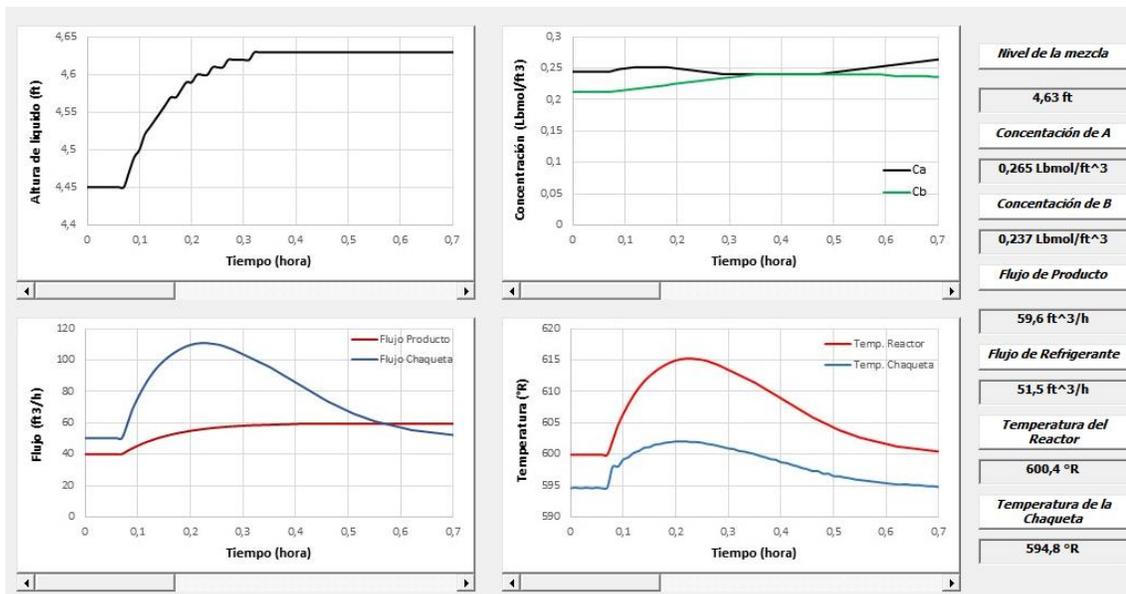
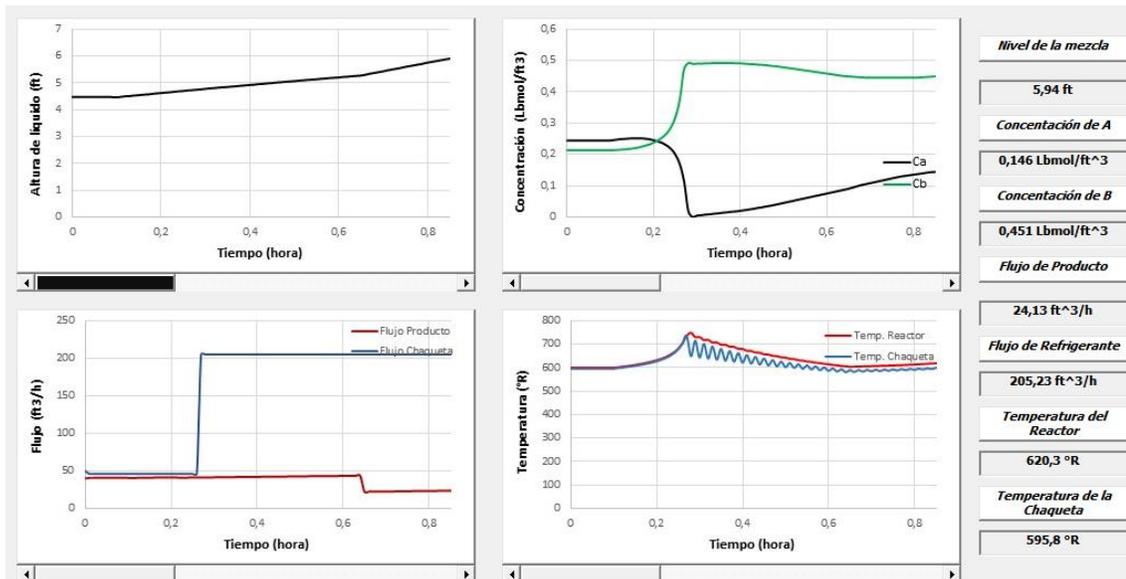


Figura 27. Reactor CSTR con refrigeración - Método de control manual. **Fuente.** Los Autores



5. CONCLUSIÓN

Es posible concluir que el presente simulador de control automático de procesos, programado bajo el entorno Visual Basic y desarrollado a partir de un modelo en cascada, cumple con los requerimientos y especificaciones que se han planteado durante su diseño y desarrollo. Asimismo, se concluye que sirve como herramienta de apoyo para el proceso de aprendizaje integral respecto al control y la simulación de procesos debido a que este software lleva consigo la resolución de problemas matemáticos, balances de materia y energía, representación gráfica y control de procesos.

El desarrollo de un simulador de control automático ha sido satisfactorio mediante la metodología en cascada debido a esta que se puede aplicar a múltiples plataformas, ya que considera todo el ciclo de vida del software desde la concepción misma del proyecto, hasta el despliegue y puesta en marcha. Además, permite evidenciar el avance sistemático de los proyectos puesto que tiene etapas detalladas, las cuales contienen sus actividades implícitas y los resultados esperados en cada una de estas. Es por esto que, esta metodología es reconocida mundialmente y respaldada por diferentes compañías distinguidas, ya que posibilita el empalme de nuevas tecnologías y permite el crecimiento futuro de las aplicaciones que se desarrollen bajo esta metodología.

Ahora bien, teniendo en cuenta los resultados a partir del diseño y desarrollo de los simuladores de control automático, se puede concluir que lo más recomendable es la implementación de controladores de tipo proporcional-integral (PI) frente a los tipo proporcional-integral-derivativo (PID), debido a que con controladores PI el comportamiento del sistema converge al valor deseado ya que el error se reduce y se aprecia una buena estabilidad, mientras que el término derivativo tiende disminuir el tiempo de estabilización y amplifica las señales de alta frecuencia lo que puede resultar en la saturación de actuadores. Como consecuencia, a nivel industrial, muchos ingenieros tienden a eliminar el término derivativo o a reducir su influencia en el controlador.

Finalmente, se concluye que la buena disposición de las mediciones (datos históricos), en lugar de solamente almacenarlas, de la mano de un buen criterio ingenieril permite apreciar que el hecho de que un equipo opere en condiciones normales realmente no significa que esté teniendo una operación óptima. Esto es porque el desempeño de los lazos de control se degrada lentamente en el tiempo sin llamar la atención, es decir, sin una adecuada sintonía de lazos de control para minimizar variabilidad se presentará una leve degradación en el seguimiento y control del proceso, lo que finalmente podría resultar en grandes sumas de dinero en pérdidas.

RECOMENDACIONES

Cualquier proyecto, ya sea a nivel académico o industrial, siempre se tendrá en consideración la posibilidad de mejora continua, por tanto, se hace la recomendación para todos los futuros estudiantes interesados en este trabajo de grado de que promuevan el desarrollo de las investigaciones y el emprendimiento de nuevas tecnologías en torno al control de procesos, con el fin de mejorar la calidad en los procesos de producción y con un mínimo de impacto ambiental. Por otro lado, a las entidades de educación superior se les recomienda buscar soluciones a los problemas de frontera entre las universidades y la industria, es decir, generar programas de extensión universitaria y asesorías de la industria, además de propiciar un espacio idóneo para la discusión y el análisis de la ciencia y tecnología del control de procesos industriales.

Conforme a los aplicativos que resultaron de este trabajo de grado, se recomienda:

- Implementar más lazos de control para el sistema de Tambor de Separación Flash. Esto quiere decir, que es posible la adición de controles automáticos de temperatura y de nivel que pueden trabajar conjuntamente mediante técnicas avanzadas de control como el Control en Cascada o Control por Relación.
- Permitir la posibilidad del cambio de parámetros del proceso, tales como Ganancia, Constante de Tiempo y Tiempo muerto, para el sistema de Tambor Flash debido a que actualmente se encuentran fijos y solo pueden variar los parámetros de sintonía del controlador.
- El control manual de la temperatura del Reactor CSTR con Refrigeración debe realizarse mediante un proceso de apertura/cierre de manera gradual de las válvulas, para no obtener resultados poco estables o bruscos.
- Aplicar un lazo de control en cascada para el nivel del Reactor CSTR, asociado a la temperatura y flujo de producto.
- Implementar un control de lazo cerrado para el Tanque de drenado por gravedad, el cual permitiría autorregular el nivel de líquido.
- Aplicar control manual al lazo de control del Tambor de Separación Flash, esto ayudaría a tener más parámetros para realizar caso estudios y los usuarios tendrían mayor interacción con la interfaz.

REFERENCIAS

- [1] J. Diazgranados Nowacki. *“Diseño, desarrollo e implementación de un sistema de entrenamiento interactivo en control dinámico de procesos mediante sistemas de control distribuido”*. 2017.
- [2] V. Martínez, P. Alonso. *“Simulación de procesos en ingeniería química”*. 2000. 1ra Ed. México.
- [3] M. Anaya, V. Benítez, J. Pacheco, F. Montaña. *“Diseño de controladores p, pi y pid para el comportamiento dinámico de un servo-sistema hidráulico, basado en desarrollo experimental”*. México, 2014.
- [4] Raúl Coss Bu. *“Simulación: un enfoque práctico”*. 1996. Limusa, México
- [5] G. Uribe, E. Castro, E. Osorio. *“Controlador PID para Nivel de Tanque de la Unidad Didáctica RT614 Gunt Hamburg”*. Universidad Francisco de Paula Santander. Colombia, 2014.
- [6] Y. Li, K. Ang, G. Chong. *“PID control system analysis and design”*. IEEE Control System Magazine 26(1). 2007.
- [7] L. Lozano, L. Rodríguez, D. Giraldo. *“Diseño, Implementación y Validación de un Controlador PID Autosintonizado”*. Universidad Tecnológica de Pereira. Colombia, 2012.
- [8] “Tarifa 2018. Lista de precios 2018”. Honeywell. 2018.
- [9] Agencia de Noticias Universidad Nacional. *“La importancia de los laboratorios para gestar los saberes”*. Universia. 2014. Disponible en la página web: <http://noticias.universia.net.co/ciencia-nt/noticia/2014/11/04/1114480/importancia-laboratorios-gestar-saberes.html>. Extraído el día: 17 de septiembre de 2017.
- [10] Paula Durango. *“Las prácticas de laboratorio como una estrategia didáctica alternativa para desarrollar las competencias básicas en el proceso de enseñanza-aprendizaje de la química”*. Universidad Nacional de Colombia. 2015
- [11] A. Palencia Diaz, J. Carpintero Durango and J. Fábregas Villegas. *“Modelado, simulación y control de un reactor en la producción de cloruro de aluminio”*. Prospect. Vol. 10, No. 2, 2012.

- [12] G. Alcuri. “Control de procesos y caracterización de situaciones industriales por métodos globalizantes”. Memoria Investigaciones en Ingeniería, núm. 11, 2013.
- [13] E. Peña, A. Pérez, A. Miranda and J. Sánchez. “Modelado de un reactor químico tipo CSTR y evaluación del control predictivo aplicando Matlab-Simulink”. Ingeniería UC, vol. 15, núm. 3, 2008.
- [14] Jietae L., Wonhui C., Thomas E. “Simple Analytic PID Controller Tuning Rules Revisited”. Industrial & Engineering Chemistry Research, 2013.
- [15] A. Aguilar Aguilar, O. Castro Urresta and F. Franco Obando. “Control PID desacoplado para un sistema de tanques interactuantes”. Automatisa, 2013.
- [16] J. Flórez. “Implementación de un controlador PID – Planta de nivel”. 2010.
- [17] G. Uribe Ramón, E. Castro Becerra and E. Osorio Estupiñán. “Controlador PID para un nivel de tanque de la unidad didáctica RT614 Gunt Hamburg”. 2014.
- [18] J. Duarte and W. Orozco. “Optimización de sintonización de controladores PID bajo el criterio IAE aplicados a procesos térmicos”. Revista inge@uan, vol. 5, núm. 10, 2015.
- [19] L. Lozano Valencia, L. Rodríguez García and D. Giraldo Buitrago. “Diseño, Implementación y Validación de un controlador PID autosintonizado”. Revista Tecno Lógicas, núm. 28, 2012.
- [20] M. Anaya Pérez, V. Benítez Baltazar, J. Pacheco Ramírez and F. Montaña Valle. “Diseño de controladores P, PI y PID para el comportamiento dinámico de un servo-sistema hidráulico, basado en desarrollo experimental”. EPISTEMUS, 2014.
- [21] B. Acevedo Jaimes, J. Fonseca Galindo and J. Gómez Camperos. “Desarrollo de una herramienta en Matlab para sintonización de controladores PID, utilizando algoritmos genéticos basado en técnicas de optimización multiobjetivo”. Senn@va, vol. 1, núm. 1, 2014.
- [22] Oltean E., Dulau M. and Duka A. “Didactic system for the experimental study of digital PID control structures”. Scientific Bulletin of the Petru Maior University of Targu Mures, vol. 13, issue 2, 2016.
- [23] Saini P., Kumar R. and Rajput N. “Cascade – PID control of a nonlinear chemical process”. Nonlinear Studies, vol. 23, issue 4, 2016.

- [24] Ahmet S., Ibrahim G. and Mehmet C. "*Simulation and PID control of a Stewart platform with linear motor*". Journal of Mechanical Science & Technology, vol. 31, issue 1, 2017.
- [25] Liermann M. "*PID tuning rule for pressure control application*". International Journal of Fluid Power, vol. 14, issue 1, 2013.
- [26] Schaedel H. "*Process identification, controller tuning and control circuit simulation using ms excel*". IFAC Proceedings Volumes, vol. 36 issue 16, 2003.
- [27] Subhransu P., "Controller Design for Temperature Control of Heat Exchanger System: Simulation Studies". WSEAS Transactions on Systems and Control, 2014.
- [28] P. Pal, R. Kumar, N. Srivastava and J. Chowdhury, A Visual Basic simulation software tool for performance analysis of a membrane-based advance water treatment plant, 2013.
- [29] W. Mousa, M. Murugappan and R. Ahmmad, Mathematical implementation of hybrid fast fourier transform and discrete wavelet transform for developing graphical user interface using visual basic for signal processing applications. 2012.
- [30] Zolotas A., Hassan F. & Smith T. Optimized Ziegler-Nichols Based PID Control Design for Tilt Suspensions. (2017) Journal of Engineering Science & Technology Review.
- [31] Dunn William C. "*Introduction to Instrumentation, Sensors, and Process Control*", Massachusetts: ARTECH HOUSE, INC. 2006.
- [32] Smith Carlos A., Corripio Armando B. "*Control Automático de procesos: Teoría y práctica*". 1ed. Noriega Ed., 1991.
- [33] D. E. Seborg, T. F. Edgar y D. A. Mellichamp, "*Process dynamics and control*". Phoenix: Wiley, 2004.
- [34] Sánchez José A. "*Control Avanzado de proceso: teoría y práctica*". 2003.
- [35] Winston W. Royce "*Managing the development of large software systems*". Proceedings, IEEE Wescon, 1970. Disponible en la página web: <http://www.txtscribe.me/athenaeum/waterfall.pdf>
- [36] Ian Sommerville. "*Ingeniería de Software*". 7ª ed. Pearson Ed. S.A. 2006.

- [37] Rectoría General. “Resolución de rectoría general N° 326 del 12 de agosto de 2013”. 2013.
- [38] Vargas Zoila R. “La Investigación Aplicada: Una Forma de Conocer las Realidades con Evidencia Científica”. Universidad de Costa Rica. Revista Educación 33. 2009.
- [39] Padrón, J. “Investigar, reflexionar y actuar en la práctica docente”. 2006. Recuperado el 17 de octubre de 2017.
- [40] Badii, M.H, J. Castillo, M. Rodríguez, A. Wong & P. Villalpando. “Experimental designs and scientific research”. Innovaciones de Negocios. México. 2007.
- [41] Sampieri Hernández R., Fernández Collado C. and Baptista Lucio M. “Metodología de la investigación”, Ciudad de México: McGraw Hill, 5ta ed. 2010.
- [42] Stephanopoulos, George (1984). Chemical Process Control (An Introduction to Theory and Practice). New Jersey, U.S.A. Prentice Hall.
- [43] Zhihao Zhang, Zhe Wu. On Integration of Feedback Control and Safety Systems: Analyzing Two Chemical Process Applications. (2018). Chemical Engineering Research & Design: Transactions of the Institution of Chemical Engineers.
- [44] Kang Liu, Xiaoming Liu. Optimization Parameters for MRU Desalination Flash Drum Process Based On Particle Size Distribution. (2016). Chemical Engineering of Oil & Gas
- [45] Luyben, William (1990). Process Modeling, Simulation and Control for Chemical Engineers. U.S.A. Mc Graw Hill. Second Edition.

ANEXOS

ANEXO A. CRONOGRAMA DE ACTIVIDADES

Objetivos	Actividades	Meses											
		1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11	12
1. Desarrollar los modelos matemáticos de los distintos procesos de interés, que brinden la posibilidad de modificar los parámetros dinámicos del proceso.	Balance de materia para tanque drenado por gravedad												
	Aplicación de principio de Bernoulli para tanque drenado por gravedad												
	Balance de materia (A) para reactor CSTR												
	Balance de materia (B) para reactor CSTR												
	Determinación de ecuación de salida de producto												
	Determinación de ecuación de salida de refrigerante												
	Balance de energía para reactor CSTR												
	Balance de energía para la refrigeración del reactor CSTR												
2. Simular los procesos de interés en Aspen Hysys y extraer los datos con el fin de establecer los parámetros dinámicos del proceso.	Sensibilización acerca de tambores de separación flash												
	Simulación en modo dinámico de tambor de separación flash usando Aspen Hysys												
	Inclusión de controladores de variables de flujo, temperatura y presión al tambor de separación flash												
	Aplicación de "ruido" a los controladores para dar variabilidad a los resultados de las variables de interés												
	Extraer historial de datos de los controladores												
3. Aplicar la identificación estadística a los datos obtenidos en el apartado anterior para determinar los parámetros dinámicos de dicho proceso, que serán utilizados para la simulación y control con Microsoft Excel.	Emplear la técnica de identificación de procesos al histórico de datos de comportamiento del tambor de separación flash												

ANEXO B. PRESUPUESTO

Teniendo en cuenta los gastos requeridos desde el inicio hasta la culminación de este proyecto, en equipo de cómputo, material didáctico, internet, pagos de transportes, refrigerios, imprevistos, se estima el siguiente presupuesto:

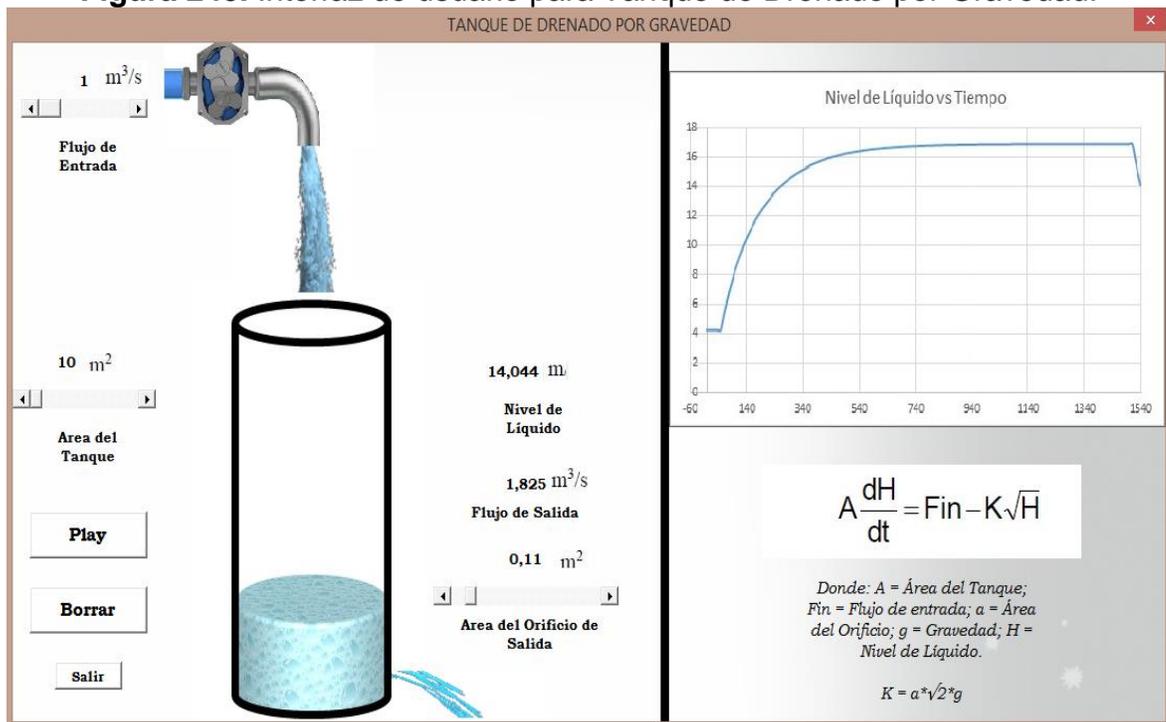
RUBROS	FUENTES	
	Universidad de San Buenaventura Seccional Cartagena	
	Efectivo	Especie
Gastos de personal		6.000.000 Ing. Alba Giraldo 2.000.000 Ing. Juliana Puello
Equipos y Software		
Materiales y suministros		
Servicios técnicos		
Salidas de campo		
Capacitaciones		
Publicaciones		
Otros gastos		250.000
Totales		8.250.000

ANEXO C. INTERFACES GRÁFICAS DE LAS SIMULACIONES DE UN PROGRAMA DE CONTROL AUTOMÁTICO DE PROCESOS

La interfaz gráfica es útil para visualizar los comportamientos de los sistemas presentados y a la vez permite una gran interactividad con el usuario, permitiendo realizar perturbaciones al proceso, escoger entre las diferentes sintonías de los lazos de control y cambiar parámetros al proceso.

Anexo C.1. Interfaz gráfica del Tanque de Drenado por Gravedad

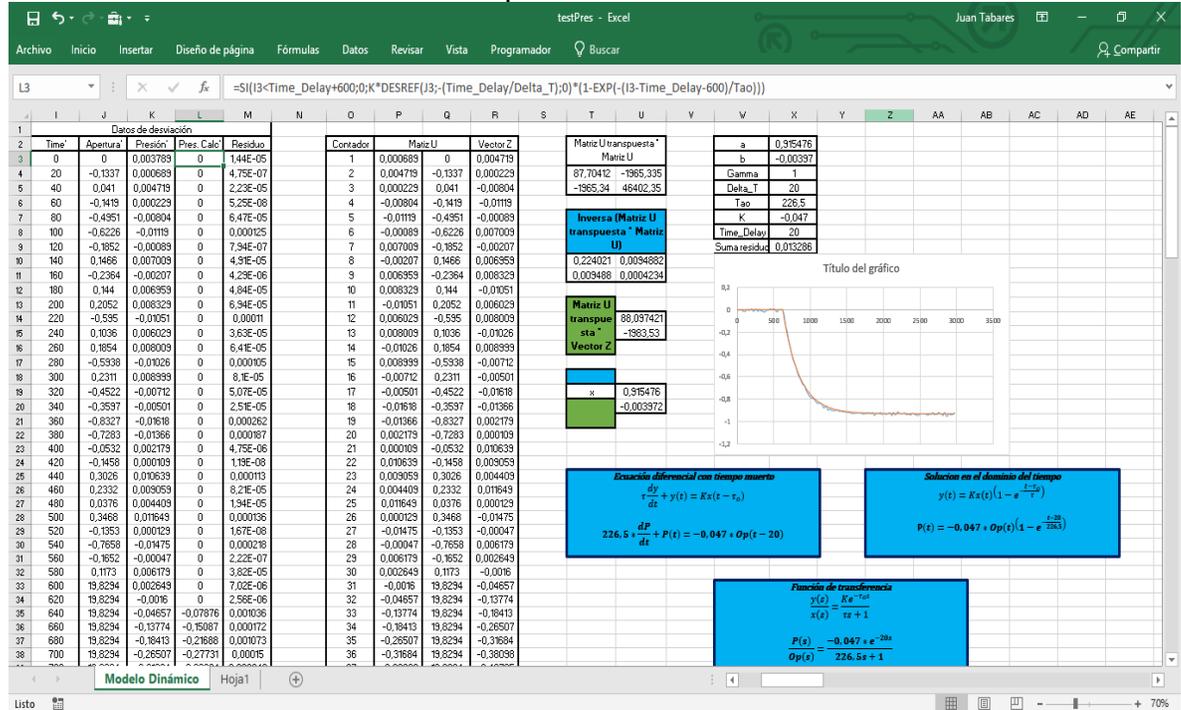
Figura 248. Interfaz de usuario para Tanque de Drenado por Gravedad.



Fuente. Los autores

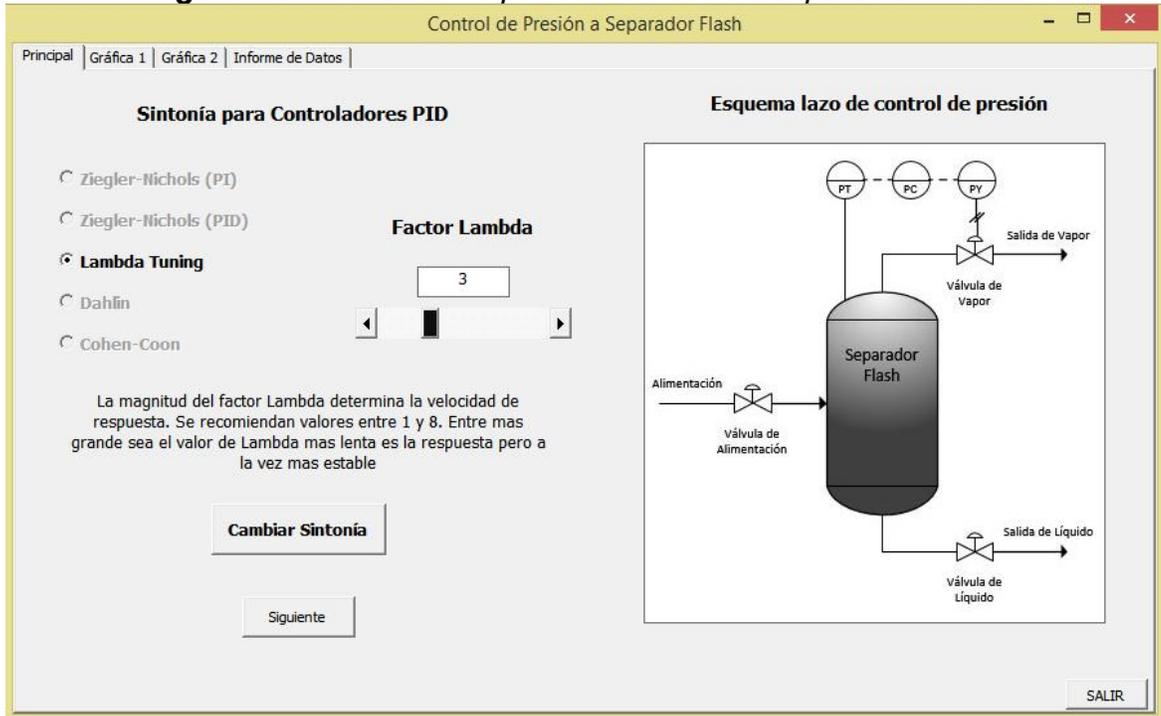
Anexo C.2. Interfaz gráfica del Tambor de Separación Flash

Figura 25. Aplicación de la Técnica de Identificación de Procesos al Tambor de Separación Flash.



Fuente. Los autores.

Figura 26. Interfaz Principal del Tambor de Separación Flash.



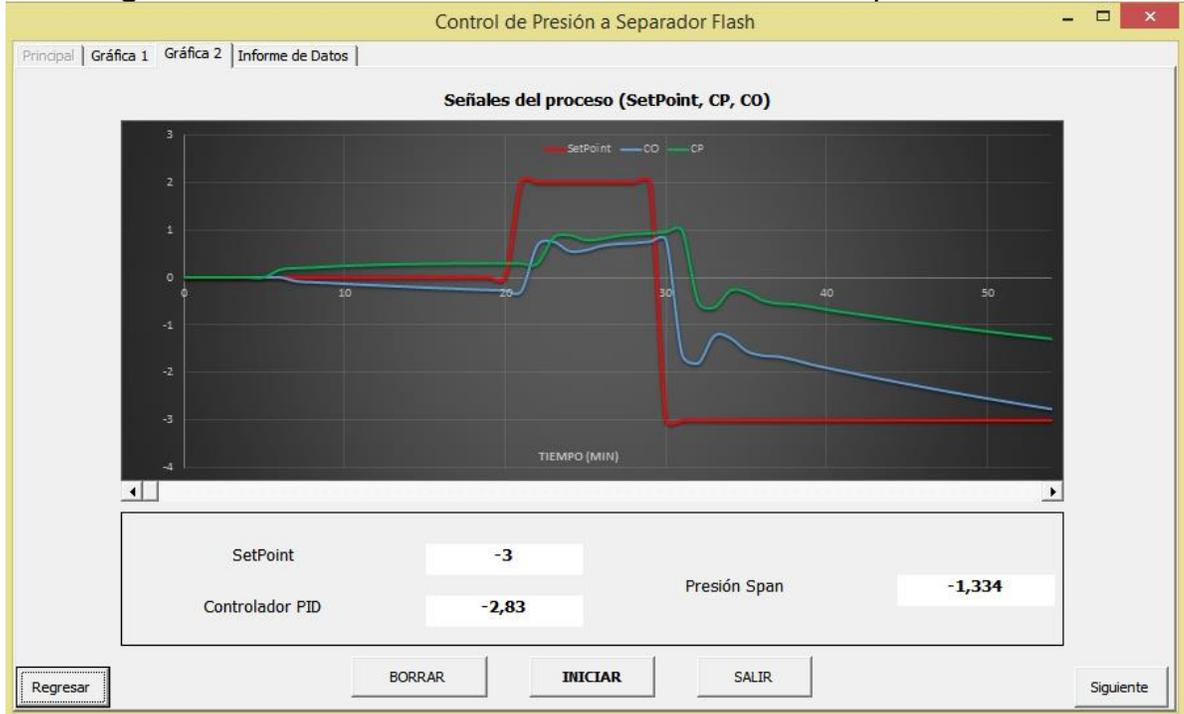
Fuente. Los autores.

Figura 27. Gráfica de Presión (Proceso y SetPoint) del Tambor de Separación Flash.



Fuente. Los autores.

Figura 28. Gráficas de otras señales del Tambor de Separación Flash.



Fuente. Los autores.

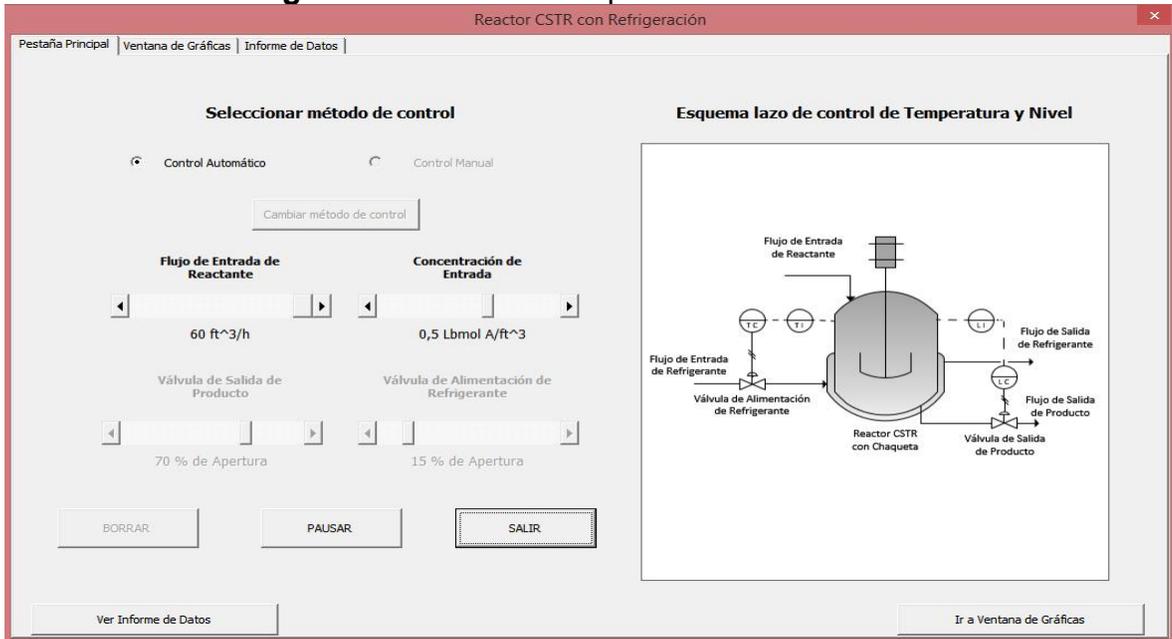
Figura 29. Informe de datos del Tambor de Separación Flash.

Tiempo (min)	Cambio de SetPoint	Controlador (PID)	Cambio de Presión	SetPoint (Bar)	Presión del Sep. Flash (Bar)
27	2	0,706962854	0,879	10	8,879
28	2	0,723122239	0,911	10	8,911
29	2	0,753272787	0,93	10	8,93
30	-3	0,788496154	0,957	5	8,957
31	-3	-1,635575192	0,987	5	8,987
32	-3	-1,812182949	-0,523	5	7,477
33	-3	-1,234004255	-0,639	5	7,361
34	-3	-1,278391425	-0,277	5	7,723
35	-3	-1,552691867	-0,308	5	7,692
36	-3	-1,648870889	-0,485	5	7,515
37	-3	-1,672107675	-0,55	5	7,45
38	-3	-1,743086238	-0,568	5	7,432
39	-3	-1,834478809	-0,618	5	7,382
40	-3	-1,909425626	-0,679	5	7,321
41	-3	-1,976926853	-0,731	5	7,269
42	-3	-2,046350843	-0,778	5	7,222
43	-3	-2,116102111	-0,826	5	7,174
44	-3	-2,183439699	-0,875	5	7,125
45	-3	-2,248322697	-0,922	5	7,078
46	-3	-2,312182949	-0,967	5	7,033
47	-3	-2,375102275	-1,012	5	6,988
48	-3	-2,436180658	-1,055	5	6,945
49	-3	-2,496399935	-1,098	5	6,902
50	-3	-2,554860088	-1,14	5	6,86
51	-3	-2,612052037	-1,18	5	6,82
52	-3	-2,668507609	-1,221	5	6,779
53	-3	-2,72283587	-1,259	5	6,741
54	-3	-2,776959581	-1,297	5	6,703
55	-3	-2,829528719	-1,334	5	6,666

Fuente. Los autores.

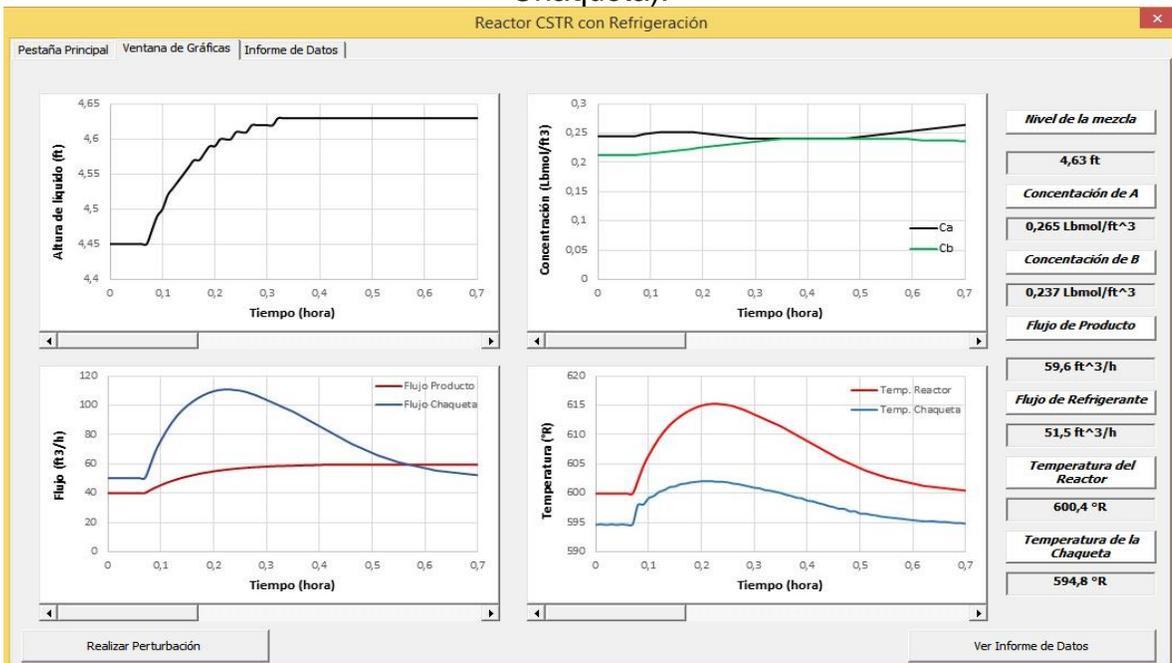
Anexo C.3. Interfaz gráfica del Reactor CSTR con Refrigeración

Figura 30. Interfaz Principal del Reactor CSTR.



Fuente. Los Autores.

Figura 31. Ventana de gráficas (Nivel de la mezcla, Concentración de reactante y producto, Flujo de salida de producto y refrigerante, Temperatura del Reactor y Chaqueta).



Fuente. Los Autores.

Figura 32. Informe de datos del Reactor CSTR.

Reactor CSTR con Refrigeración

Pestaña Principal | Ventana de Gráficas | Informe de Datos

Historial de Datos

t (h)	V (ft ³)	Ca (LbmolA/ft ³)	T (°R)	Ti (°R)	K (h ⁻¹)	F (ft ³ /h)	Fi (ft ³ /h)	Cb (LbmolB/ft ³)	H (ft)
0,4	49,94	0,241	608,9	598,7	1,252	59,4	85,5	0,241	4,63
0,41	49,95	0,241	608,4	598,6	1,2268	59,5	83,5	0,241	4,63
0,42	49,96	0,241	607,9	598,3	1,202	59,6	81,5	0,241	4,63
0,43	49,96	0,241	607,4	598,1	1,1777	59,6	79,5	0,241	4,63
0,44	49,96	0,241	606,9	597,8	1,1539	59,6	77,5	0,241	4,63
0,45	49,96	0,241	606,4	597,6	1,1305	59,6	75,5	0,241	4,63
0,46	49,96	0,241	605,9	597,3	1,1076	59,6	73,5	0,241	4,63
0,47	49,96	0,241	605,5	597,3	1,0895	59,6	71,9	0,241	4,63
0,48	49,96	0,242	605,1	596,9	1,0717	59,6	70,3	0,241	4,63
0,49	49,96	0,243	604,7	596,9	1,0542	59,6	68,7	0,241	4,63
0,5	49,96	0,244	604,3	596,5	1,0369	59,6	67,1	0,241	4,63
0,51	49,96	0,245	603,9	596,5	1,02	59,6	65,5	0,241	4,63
0,52	49,96	0,246	603,6	596,3	1,0074	59,6	64,3	0,241	4,63
0,53	49,96	0,247	603,3	596,2	0,9949	59,6	63,1	0,241	4,63
0,54	49,96	0,248	603	596	0,9827	59,6	61,9	0,241	4,63
0,55	49,96	0,249	602,7	595,9	0,9705	59,6	60,7	0,241	4,63
0,56	49,96	0,25	602,5	595,8	0,9625	59,6	59,9	0,241	4,63
0,57	49,96	0,251	602,3	595,7	0,9545	59,6	59,1	0,241	4,63
0,58	49,96	0,252	602,1	595,6	0,9466	59,6	58,3	0,241	4,63
0,59	49,96	0,253	601,9	595,5	0,9388	59,6	57,5	0,241	4,63
0,6	49,96	0,254	601,7	595,4	0,931	59,6	56,7	0,24	4,63
0,61	49,96	0,255	601,5	595,3	0,9233	59,6	55,9	0,239	4,63
0,62	49,96	0,256	601,3	595,2	0,9156	59,6	55,1	0,238	4,63
0,63	49,96	0,257	601,2	595,2	0,9118	59,6	54,7	0,238	4,63
0,64	49,96	0,258	601,1	595,2	0,908	59,6	54,3	0,238	4,63
0,65	49,96	0,259	601	595,1	0,9042	59,6	53,9	0,238	4,63
0,66	49,96	0,26	600,9	595,1	0,9004	59,6	53,5	0,238	4,63
0,67	49,96	0,261	600,8	595	0,8967	59,6	53,1	0,238	4,63
0,68	49,96	0,262	600,7	594,9	0,893	59,6	52,7	0,238	4,63
0,69	49,96	0,263	600,6	594,9	0,8892	59,6	52,3	0,237	4,63
0,7	49,96	0,264	600,5	594,8	0,8855	59,6	51,9	0,237	4,63
0,71	49,96	0,265	600,4	594,8	0,8818	59,6	51,5	0,237	4,63
0,72	49,96	0,266	600,4	594,9	0,8818	59,6	51,5	0,237	4,63
0,73	49,96	0,266	600,4	594,8	0,8818	59,6	51,5	0,237	4,63
0,74	49,96	0,266	600,4	594,9	0,8818	59,6	51,5	0,237	4,63
0,75	49,96	0,266	600,4	594,8	0,8818	59,6	51,5	0,237	4,63
0,76	49,96	0,266	600,4	594,9	0,8818	59,6	51,5	0,237	4,63

Fuente. Los Autores.