

TRABAJO ESPECIAL DE GRADO

SIMULACIÓN DE UNA UNIDAD DE DESTILACIÓN DE NAFTA CON EL SOFTWARE EXPERION® DE HONEYWELL Y ELABORACIÓN DE LOS INSTRUCTIVOS DE TRABAJO BAJO LAS NORMAS COVENIN- ISO TR 10013:2002

Presentado ante la Ilustre
Universidad Central de Venezuela
Por la T.S.U. Vargas H., Mireya del C.
Para optar al Título
de Ingeniero Químico

Caracas, 2008

TRABAJO ESPECIAL DE GRADO

SIMULACIÓN DE UNA UNIDAD DE DESTILACIÓN DE NAFTA CON EL SOFTWARE EXPERION® DE HONEYWELL Y ELABORACIÓN DE LOS INSTRUCTIVOS DE TRABAJO BAJO LAS NORMAS COVENIN- ISO TR 10013:2002

TUTOR ACADÉMICO: Prof. Johnny Vásquez
TUTOR INDUSTRIAL: Ing. Ricardo Caballero

Presentado ante la Ilustre
Universidad Central de Venezuela
Por la T.S.U. Vargas H., Mireya del C.
Para optar al Título
de Ingeniero Químico

Caracas, 2008

“Dios le da una lombriz a cada pájaro, pero no lo lleva hasta el nido”

Dedico con mucho orgullo, este trabajo a la mujer maravillosa que me dio la vida, por su incondicional amor y presencia en cada uno de los pasos que he dado en la vida que Dios me regaló.

Gracias mamá...

AGRADECIMIENTOS

Dicen que soñar no cuesta nada, pero si sueñas mucho te cuesta el tiempo, y tiempo es el que falta para poder terminar de crear el mundo en cada persona. Por eso, hay que despertar hacia el mundo que nos rodea y seguir el sueño que una vez pensamos en silencio, para que así cuando llegue el día desde la cima donde la brisa lleva cada sueño pensado en silencio por primera vez, recordemos lo bueno y lo malo que nos sucedió mientras creamos ese mundo y que en el presente de esos momentos, se buscaron fuerzas y voluntades para tener en hechos las palabras: futuro, valor, amor y sobre todo confianza en ti mismo, al escuchar siempre “Sigue, que llegarás...”

En este sueño hecho realidad agradezco aquellas personas que de una u otra forma me han ayudado en realizar esta meta:

A la Universidad Central de Venezuela, por dame la oportunidad de poder continuar creciendo profesionalmente.

A mi tutor académico, el Prof. Johnny Vásquez, por enseñarme que la vida nos ofrece oportunidades que nos permiten crecer en sabiduría y como persona, por su paciencia, dedicación y apoyo para el desarrollo de este trabajo.

A mi tutor industrial, el Ing. Ricardo Caballero, por transmitirme parte de su experiencia profesional en la empresa Honeywell y su apoyo en todo momento durante la ejecución de este trabajo.

A la empresa Honeywell, por su colaboración y enseñanza para la comprensión, ejecución y desarrollo de este trabajo, por parte de los departamentos de Control de Procesos y el departamento de Ingeniería.

A cada uno de los profesores de la Escuela de Ingeniería Química, por su esfuerzo de enseñanza cada día en cada materia, y enseñarme que todos los días se aprende algo nuevo para crecer de forma profesional y personal.

A mi mamá, por ser la primera persona que me enseñó a leer y escribir; por su confianza y constante apoyo en las alegrías y tristezas para que hoy se hiciera realidad una de mis metas.

A mi hermano Richard, por su apoyo incondicional y enseñarme que la vida es más fácil y hermosa acompañada por el amor de hermano.

A mi Ángel que Dios me puso en mi camino, para darme amor, apoyo, tranquilidad y fuerzas ante las adversidades de la vida y compartir los momentos de felicidad juntos.

Y sobre todas las cosas a Dios Omnipotente, por darme todas las fuerzas y enseñarme que con mucha fe en él, los sueños se cumplen.

Vargas H., Mireya del C.

**SIMULACIÓN DE UNA UNIDAD DE DESTILACIÓN DE NAFTA
CON EL SOFTWARE EXPERION® DE HONEYWELL Y
ELABORACIÓN DE LOS INSTRUCTIVOS DE TRABAJO BAJO LAS
NORMAS COVENIN- ISO TR 10013:2002**

Tutor Académico: Prof. Johnny Vásquez. Tutor Industrial: Ing. Ricardo Caballero. Tesis. Caracas, U. C. V. Facultad de Ingeniería. Escuela de Ingeniería Química. Año 2008, 194 p.

Palabras Claves: Control de Procesos, Controlador C200, Control Multivariable, Simulación de Procesos, Instructivos de Trabajo.

Resumen. El área de Control de Procesos es de suma importancia tanto en la formación, como en el desempeño profesional de los Ingenieros Químicos. En este sentido, es necesario que durante su formación académica, el estudiante cuente con la posibilidad de realizar prácticas de laboratorio, que le faciliten la comprensión de los principios fundamentales, que deben ser considerados al momento de controlar un proceso químico dado.

El en presente Trabajo Especial de Grado, se realizaron los instructivos de trabajo bajo las normas COVENIN - ISO TR 10013:2002, que les permitirán a los estudiantes, entre otras actividades, configurar un punto de control, sintonizar lazos de control y recolección de data. Los mencionados instructivos serán documentos que describen de forma clara, los pasos consecutivos para iniciar, desarrollar y concluir una actividad y/o simulación de control de procesos, en los equipos y software desarrollado por Honeywell.

Además de los instructivos, y con el propósito de incorporar otra práctica virtual al Laboratorio de Control de Procesos, se simularon los lazos de control de una unidad de Destilación de Nafta, y se implementó el esquema de control multivariable, los modelos matemáticos e interfaz humano-máquina mediante el software *Profit Suite* de Honeywell.

Para lograr los objetivos planteados, se contempló la identificación y clasificación de las variables involucradas en la Unidad de Destilación de nafta (CD4N), clasificándolas como: Manipuladas, Controladas y Perturbaciones, para seguidamente se elaboraron los Diagramas de Bloques, con el propósito de representar la interacción entre ellas. Estos diagramas, facilitaron la configuración de la simulación a lazo abierto, en el *Experion PKS*, para estudiar las respuestas de las variables del proceso a controlar, previamente sintonizadas por medio del programa *Profit RPID*. Se realizó la estrategia avanzada de control, a partir de la construcción del control multivariable (RMPCT), a fin de lograr un proceso más óptimo y seguro. Seguidamente, y con la finalidad de monitorear el proceso simulado, se elaboraron los despliegues del proceso mediante el uso del programa *HMIWeb*. Finalmente, se realizaron los instructivos de trabajo bajo las Normas ISO-COVENIN 10013:2002, de tres software de la empresa Honeywell, que permiten ejecutar de manera más didáctica, concisa y eficaz las actividades en los mismos.

ÍNDICE DE CONTENIDO

INTRODUCCIÓN.....	1
CAPÍTULO I.....	3
FUNDAMENTO DE LA INVESTIGACIÓN	3
I.1 PLANTEAMIENTO DEL PROBLEMA.....	4
I.2 OBJETIVOS.....	6
I.2.1 Objetivo General.....	6
I.2.2 Objetivos Específicos.....	6
I.3 ANTECEDENTES.....	7
CAPITULO II.....	10
MARCO TEÓRICO.....	10
II.1 PROCESOS DE REFINACIÓN.....	11
II.1.1 Refinería.....	11
II.1.2 Proceso de Destilación.....	12
II.1.3 Productos típicos de la destilación en la Refinería.....	15
II.2 CONTROL DE PROCESOS.....	17
II.2.1 Conceptos Básicos.....	18
II.2.2 Función de Transferencia.....	23
II.2.3 Tipos de Controladores.....	28
II.2.4 Ajustes de los controladores.....	35
II.2.5 Estrategias de Control.....	44
II.2.6 Normas SAMA.....	49
II.2.7 Programas y Simuladores.....	51

II.3 NORMA VENEZOLANA. DIRECTRICES PARA LA DOCUMENTACIÓN DE SISTEMAS DE GESTIÓN DE LA CALIDAD. COVENIN-ISO 10013-2002.....	59
CAPITULO III.....	65
METODOLOGÍA.....	65
III.1 FASES DEL PROYECTO.....	66
III.1.1 Primera Fase.....	66
III.1.2 Segunda Fase.....	67
III.1.3 Tercera Fase.....	68
CAPITULO IV.....	71
RESULTADOS Y ANÁLISIS	71
IV.1 Elaboración de los Instructivos de Trabajo bajo las Normas COVENIN TR-10013 – 2002.....	72
IV.2 Clasificación de las variables Involucradas en el Proceso.....	76
IV.3 Elaboración de los Diagramas de Bloque para el proceso de Destilación de Nafta (CD4N).....	78
IV.4 Implementación de los esquemas de control básico y de instrumentación en la simulación de la Unidad de Destilación de Nafta (A-3; A-4).....	81
IV.4.1 Configuración de los lazos simples de los flujos correspondiente a las columnas de Destilación de Nafta.....	82
IV.4.2 Configuración de los lazos de control en cascada correspondientes al control de Nivel y Temperatura de las columnas de destilación A-3 y A-4.....	84
IV.4.3 Configuración de la optimización de la Nafta Pesada.....	87
IV.5 Sintonización de los lazos de Control en Experion PKS.....	89
IV.6 Implementación de las estrategias de control avanzado para el proceso de Destilación de Nafta (CD4).....	92
IV.6.1 Generación del Modelo Matemático.....	93

IV.6.2 Diseño y Configuración del controlador multivariable.....	97
IV.6.3 Comisionado del controlador multivariable.....	100
IV.7 Diseño de la Estrategias de Control y/o adecuación de las normas SAMA...	113
IV.8 Diseño de la Interfaz Humano- Máquina.....	118
CAPITULO V.....	123
CONCLUSIONES Y RECOMENDACIONES.....	123
CONCLUSIONES.....	124
RECOMENDACIONES.....	126
BIBLIOGRAFÍA.....	127
APÉNDICE A. Diagramas de Flujos del proceso de Destilación de Nafta (CD4N).....	132
APÉNDICE B. Formato principal de los Instructivos de trabajo.....	135
APÉNDICE C. Diagrama de bloques.....	139
APÉNDICE C.1 Diagrama de bloques del proceso de Destilación de Nafta (CD4N).....	140
APÉNDICE C.2 Diagramas de bloques de las Estrategias de Control en el proceso de Destilación de Nafta (CD4N).....	144
APÉNDICE D Rangos máximos y Mínimos de PV y Set Point (SP) asignados a los bloques de configuración en el software Experion®.....	147
APÉNDICE E. Comparación de las funciones de transferencias obtenidas por pruebas de campo (Honeywell) y por Simulación.....	150
APÉNDICE F. Parámetros de configuración para el Controlador Multivariable....	159
APÉNDICE G. Comisionado: Comportamiento de las variables controladas por cambios de Set Point.....	164
APÉNDICE H. Diagrama de Tubería e Instrumentación para el proceso de Destilación de Nafta (CD4N).....	167

ÍNDICE DE TABLAS

Tabla N° 1. Ecuaciones para ajustes de razón de asentamiento de un cuarto.....	34
Tabla N° 2. Fórmulas de Sintonización para Integración Mínima en presencia de perturbaciones de entrada.....	38
Tabla N° 3. Ventajas y desventajas de aplicar un control Feedback.....	41
Tabla N° 4 Ventajas y desventajas de aplicar un control FeedForward.....	42
Tabla N° 5 a. Variables Manipuladas involucradas en el proceso.....	76
Tabla N° 5 b. Variables de Perturbación involucradas en el proceso.....	77
Tabla N° 5 c. Variables Controladas involucradas en el proceso.....	77
Tabla N° 6. Parámetros de Ajustes para la variable de presión a diferente tiempo de ejecución.....	90
Tabla N° 7. Parámetros de Ajustes para la variable de temperatura a diferente tiempo de ejecución.....	92
Tabla N° 8. Comparación de las funciones de transferencia suministrada por la empresa Honeywell y las obtenidas por simulación.....	95
Tabla N° 9a. Rangos máximos y mínimos de las variables manipuladas (MV) colocados en la configuración de controlador multivariantes.....	160
Tabla N° 9b. Rangos máximos y mínimos de las variables controladas (CV) colocados en la configuración de controlador multivariantes.....	160
Tabla N° 10. Valores configurados de Rampa (Mín-Máx) para las MVs.....	161
Tabla N° 11. Valores configurados de CVs a optimizar.....	162
Tabla N° 12. Valores configurados de CVs en el parámetro <i>control</i>	162
Tabla N° 13. Valores configurados de CVs en el parámetro <i>process</i>	163
Tabla N° 14. Comparación de tiempos a cambios de Ratio para las variables controladas.....	106
Tabla N° 15. Valores de flujos obtenidos de las variables controladas con parámetros de optimización bases y maximizados.....	113

Tabla N° 16. Rangos máximos y mínimos de PV y SP para las variables manipuladas (MV) colocados en la configuración del punto de control.....	148
Tabla N° 17. Rangos máximos y mínimos de PV y SP para las variables perturbadas (PV) colocados en la configuración del punto de control.....	148
Tabla N° 18. Rangos máximos y mínimos de PV de las variables controladas (CV) colocados en la configuración de los puntos de control.....	149
Tabla N° 19a. Comparación de las funciones de transferencia suministrada por la empresa Honeywell y las obtenidas por simulación.....	151
Tabla N° 19b. Comparación de las funciones de transferencia suministrada por la empresa Honeywell y las obtenidas por simulación.....	152
Tabla N° 19c. Comparación de las funciones de transferencia suministrada por la empresa Honeywell y las obtenidas por simulación.....	154
Tabla N° 19d. Comparación de las funciones de transferencia suministrada por la empresa Honeywell y las obtenidas por simulación.....	155
Tabla N° 19e. Comparación de las funciones de transferencia suministrada por la empresa Honeywell y las obtenidas por simulación.....	157

ÍNDICE DE FIGURAS

Figura 1. Proceso de una Refinería.....	10
Figura 2. Distribución del líquido – vapor en los platos de una columna de Destilación.....	12
Figura 3. Esquema de sistema de lazo control abierto y lazo cerrado.....	17
Figura 4. Elementos de un diagrama de bloques.....	18
Figura 5. Diagrama de Bloque correspondiente a un sistema de control.....	19
Figura 6. Representación de la función de transferencia en diagrama de bloque....	19
Figura 7. Respuesta de un sistema de control con y sin tiempo muerto.....	22
Figura 8. Respuesta de un sistema de segundo orden.....	24
Figura 9. Variable manipulada en función del error de control para un controlador <i>On/Off</i>	25
Figura 10. Respuesta del controlador PI a un cambio de error.....	26
Figura 11. Respuestas de los sistemas de control para cada tipo de controlador.....	28
Figura 12. Modelo estructura multivariable 2x2.....	30
Figura 13. Determinación de la ganancia última.....	34
Figura 14. Respuesta de escalón de un proceso de primer orden más tiempo muerto por el método de la curva de reacción.....	36
Figura 15. Integrales del Error para cambios en la perturbación y en el <i>Set Point</i> ...	36
Figura 16. Respuestas de lazo cerrado usando varios los tres criterios integral.....	37
Figura 17. Símbolos que corresponden a la norma SAMA.....	46
Figura 18. Comparación de diagrama entre la norma ISA y norma SAMA.....	49
Figura 19. Arquitectura del Sistema Experion [®] PKS.....	52
Figura 20. HMI para una Columna de Destilación Atmosférica.....	51
Figura 21. Herramientas que se encuentran en el PDS.....	52
Figura 22. Jerarquía típica de la documentación del sistema de gestión de calidad..	55
Figura 23. Formato de Documento bajo las normas COVENIN - ISO 10013-2002.	59
Figura 24. Diagrama de Bloque de calidad de Nafta RVP (AXC004).....	80

Figura 25. Diagrama de Bloque de flujo de Nafta Liviana (F004).....	81
Figura 26a. Configuración de punto de control para la variable manipulada de flujo de recalentamiento del fondo de A-(FC406).....	83
Figura 26b. Configuración de punto de control para la variable de perturbación de temperatura (TC208).....	84
Figura 27a. Configuración de punto de control para la variable interna de flujo (FC018)...	86
Figura 27b. Configuración de punto de control para la variable externa de nivel (LC010).	86
Figura 28. Configuración de punto de optimización de Nafta Pesada (F029).....	88
Figura 29. Gráfico de sintonía para la variable de presión a diferentes tiempos de ejecución.....	90
Figura 30. Gráfico de sintonía para la variable de temperatura a diferentes tiempos de ejecución.....	92
Figura 31. Selección de funciones de transferencia identificadas con el <i>Profit Stepper</i> , a partir de la simulación realizada en <i>Experion PKS</i>	94
Figura 32 a. Comparación de las MVs de Honeywell con respecto la Simulación para el control de CV1.....	96
Figura 32 b. Comparación de las PVs de Honeywell con respecto la Simulación para el control de CV1.....	96
Figura 33a. Ventana del Controlador Multivariable diseñado para las variables controladas en el Profit Design Studio.....	97
Figura 33b. Ventana del Controlador Multivariable diseñado para las variables manipuladas en el Profit Design Studio.....	98
Figura 33c. Ventana del Controlador Multivariable diseñado para las variables perturbadas en el Profit Design Studio.....	98
Figura 34. Asignación de cambio de Set Point en la variable controlada AXC004...	101
Figura 35. Trends de las variables manipuladas (PC005, FC017,FC406), con respecto a la variable controlada (AXC004).....	102
Figura 36a. Cambio de Set Point en la variable Temperatura PLT24 (TC407).....	103
Figura 36b. Conflicto del controlador por límite mínimo en la variable TC406.....	104

Figura 37. Trends de las variables manipuladas (PC006, FC019, F C412), con respecto a la variable controlada (TC407).....	105
Figura 38. Nuevos valores de Performace Ratio asignados al parámetro <i>Control</i> de la CVs.....	107
Figura 39a. Curvas de reacción de las variables manipuladas con respecto a la variable controlada AXC427, para Rampa 1.....	108
Figura 39b. Curvas de reacción de las variables manipuladas con respecto a la variable controlada AXC427, para Rampa 0,5.....	109
Figura 39c. Curvas de reacción de las variables manipuladas con respecto a la variable controlada AXC427, para Rampa 3.....	109
Figura 40. Curvas de reacción de las variables controladas a optimizar (F004, FC018, F029).....	110
Figura 41a. Conflicto de valores de optimización para cambios de Set Point de la variable controlada FX017.....	111
Figura 41b. Cambio de valor de optimización de Butano para eliminar conflicto de optimización.....	112
Figura 42a. Control de Cascada de nivel LC010 con control de flujo FC018, bajo las normas ISA y SAMA.....	115
Figura 42b. Control de Cascada de nivel LC012 con control de flujo FC012, bajo las normas ISA y SAMA.....	116
Figura 43. Control de Cascada de Temperatura TC4080 con control de reflujo FC027, bajo ambas normas.....	118
Figura 44. Vista de la ventana del faceplate de la variable manipulada.....	120
Figura 45 a. Despliegue de la columna de destilación A-3 del proceso de Nafta.....	121
Figura 45 b. Despliegue de la columna de destilación A-4 del proceso de Nafta.....	122
Figura 46. Vista del <i>Trend</i> de la variable controlada a través del <i>faceplate</i>	122
Figura 48. Diagrama de Bloque de la presión de plato 30 de la columna A-3 (PC005.OP).....	141
Figura 49. Diagrama de Bloque de la temperatura del plato 32 de la columna A-3 (TC406).....	141

Figura 50. Diagrama de Bloque de la relación de reflujo/carga de la columna A-3 (FX017).....	142
Figura 51. Diagrama de Bloque presión tope de la columna A-4 (PC006.OP).....	142
Figura 52. Diagrama de Bloque de Temperatura del plato 24 de la columna A-4 (TC407).....	142
Figura 53. Diagrama de Bloque de la relación de reflujo/carga de la columna A-4 (FX019).....	143
Figura 54. Diagrama de Bloque de flujo de salida de butano de la columna A-3 (FC018).....	143
Figura 55. Diagrama de Bloque de flujo de Nafta Pesada (FC029).....	143
Figura 56. Diagrama de Bloque del control de cascada de nivel del tanque reflujo (LC010) con flujo de salida (FC018) de la columna A-3.....	145
Figura 57. Diagrama de Bloque del control de cascada de nivel del tanque reflujo (LC012) con flujo de salida (FC012) de la columna A-4.....	145
Figura 58. Diagrama de Bloque del control de cascada de nivel del fondo de la columna A-3 (LC009) con flujo de salida (FC016).....	145
Figura 59. Diagrama de Bloque del control de cascada de nivel de fondo de la columna A-4 (LC011) con flujo de salida (FC427).....	146
Figura 60. Diagrama de Bloque del control de cascada de temperatura del tope de la A-3 (LC011) con reflujo (FC017).....	146

INTRODUCCIÓN

El área de control de procesos ha jugado un papel vital en el avance de la ingeniería y la ciencia. Se ha convertido en parte importante de los procesos industriales, debido a que su objetivo principal es obtener un producto final con características determinadas, de forma que cumpla con las especificaciones y niveles de calidad exigidos por el mercado. En este sentido, para garantizar las especificaciones del producto, sólo será posible gracias a un control exhaustivo de las condiciones de operación, ya que desde la alimentación hasta las condiciones del entorno del proceso son variantes del tiempo. Es por ello, que el ingeniero debe tener sólidos conocimientos en esta área, y por ende se debe desarrollar el aprendizaje académico, que permita implementar sistemas de control capaces de mantener los equipos operativos, así como las variables involucradas en el proceso industrial. En este sentido, la construcción de un laboratorio con equipos de control utilizados actualmente, así como prácticas virtuales de procesos reales, etc; permitiría este aprendizaje. Un ejemplo de lo antes mencionado, es el desarrollo de un sistema de control eficaz y seguro en las columnas de destilación, tal es el caso de la tecnología del control multivariable, ya que estos sistemas de control permiten resolver problemas específicos en estas operaciones unitarias, debido a que esta última cumple una función fundamental para la elaboración de numerosos productos industriales, como las plantas químicas, refinerías, etc.

Por lo expuesto anteriormente, la cátedra de Control de procesos de la Escuela de Ingeniería Química el objetivo de construir un laboratorio, con la finalidad de preparar al estudiante de manera tal, que sea capaz de tomar decisiones en un momento dado, en relación a problemas con el área de control y simulación de los procesos químicos reales. Para ello, se realizó este Trabajo Especial de Grado con la finalidad de consolidar más este laboratorio, con la incorporación de una práctica virtual del proceso de Destilación de Nafta, mediante el uso de programas aplicados actualmente en las industrias, así como la ejecución dinámica de estos software

desarrollados por la empresa Honeywell, a través de los instructivos de trabajo bajo las normas COVENIN – ISO TR 10013:2002, para que dichas actividades sean desarrolladas de forma clara, directa y eficaz.

Para llevar a cabo este proyecto, fue necesario comenzar por la documentación exhaustiva del proceso en estudio (Unidad de Destilación de Nafta) y lo referente a la elaboración de instructivos bajo las normas, seguidamente efectuar una serie de actividades que permitan alcanzar los objetivos planteados. Entre las actividades realizadas se pueden mencionar:

- Elaboración de los instructivos de trabajo bajo las normas de los software de Honeywell, para configurar un punto de control, sintonización de un lazo de control y recolección de data de un punto de control.
- Simulación a lazo abierto de las variables controladas, manipuladas y de perturbación mediante el uso del programa *Experion PKS* de Honeywell.
- Implementación del control multivariable (RMPCT) a partir de los modelos matemáticos obtenidos con el uso del programa *Profit Design Studio*, con la recolección de data mediante la utilización del programa *Profit Stepper*.
- Elaboración de los despliegues del proceso que permiten monitorear los equipos, variables, etc., del proceso de destilación.

Cabe destacar, que la ejecución de la simulación en este Trabajo Especial de Grado es de un proceso real, el cual permitió observar las variables principales del proceso que deben ser controladas, mediante la aplicación de un controlador (controlador multivariable), que manipule un conjunto de variables que conduzca a obtener los productos bajo especificaciones. Siendo esto posible, con el uso de programas actualmente aplicados industrialmente de la empresa de Honeywell. Además, se observó y monitoreó completamente el proceso como es llevado a cabo en las plantas químicas.

CAPÍTULO I
FUNDAMENTOS DE LA INVESTIGACIÓN

I.1 PLANTEAMIENTO DEL PROBLEMA

El área de Control de Procesos es de suma importancia tanto en la formación, como en el desempeño profesional de los Ingenieros Químicos. En este sentido, es necesario que durante su formación académica, el estudiante cuente con la posibilidad de realizar prácticas de laboratorio, que le faciliten la comprensión de los principios fundamentales, que deben ser considerados al momento de controlar un proceso químico dado.

Actualmente, en la Escuela de Ingeniería Química no se realizan prácticas de control de procesos, en las que el estudiante se relacione con los elementos que componen los lazos de control, es decir, controlador, válvulas, transmisores, etc. En el contexto de lo que se denomina actualmente prácticas de control de procesos, se desarrollan proyectos basados en el uso del programa Simulink,[®] que aun cuando resultan interesantes y cumplen con su objetivo académico, es común encontrarse con actividades diseñadas que terminan siendo un complemento obligado de la teoría, además de que los resultados obtenidos no son trasladables por los estudiantes a la realidad. Es por ello, que la cátedra de control de procesos y la empresa Honeywell de Venezuela, especializada en tecnologías de control, trabajan en conjunto para la construcción de un laboratorio de control de procesos, donde se puedan realizar prácticas que involucren los componentes de los lazos de control y además poder ejecutar prácticas virtuales de procesos industriales. Se pretende además, que el laboratorio sea multidisciplinario, es decir, que puedan participar estudiantes y docentes de las Escuelas de Ingeniería Química, Mecánica y Eléctrica en actividades de docencia e investigación.

En la ejecución del mencionado proyecto, se han realizado Trabajos Especiales de Grado y una Pasantía Industrial, con el objetivo de consolidar el citado laboratorio, sin embargo, la implementación de las prácticas de laboratorio y la posterior ejecución de las mismas, exige la capacitación en el manejo de los equipos (transmisores, controlador, etc.), y el software asociado a los mismos.

El presente Trabajo Especial de Grado, pretende realizar instructivos bajo las normas COVENIN - ISO TR 10013:2002, que le permita a los estudiantes, entre otras actividades, configurar un punto de control, sintonizar lazos de control y recolectar data. Los mencionados instructivos serán documentos que describirán de forma clara, los pasos consecutivos para iniciar, desarrollar y concluir una actividad y/o simulación de control de procesos, en los equipos y software desarrollado por Honeywell.

Además de los instructivos, y con el propósito de incorporar otra práctica virtual al Laboratorio de Control de Procesos, se pretenden simular los lazos de control de una unidad de Destilación de Nafta, e implementar el esquema de control multivariable, modelos matemáticos e interfaz humano-máquina mediante el software Profit Suite de Honeywell.

I.2 OBJETIVOS

I.2.1 Objetivo General.

Simular de una unidad de Destilación de nafta con el software Experion[®] de Honeywell y elaboración de los instructivos de trabajo bajo las normas COVENIN-ISO TR 10013:2002.

I.2.2 Objetivos Específicos.

- Elaborar un instructivo de trabajo para: configurar un punto (lazo de control) en el software Experion[®] de Honeywell, sintonización de un lazo de control en el software Profit RPID de Honeywell y recolección de data de un lazo de control en el software Profit Stepper de Honeywell, bajo norma COVENIN – ISO TR 10013:2002.
- Identificar para su clasificación las variables involucradas en el proceso.
- Realizar la representación gráfica de las funciones de transferencia por medio de diagrama de bloque para el proceso.
- Establecer los esquemas de control básico y de instrumentación en la simulación con el software Experion[®] de Honeywell.
- Diseñar las estrategias de control y/o adecuación de las mismas, bajo las normas SAMA (*Apparatus makers Association*), a ser configuradas en el Sistema de Control Distribuido (DCS).
- Realizar la sintonía de los lazos de control básico.
- Crear la interfase Humano-Máquina con el fin de desarrollar la práctica virtual con el software HMIWeb Experion[®] de Honeywell.
- Recolectar datos del proceso a través de los test de planta con el software Profit Stepper de Honeywell.
- Identificar los modelos matemáticos para la selección del controlador.
- Diseñar el controlador requerido en el proceso mediante una simulación.
- Instalar y comisionar en la planta, el control multivariable de la columna de destilación de Nafta mediante el Profit Control de Honeywell.

I.3 ANTECEDENTES

A continuación se hace una descripción de los trabajos realizados con anterioridad en la Escuela de Ingeniería Química, que permitirán sentar las bases para la continuación del presente Trabajo Especial de Grado (TEG).

CHANO, C. y VICENTE, M. “Estudio preliminar para la automatización del Laboratorio de Operaciones Unitarias. Implementación del Sistema de Control para la práctica de Balances en Estado No Estacionario”. (2007)

El objetivo primordial de esta tesis, fue estudiar los procesos involucrados en las prácticas, que constituyen el Laboratorio de Operaciones Unitarias, para luego automatizarlas. Además, se seleccionó una de las prácticas denominada Balance en Estado No Estacionario y en ella se recolectó toda la información requerida para el diseño de un sistema de control, para en un futuro implementarlo en la práctica ya mencionada. Para llevar a cabo esto, fue necesario el estudio profundo de cada una de las prácticas, donde se identificaron las distintas variables involucradas en los procesos, se procedió al desarrollo de la ingeniería básica para la automatización del Laboratorio de Operaciones Unitarias utilizando el controlador C-200 de Honeywell, el desarrollo de la ingeniería de detalle sólo para la práctica seleccionada a automatizar y se realizó la simulación de dicha práctica con el Sistema de Control Distribuido Experion[®] PKS de Honeywell.

Las conclusiones más resaltantes en este proyecto son:

- La simulación logró recrear de la manera más exacta las estrategias de control diseñadas, para la implementación de los lazos típicos de control utilizados en la industria.
- Se implementó el Sistema de Control Distribuido, para la supervisión y control de las variables asociadas a cada una de las prácticas del Laboratorio de Operaciones Unitarias.
- Es posible la implementación de un control multivariable, en la práctica de Balances en Estado No Estacionario, controlando los niveles de los tres tanques simultáneamente.

NHORA, CARLOS. “Implementación de un sistema de control para la práctica de balances en estado no estacionario”. (2007)

El objetivo general de esta pasantía industrial, consistió en llevar a cabo acciones necesarias para la implementación de un sistema de control para la práctica de Balance en Estado No Estacionario, donde se utilizó el controlador híbrido C-200 de Honeywell y se debió conocer el sistema Experion[®] PKS de Honeywell. Se elaboraron las hojas de especificaciones y la configuración de los transmisores y las válvulas de control necesarias y luego ser instalados en la práctica seleccionada. Igualmente se elaboraron los despliegues correspondientes a la práctica mediante la herramienta HMIWeb Display Builder.

LEÓN, PATRICIA. “Simulación del Proceso y Lazos de Control de una Unidad de Destilación Atmosférica y el Tren de Pre calentamiento con la finalidad de realizar prácticas virtuales”. (2008)

El objetivo primordial de este TEG, fue simular el proceso de una Unidad de Destilación Atmosférica y el tren de pre calentamiento asociado utilizando Hysys[®] y los distintos lazos de control con el programa Experion[®] PKS (*Process Knowledge System*) de Honeywell, para ello se elaboraron los modelos matemáticos mediante la identificación y clasificación de las variables involucradas de cada proceso, y así establecer los esquemas de control para ser simulados en el programa. De igual forma se estableció un sistema de control avanzado, que permitió desarrollar los mímicos de los sistemas de protección exhibidos en el Sistema de Control Distribuido, con la finalidad de observar las causa-efectos de los cambios en la variables, donde permitió realizar una interfase Humano.- Máquina, con despliegues gráficos que mostraron el comportamiento del sistema, y así el estudiante podrá interactuar con el sistema y observar los cambios que se presentan en el proceso.

Las conclusiones más importantes de este trabajo son:

- La elaboración de las interacciones de todas las variables (manipuladas, controladas y perturbaciones) a través de los diagramas de bloques, permitieron realizar la simulación del proceso en *Experion PKS*.
- Es posible implementar la simulación del Horno y de la Unidad de Destilación Atmosférica, a partir de las funciones de transferencia obtenidas de las pruebas de planta, a través de la definición y configuración manual de los puntos que constituyen el proceso.
- Se logró comparar la simulación a lazo abierto del proceso, en el sistema *Experion PKS* con el paquete de simulación *Simulink*.
- El desempeño de los programas *Profit Stepper* y *Profit Design Studio*, es bastante exacto y preciso, para la identificación de los modelos matemáticos.
- El desempeño de los esquemas de control básico, implementados en la simulación realizada en *Experion PKS*, satisface las expectativas de una respuesta suave, sin oscilaciones, en el tiempo requerido para llegar al valor deseado.
- La realización de las pruebas de identificación, permitió obtener modelos aproximados del proceso.
- Fue posible lograr la comunicación, por primera vez en Venezuela, entre los programas *Profit Suite* y *Experion PKS* para la implementación del control multivariable (RMPCT)

CAPÍTULO II
MARCO TEÓRICO

II.1 PROCESO DE REFINACIÓN

Los procesos de refino dentro de una refinería, se pueden clasificar, por orden de realización y de forma general en: destilación, conversión y tratamiento. En este sentido, se presentarán una serie de conceptos relacionados con el primer proceso de refinación mencionado anteriormente, para el entendimiento y desarrollo del presente Trabajo Especial de Grado.

II.1.1 Refinería.

El petróleo, al ser extraído de los yacimientos, está constituido por una mezcla de hidrocarburos líquidos, gaseosos, sólidos e impurezas, el cual no presenta ninguna aplicación práctica inmediata. Por ello, es necesario realizarle una serie de transformaciones que permitan obtener diferentes productos útiles. Este proceso global, mencionado anteriormente, se realiza en una instalación industrial denominada *refinería*. En esta última, se debe tomar en cuenta el tipo de hidrocarburo que predomina en el petróleo crudo extraído, ya que establecerá el camino de **procesamiento en dicha refinería**.

La función principal de una refinería, consiste en obtener de los crudos a su disposición, las cantidades adecuadas de gases ligeros, como propano y butano, hasta las fracciones más pesadas, fuelóleo y asfalto, pasando por otros productos intermedios como la gasolina, el gasoil y los aceites lubricantes, como se puede observar en la figura 1.⁽²⁴⁾

Actualmente, las refinerías modernas están diseñadas de tal manera que su flujo, desde el bombeo inicial del petróleo crudo, hasta la salida final de los productos terminados, constituyen un proceso continuo. Cualquier interrupción en el mismo, significa una considerable pérdida de tiempo, dinero y mano de obra.⁽²⁵⁾

Es por ello, que el manejo de una refinería construida de acuerdo a las técnicas actuales es casi enteramente automático, donde existen sistemas electrónicos de control, que regulan las variables del proceso como las temperaturas, las presiones, la alimentación y muchas otras variables, como también dirigir la compleja integración de las distintas líneas de producción para obtener los productos de acuerdo a las especificaciones establecidas.⁽²⁶⁾

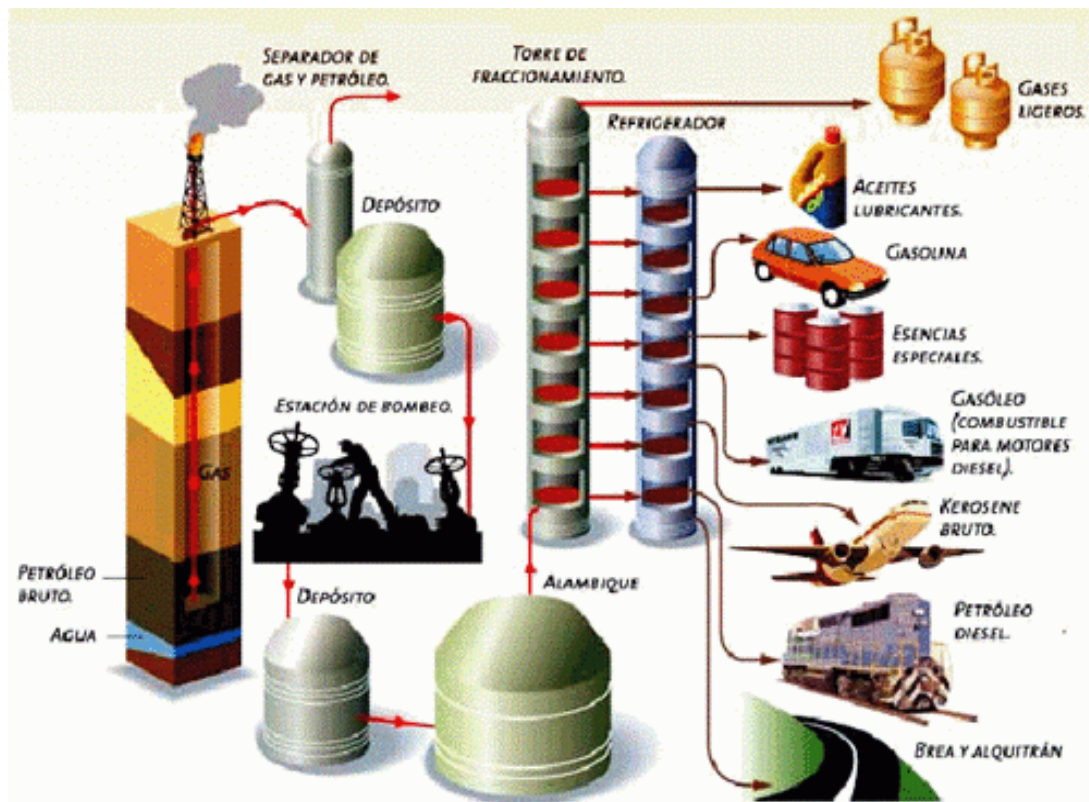


Figura 1. Proceso de una Refinería⁽²⁷⁾

II.1.2 Proceso de Destilación.

La extracción de los hidrocarburos presentes naturalmente en el crudo, se realiza principalmente por destilación, sin afectar la estructura molecular de los componentes. Fundamentalmente la destilación o fraccionamiento del crudo, es una

operación que permite separar cortes o combustibles de una mezcla compleja de hidrocarburos, como lo es el petróleo.

El principio físico en el que se basa la destilación, es la diferencia de volatilidades de los componentes, por tal motivo, en estas columnas fraccionadoras se adecuan las condiciones termodinámicas, para obtener los productos perfectamente especificados. En este sentido, para que se produzca el fraccionamiento se debe alcanzar el equilibrio entre las fases líquido – vapor, ya que de esta manera, los componentes más livianos o de menor peso molecular, predominen en la fase vapor y los de mayor peso molecular en la fase líquida. Este equilibrio entre las fases, depende de parámetros termodinámicos, principalmente de la temperatura y presión del sistema. A continuación se definen estos parámetros a lo largo de la columna: ⁽²³⁾

- Temperatura de transferencia: es la máxima temperatura a la que se eleva el crudo para vaporizarlo, el rendimiento en destilados depende de esta variable.
- Presión de Trabajo: es aquella a la cual se produce la operación, afectando directamente el equilibrio líquido – vapor, lo que conduce a trabajar a la menor presión posible sin ser modificada frecuentemente.
- Temperatura de Tope: es aquella que se encuentra en la zona superior de la columna, la cual se controla con el reflujo de esta zona, donde este último es la fuente fría que genera la corriente de líquidos que entra en contacto con los vapores, produciéndose el equilibrio de líquido-vapor.
- Temperatura de Corte: es aquella a la cual se encuentra la extracción lateral de un combustible. Se controla con el reflujo del tope y reflujos circulantes. Estos últimos tienen un efecto semejante al reflujo del tope y que además precalientan el crudo, con la finalidad de recuperar energía.

Las columnas de destilación en las refinerías, consisten en altos cilindros de acero que en algunos casos pueden alcanzar hasta 40 m de altura y que en su interior poseen bandejas de acero perforadas, colocados a intervalos desde la zona superior de la

columna hasta el fondo de la misma. Esta separación de la bandejas, conduce a tener gradientes térmicos en el interior de la columna, debido a que cada plato tiene una temperatura más baja que la inferior.

Es por ello, que para lograr una separación más exacta de las fracciones, las perforaciones de las bandejas, se encuentran cubiertas por unas tapas especiales llamadas "campanas de burbujeo", cuya forma es la de una cubeta invertida, donde sus bordes no alcanzan a tocar el fondo de la bandeja. Estas campanas, obligan a los vapores a pasar burbujeando, a través del líquido que se acumula en cada bandeja en los distintos niveles. Esto ayuda a condensar los vapores ascendentes, de la fracción que se está acumulando en una determinada bandeja, mientras que el calor que asciende desde la parte inferior, ayuda a los vapores que puedan haberse mezclado con el líquido a subir hasta la bandeja siguiente. Mediante este método de destilación, las distintas fracciones se separan gradualmente, unas de otras repartiéndose en las bandejas de la columna de fraccionamiento, como se puede observar en la figura 2.⁽²³⁾

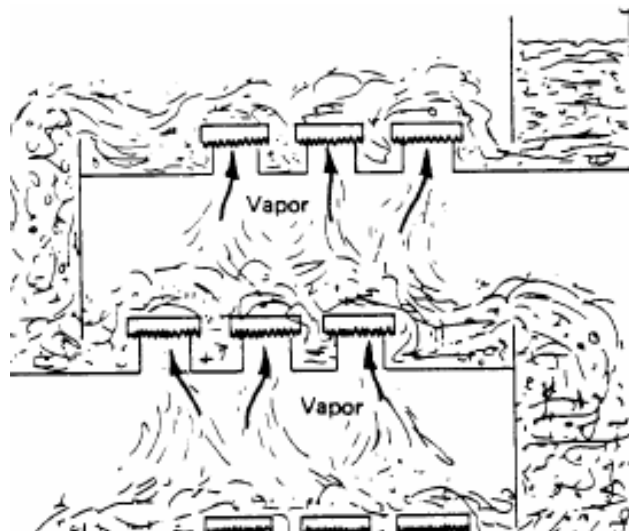


Figura 2. Distribución del líquido – vapor en los platos de una columna de Destilación.⁽²⁴⁾

Cabe destacar que la destilación del crudo es continua, donde las fracciones separadas salen a diferentes niveles a lo largo de la columna. Esta operación, no obstante, sólo suministra productos en bruto, que deben ser mejorados para su comercialización,

uno de los productos intermedios es la nafta “virgen”, que seguidamente será fraccionada en columnas anexas, para cumplir con la calidad de demanda en el mercado.

La columna de separación de nafta, será el objeto de estudio de este Trabajo Especial de Grado, ya que se evaluará los distintos parámetros termodinámicos que intervienen en dicho proceso.

II.1.3 Productos típicos de la Destilación en la Refinería.

Los productos típicos obtenidos en la refinería por medio del proceso de destilación son los siguientes: ⁽²³⁾

- Destilados Medios

Es el material que hierve, dentro de un intervalo general de 330° a 750° F. Este rango incluye normalmente kerosén, combustible diesel, aceite de calefacción y combustibles ligeros. Los puntos reales de corte inicial y final se determinan mediante las especificaciones de los productos deseados.

- Gasoil

Corte de la torre atmosférica que hierve en el rango de 300 a 700° F. El corte exacto se determina por las especificaciones de los productos.

- Kerosén

Producto destilado medio compuesto de material de 300 a 550° F. El corte exacto viene determinado por las diversas especificaciones del kerosén acabado.

- Nafta

Corte de la torre atmosférica en el intervalo C₅ – 420° F. Las naftas se subdividen de acuerdo con los cortes reales de la torre en naftas vírgenes ligeras (C₅ – 160° F), intermedias (160° – 280° F), pesadas (280° – 330° F) y extra pesadas (330° – 420° F). Las naftas, principales componentes de las gasolinas, necesitan generalmente procesarse para obtener gasolinas de óptima calidad.

- Residuo Atmosférico o residuo largo

Producto líquido del fondo de la torre atmosférica en el promedio 343° C.

- Residuo de vacío o residuo corto

Producto líquido del fondo de la torre de vacío en el promedio 566° C.

Unos de los productos que se estudiara en este Trabajo Especial de Grado, es el fraccionamiento de la Nafta para dos columnas de destilación continuas, ubicadas en la refinería venezolana de AMUAY. En este sentido, el proceso de Destilación de Nafta se inicia cuando la gasolina proveniente del tanque de reflujo de la columna de destilación atmosférica (M- 4), es enviada como alimentación a una columna desbutanizadora (A-3), previamente precalentada por tres intercambiadores de calor (T-14; T-34, T-15). EL efluente del primer intercambiador de calor (T-14), aumenta su temperatura al pasar por el segundo intercambiador de calor (T-34), el cual utiliza como fluido de calentamiento la salida de fondo de la columna A-3. Seguidamente, la gasolina aumenta más su temperatura al intercambiar calor con el fluido de calentamiento utilizado en el rehervidor de la columna A-4 (T-17), para entrar como carga a la columna de destilación A-3 y obtener los productos bajo especificaciones.

En la columna desbutanizadora (A-3), se obtiene una corriente de tope de Butano, previamente condensados parcialmente (T-22 A/D). La corriente parcialmente condensada, pasa a un tanque de reflujo de dos fases, donde los gases de salida del tanque de reflujo (M-5) son divididos en dos corrientes, una hacia la etapa de la refinería FCC/SGC y la otra es reciclada al tanque de reflujo (M-4). En cuanto, a la fase líquida contenida de Butano, parte es bombeada (P-15/A) como reflujo hacia el tope de la columna de destilación desbutanizadora (A-3) y otra es enviada como producto.

Del fondo de la columna desbutanizadora, salen dos corrientes de Nafta, una como alimentación hacia la columna de destilación (A-4), previamente utilizada como fluido de calentamiento (T-34), para aumentar la temperatura de la carga de la columna A-3. La segunda corriente de fondo, es reciclada a la columna, después de pasar por dos intercambiadores de calor (T-16 A/B), para calentar el fluido de la

columna A-2, que a su vez es fluido de calentamiento para el rehedidor de la columna A-4 y el intercambiador de calor T-15.

La corriente de fondo de la columna A-3, es mezclada con una corriente de Nafta de la columna CD-2/3, antes de entrar como alimentación a la columna A-4 al plato 14 de la misma. De esta columna de destilación (A-4), sale una corriente de tope previamente condensada parcialmente (T-23) es enviada a un tanque de reflujo (M-6), donde salen una corriente de gas enviado a un mehurrio y del fondo del tanque de reflujo, contenida de gasolina pesada, parte es bombeada como reflujo a la columna A-4 y otra es producto, previamente enfriada al pasa por el intercambiador de calor t-30.

El proceso culmina, cuando del fondo de la columna de destilación A-4, salen dos corrientes. La primera corriente, es recirculada a la columna, una vez de intercambiar calor con los fluidos que vienen del intercambiador de calor T-16 A/B de la columna A-3. En cuanto a la segunda columna, parte es bombeada a la columna de destilación y otra es enviada como producto (Nafta Liviana), una vez que haya sido enfriada por dos intercambiadores de calor (T-14; T-29 A/B). (*Ver Apéndice A*)

II.2 CONTROL DE PROCESOS

Uno de los objetivos de la refinería, en las columnas de destilación, es mantener las especificaciones de los productos de tope y fondo, fundamentalmente el de más valor añadido. Para ello, se ha disponer de sistemas de control que permitan cumplir con las especificaciones, lo que conduciría a obtener enormes beneficios potenciales, en especial en las columnas fraccionadoras, donde es necesario controlar varias variables del proceso, siendo el más adecuado un control multivariable, que será posteriormente descrito.

Como fue discutido en la sección correspondiente al proceso de destilación, la operación de la columna bajo los parámetros termodinámicos adecuados permite

obtener los productos bajo especificaciones. Tal es el caso para el proceso de ***Destilación de Nafta***, donde se requiere mantener bajo especificaciones la *Nafta Liviana* y *Nafta pesada*, y a su vez poder maximizar la producción, a través de la manipulación de otras variables involucradas en el proceso. Para ello, es necesario implementar sistemas de control que mantengan dentro de los límites, las diferentes variables como presión, temperatura y concentración de tope y fondo; así como la relación de reflujo, entre otras.

Estos sistemas de control, se dificultan cuando la columna de destilación presenta muchos platos, debido a que la velocidad de respuesta de acción es lenta. De igual forma, cuando la separación de los componentes afecta a muchas variables del proceso, requiriendo mucho control e interacción entre ellas.

Por consiguiente, el campo de control de procesos se ha considerado en los últimos años como uno de los componentes fundamentales en Ingeniería Química, junto con la termodinámica, transferencia de calor, transferencia de masa, mecánica de los fluidos y la cinética de reactores, entre otras. Esto es debido, a que el ingeniero debe tener conocimientos no sólo tradicionales, sino también los fundamentos teóricos del proceso de control de las variables involucradas en cualquier proceso químico.⁽²⁾

II.2.1 Conceptos Básicos.

La comprensión de los principios del control automático, es necesaria por ser de primordial importancia dentro del conocimiento del ingeniero, a su vez es esencial en las operaciones industriales para el control de presión, temperatura, humedad, viscosidad, flujo, etc.⁽²²⁾ Su principal objetivo, es mantener una variable de interés en presencia de perturbaciones, mediante la utilización de elementos tales como: sensores, transmisores, controladores, convertidores y elementos finales de control (válvulas, bombas, etc.). Para ello, el control automático usa la diferencia entre el valor deseado para la variable controlada (*set point*) y la variable medida. La

precisión y capacidad de respuesta de estas señales, es fundamental para el óptimo desempeño del sistema de control.⁽¹⁵⁾

El control automático, aporta los medios para aumentar la productividad, la calidad de los productos, reducir costos en cuanto a materiales, energía y equipos industriales, así como inversión en mano de obra, entre otras.⁽²⁾ Sin embargo, para el análisis del sistema de control deben definirse ciertos términos básicos mencionados anteriormente, como son las *variables controladas*, las *variables manipuladas* y las *de perturbación*.

La variable controlada, es la cantidad o condición que se mide y controla por un sistema de control (sensores), por lo común esta variable es la salida o resultado del sistema. Ésta es afectada negativamente por las *variables de perturbación*, la cual se genera dentro del sistema (perturbación interna) o fuera del sistema (perturbación externa) y es una entrada. En la mayoría de los procesos existe una cantidad de perturbaciones diferentes;⁽⁹⁾ por ejemplo temperatura, flujo, presión, condiciones ambientales en un solo proceso.

La variable Manipulada es la cantidad o condición que el controlador modifica para afectar el valor de la variable controlada;⁽²²⁾ esta es operada en el elemento final de control y directamente cambia la energía del proceso.

Es importante conocer, identificar y cuantificar el número de variables controladas, manipuladas y posibles perturbaciones presentes en un sistema, para poder realizar los modelos entrada-salida. Esto se hace con el propósito de lograr un control en el proceso que se está estudiando. Es necesaria la construcción de estos modelos ya que consisten en ecuaciones que expresan las respuestas (salida) del proceso, en función del cambio que pueda ocurrir a la entrada del mismo y de esta manera garantizar el control de las variables deseadas.

Los sistemas de control se clasifican en sistemas a lazo abierto y a lazo cerrado, la distinción entre estos dos lazos la determina simplemente la retroalimentación de la señal al sistema, es decir, si hay retroalimentación se habla de un sistema a lazo cerrado y cuando no existe retroalimentación, el sistema se clasifica a lazo abierto.⁽²⁰⁾

Cuando la salida del proceso no tiene efecto sobre la señal de control de proceso, es decir, un sistema de control a lazo abierto, se produce una desviación del valor de la variable que se desea mantener, para evitar esto, es necesario que el operador manipule manualmente las magnitudes del Set Point con el objetivo de que las variables a ser controladas vuelvan a su valor deseado.⁽³²⁾

Por otro lado, cuando la acción del controlador en cierto modo depende de la salida del proceso, se habla de un sistema de control a *lazo cerrado*, el cual permite que la salida (o cualquier otra variable controlada) sea comparada con la entrada (o con una entrada a cualquier componente interno del mismo con un subsistema), de manera tal que se pueda establecer una acción de control apropiada como función de la diferencia entre la entrada y la salida, sin la necesidad de involucrar a un operador para que realice dicha tarea. Un ejemplo práctico de sistema de lazo abierto, lo constituye una lavadora de ropa doméstica; el remojo, lavado y enjuague en la lavadora cumplen dos tiempos. La máquina no mide la señal de salida, es decir, la limpieza de la ropa.⁽³⁵⁾ En la Figura 3 se representan los dos tipos de sistemas de lazos de control.

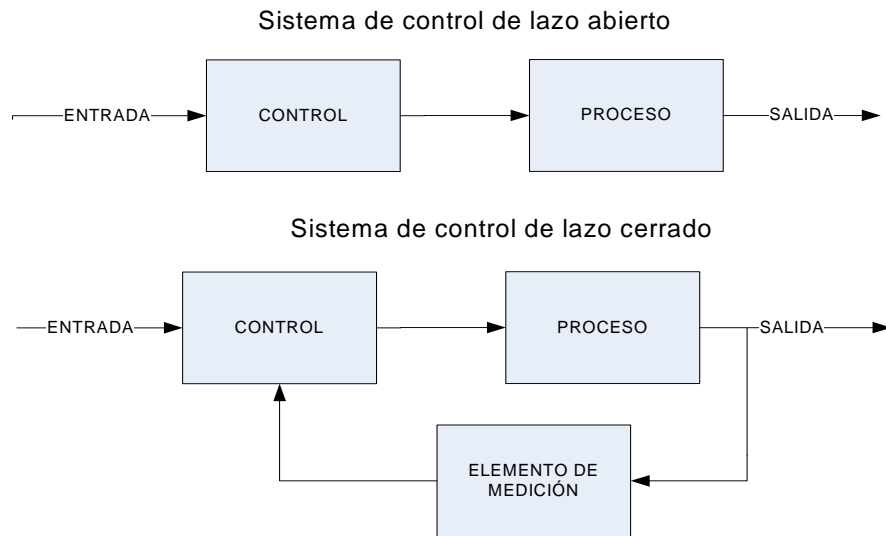


Figura 3. Esquema de sistema de lazo control abierto y lazo cerrado. (Elaboración propia)

Es importante señalar que el modelado de los sistemas de control automáticos en el tiempo, están basados en la idea de diagramas de bloques, que no son más que una representación pictórica de las funciones realizadas por cada componente del sistema, donde se indica las interrelaciones que existen entre diversos componentes, diferenciándose de una representación matemática puramente abstracta, ya que tiene como ventaja el indicar en forma más realista el flujo de señales del sistema real.⁽³⁵⁾ De la misma manera, contienen información relacionada con el comportamiento dinámico sin incluir la construcción física del sistema.

La construcción de los diagramas de bloques se basa en: flechas, puntos de sumatorias, punto de ramificación y bloques. Las flechas son líneas que representan flujo de información (variables del proceso o señales de control). Los puntos de suma son uniones circulares de totalización (suma algebraica de las señales de entrada en el punto), donde al lado de de la flecha que va a este punto se coloca un signo algebraico, (+) o (-). Los elementos del sistema, son representados por rectángulos donde se ha modificado la señal de entrada, denominados bloque funcional. También se representan punto de ramificación, que son líneas de dirección donde la señal va de

manera concurrente a otros puntos de suma o bloques.⁽⁴⁾ En la figura 4, se muestran los elementos de un diagrama de bloque mencionados anteriormente.

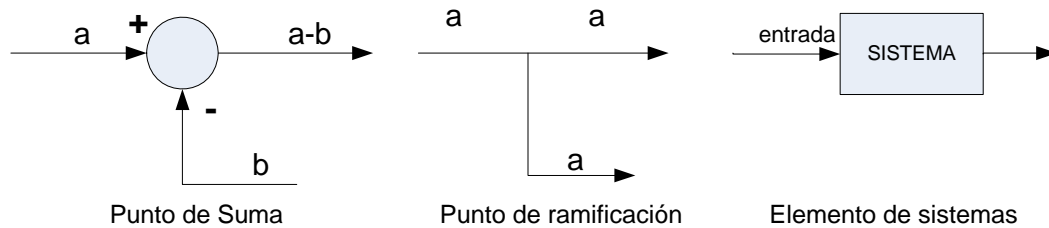


Figura 4. Elementos de un diagrama de bloques ^(Elaboración propia)

Estos diagramas poseen ciertas características:

- Se puede obtener la representación del sistema completo, conectando los bloques por flechas que representan el flujo de señales.
- La operación total del sistema, puede apreciarse más fácilmente examinando los diagramas de bloques, que examinando cada ecuación del sistema.
- Los diagramas de bloques, contienen información respecto al comportamiento dinámico del sistema, pero no proporciona información sobre las propiedades físicas del mismo. Representa la señal de salida ($C(s)$), el valor deseado de la variable del proceso ($C_{SP}(s)$), las posibles perturbaciones presentes en el proceso ($L(s)$) y las funciones de transferencia del controlador ($G_c(s)$), de la válvula ($G_v(s)$), del proceso ($G_p(s)$), de la perturbación ($G_I(s)$) y del transmisor ($H(s)$). En la Figura N° 5, se muestra un sistema representado en diagrama de bloque.

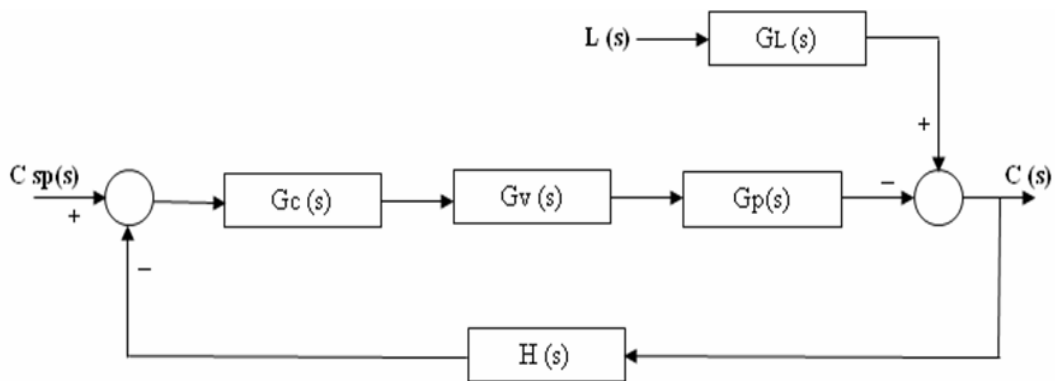


Figura 5. Diagrama de Bloque correspondiente a un sistema de control. ^(Elaboración propia)

II.2.2 Función de Transferencia.

Las funciones de transferencia, se usan para representar y expresar la relación entre la entrada – salida de componentes o de sistemas que se describen mediante ecuaciones diferenciales lineales.⁽²²⁾ En la teoría de control, se define como el cociente entre la transformada de Laplace de la variable de salida y la transformada de Laplace de la variable de entrada y representada por el símbolo $G(s)$.⁽⁹⁾ Esto es representado (Figura 6), como se mencionó anteriormente, en rectángulos (bloques funcionales) del diagrama de bloque, donde ocurre una operación matemática sobre la señal de entrada en dicho bloque para producir una señal de salida.



Figura 6. Representación de la función de transferencia en diagrama de bloque. ^(Elaboración propia)

Cabe destacar que, las funciones de transferencia son propiedades de un sistema, independiente de la magnitud y naturaleza de la entrada, la misma incluye las unidades necesarias para relacionar la entrada con la salida, sin proporcionar información de la estructura física del sistema.

Propiedades de la función de transferencia: ^(9,22)

1. Es un modelo matemático del sistema, en el sentido que expresa la ecuación diferencial que relaciona la variable de salida $C(s)$ con respecto a la variable de entrada $R(s)$ esto se expresa en la ecuación 4:

$$G(s) = \frac{C(s)}{R(s)} \quad (\text{Ec. 4})$$

2. Si la función de transferencia es conocida, puede estudiarse el comportamiento del sistema para diferentes funciones de entradas.

3. En las funciones de transferencia de los sistemas físicos reales, la potencia más alta de s en el numerador nunca es mayor que el denominador, $n \geq m$, como es expresado en la ecuación 5.

$$G(s) = \frac{C(s)}{R(s)} = \frac{K(a_m s^m + a_{m-1} s^{m-1} + \dots + a_1 s + 1)}{(b_n s^n + b_{n-1} s^{n-1} + \dots + b_1 s + 1)} \quad (\text{Ec. 5})$$

4. Relaciona la transformada de las variables de entrada con la salida, a partir de algún estado inicial estacionario, de lo contrario, las condiciones iniciales que no son cero originan términos adicionales de la transformada de la variable de salida.

5. Para los sistemas estables, la relación de estado estacionario entre el cambio en la variable de entrada, y el cambio de la variable de salida se obtiene por medio del teorema de valor final, el cual permite la verificación de la transformada que se obtiene. Si el límite existe se puede calcular la transformada de Laplace a través de la ecuación 6.

$$\lim_{s \rightarrow 0} G(s) \quad (\text{Ec. 6})$$

Las funciones de transferencia, están conformadas por diversos parámetros importantes, entre ellos se tiene la Ganancia (k) que define la sensibilidad del proceso e indica cuánto cambia la variable de salida por unidad de cambio en la función de

forzamiento o variable de entrada, dependiendo de la propiedades físicas y los parámetros del proceso.⁽⁹⁾ La ganancia, se define matemáticamente como se expresa en la ecuación 7, y sus unidades deben ser iguales a la relación entre variable de salida y la variable de entrada.

$$k = \frac{\Delta Salida}{\Delta Entrada} \quad (\text{Ec. 7})$$

Otro parámetro que presenta a su vez las funciones de transferencia, es la constante de tiempo (τ), el cual consiste en el tiempo que tarda el sistema en alcanzar el 63,2% de su valor final.⁽¹⁵⁾

Por otra parte, el proceso puede ser caracterizado además de la constante de tiempo, por un segundo elemento de respuesta; el tiempo muerto (*dead time*), el cual es función de las dimensiones físicas de un proceso; y se define como el tiempo antes de que la medición comience a responder.⁽¹⁵⁾ Cumple una función importante en el modelado matemático del proceso, lo que implica un impacto en el diseño eficaz del controlador. La presencia del tiempo muerto (D o θ), puede fácilmente desestabilizar el comportamiento dinámico de un sistema controlado.⁽³³⁾

Cabe destacar, que la constante de tiempo es una función del tamaño del proceso y del régimen de transferencia de material o energía, es decir, cuanto mayor sea la misma comparada con el tiempo muerto, mejor será la estabilidad del proceso.⁽¹⁵⁾

Para una mejor comprensión del concepto de tiempo muerto, se muestra en la figura 7 el gráfico correspondiente a un sistema de control con y sin tiempo muerto, donde este último muestra un tiempo muerto cuando es incluido en la dinámica del sistema.

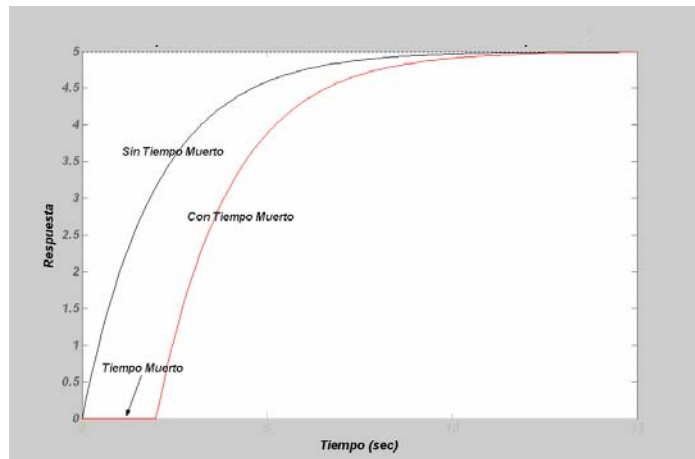


Figura 7. Respuesta de un sistema de control con y sin tiempo muerto. ⁽⁹⁾

Los elementos antes explicados, son parámetros que se encuentran presentes en una función de transferencia de primer orden u orden superior. Los procesos que se describen mediante funciones de primer orden se denominan *proceso de primer orden, sistemas de primer orden o retardos de primer orden.* ⁽⁹⁾

Las ecuaciones 8 y 9, se muestran funciones de transferencia de primer orden con y sin tiempo muerto respectivamente.

$$G(s) = \frac{C(s)}{R(s)} = \frac{k}{\tau s + 1} \quad (\text{Ec. 8}) \quad G(s) = \frac{C(s)}{R(s)} = k \cdot \frac{e^{-Dt}}{\tau s + 1} \quad (\text{Ec. 9})$$

Además de las funciones de transferencia de primer orden, se encuentran los sistemas de orden superior. ⁽¹⁵⁾

Generalmente, las funciones de transferencia de segundo orden se pueden escribir de cualquiera de las dos formas siguientes expresadas en la ecuación 10 y ecuación 11:

$$G(s) = \frac{Y(s)}{X(s)} = \frac{k}{(\tau_1 \cdot s + 1) \cdot (\tau_2 \cdot s + 1)} = \frac{k}{\tau_1 \tau_2 s^2 + (\tau_1 + \tau_2)s + 1} \quad (\text{Ec. 10})$$

$$\text{o} \quad G(s) = \frac{Y(s)}{X(s)} = \frac{k}{\tau^2 s^2 + 2\tau\xi s + 1} \quad (\text{Ec. 11})$$

donde:

τ : constante de tiempo efectivas del proceso.

ξ : tasa de amortiguamiento [adim], que a su vez se puede llevar a la ecuación 12:

$$s = \frac{-\xi \pm \sqrt{\xi^2 - 1}}{\tau} \quad (\text{Ec. 12})$$

La ecuación 12, muestra la respuesta del sistema dependiente del valor de amortiguamiento (ξ), lo que determina el tipo de respuesta que se obtiene para el comportamiento del sistema,⁽³¹⁾ de la siguiente manera:

- Si $\xi > 1$, las raíces son reales diferentes y negativas y la respuesta del sistema es una suma de términos exponenciales con signos negativos. La respuesta jamás sobrepasa al valor final y su aproximación es más lenta. Esto se define como un *Comportamiento Sobreamortiguado*.
- Si $\xi = 1$, las raíces son reales e iguales, y la respuesta del sistema es una expresión exponencial, de aproximación más rápida al valor final, sin sobrepasarlo, y, en consecuencia, no hay oscilaciones. Estos sistemas se define como *Comportamiento Amortiguado crítico*, porque si se disminuye el valor del coeficiente de amortiguamiento la respuesta es de tipo *subamortiguado* y si, por lo contrario, se aumenta el sistema es más *sobreamortiguado*.
- Si $\xi < 1$, las raíces son complejas conjugadas con parte real negativa y la respuesta del sistema es una expresión exponencial sinusoidal decreciente, es decir, la respuesta es oscilatoria. Esto muestra un *Comportamiento oscilatorio estable o Subamortiguado estable*.

En la figura 8 se ilustra de manera gráfica los tres tipos de respuestas.

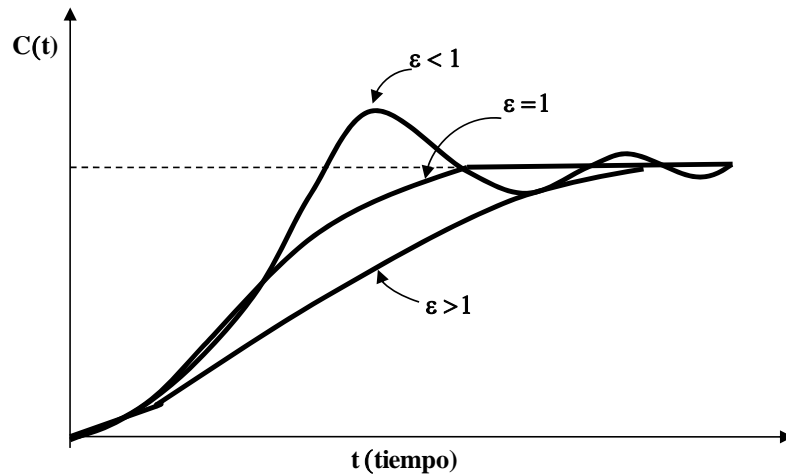


Figura 8. Respuesta de un sistema de segundo orden.⁽¹⁵⁾

Para obtener respuestas satisfactorias, del control en la variable de interés en el proceso, hay que tener en cuenta que existen diferentes tipos de controladores capaces de reproducir lo que se espera. Por tal motivo, se pretende explicar los tipos de controladores que existen así como las características de cada uno.

II.2.3 Tipos de Controladores.

Los controladores son diseñados para detectar y corregir errores producidos al comparar el valor de referencia o *set point*. Por ello, se estudiará a continuación el efecto que tiene introducir un controlador sobre la respuesta de un sistema en cierto instante de tiempo, los tipos de controladores a analizar son los siguientes:

- a) *On-Off*: los controladores de este tipo, tienen dos salidas que son para máxima y mínima apertura (cierre). Estos controladores son los más básicos de los sistemas de control, consisten en enviar una señal de activación (*On*) cuando la entrada de señal es menor que un nivel de referencia (*set point*) y se desactiva la señal de salida (*Off*) cuando la señal de entrada es mayor que el *set point*.

En la figura 9, se puede observar el comportamiento gráfico de una variable manipulada en función del error, donde el controlador *On/Off* actúa de la siguiente forma: $E(t) > 0 \Rightarrow \text{Set Point (Sp)} > \text{variable de salida } C(t) \Rightarrow \text{Válvula abierta}$

$E(t) < 0 \Rightarrow \text{Set Point (Sp)} < \text{variable de salida } C(t) \Rightarrow \text{Válvula cerrada}$

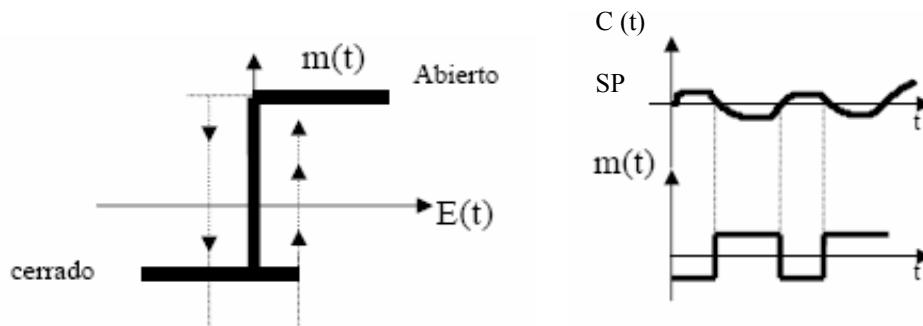


Figura 9. Variable manipulada en función del error de control para un controlador *On/Off*.⁽¹³⁾

Seguidamente, se muestran las acciones de control básico utilizadas comúnmente en el control automático, se debe hacer hincapié en la configuración adecuada del mismo ya que, dependiendo de la variable que se desea mantener en el valor de operación específico y de la rigurosidad en la respuesta, el controlador se puede configurar de manera Proporcional (P), Proporcional-Integral (PI) o Proporcional-Integral-Derivativa (PID).

b) *Acción Proporcional*: es el controlador más simple, con excepción del controlador *On-Off*. Tiene como característica principal disminuir los cambios bruscos en la variable manipulada, ya que su acción sobre la misma es proporcional al error entre el punto de control y la variable que se controla.⁽⁶⁾ En este sentido, la acción es ajustada por medio de una ganancia o constante de proporcionalidad (k_c), donde un cambio mayor en dicha constante resulta a su vez un cambio mayor en la señal de salida del controlador para un error dado.⁽⁸⁾ Por consiguiente, presenta la ventaja de contar con un sólo parámetro de ajuste, k_c , sin embargo, operan con una desviación o error de estado estacionario en la variable que se controla.⁽⁹⁾

En la ecuación 13, se describe su funcionamiento:

$$m(t) = \bar{m} + k_c \cdot E(t) \quad (\text{Ec.13})$$

donde:

$m(t)$: salida del controlador [psig, mA]

\bar{m} : señal constante de salida de la válvula de control cuando no existe error [psig o mA]

k_c : ganancia del controlador con acción proporcional.

$E(t)$: diferencia entre el Set Point y la variable que se controla (error) [psig, mA]

c) *Acción Proporcional-Integral*: tiene el propósito de disminuir y eliminar el error estacionario que se presenta en el control proporcional, esto conduce a añadirle una inteligencia extra, es decir, un nuevo modo de control la cual es la integral, y en consecuencia el controlador se convierte en un controlador proporcional – integral ^(4,6) (PI), esto puede ser mejor comprendido de forma física en la figura 10.

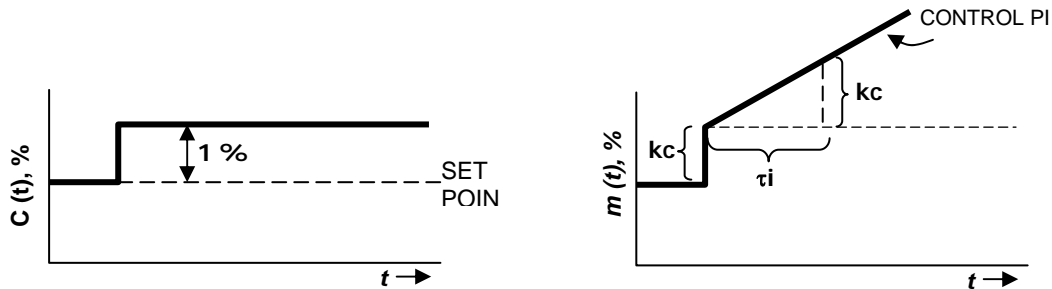


Figura 10. Respuesta del controlador PI a un cambio de error.⁽⁹⁾

La función que vincula el error con el controlador sobre la variable se describe en la ecuación 14:

$$m(t) = \bar{m} + k_c \cdot (E(t) + \frac{1}{\tau_i} \int E(t) dt) \quad (\text{Ec. 14})$$

donde:

k_c : ganancia del controlador con acción integral.

τ_i : tiempo integral de reajuste [min]

El término que se encuentra multiplicando la integral ($1/ \tau_i$), recibe el nombre *frecuencia de reposición*, el cual no es más que la cantidad de veces referido por minuto que se repite la acción proporcional. Usualmente se encuentra en el rango de 0.1 y 50 min.⁽³³⁾

Cabe destacar, que este controlador aunque elimina toda desviación (*offset*) y presenta una respuesta rápida por un aumento en la ganancia, puede conducir a largas oscilaciones que desestabilicen el sistema.

d) *Acción Proporcional-Integral-Derivativa*: reúne además de la ventaja del controlador PI, una acción derivativa, con el fin de anticiparse al error que puede darse en un futuro inmediato. Este controlador presenta tres parámetros; ganancia, tiempo integral y tiempo derivativo; que permiten obtener un mejor ajuste, descrito en la ecuación 15:

$$m(t) = \bar{m} + k_c \cdot (E(t) + \frac{1}{\tau_i} \int E(t)dt + \tau_d \frac{dE(t)}{dt}) \quad (\text{Ec. 15})$$

donde:

k_c : ganancia del controlador con acción derivativa.

τ_d : tiempo derivativo [min]

La salida derivativa, es proporcional al régimen de cambio de este error. Cuanto mayor sea el cambio, mayor será la salida debido a la acción derivativa, como se muestra en la figura 11, las distintas respuestas de los sistemas de control para cada tipo de controlador.⁽¹⁸⁾ Sin embargo, esta acción ante la presencia de perturbaciones, hace que la variable de control tome valores contrapuestos y máximos, cuando la

pendiente de la perturbación entra como señal de error. Para disminuir este problema es necesario filtrar la señal de perturbación, dejando pasar sólo las frecuencias de señal que corresponden a la misma y no a la de perturbación.⁽¹⁵⁾

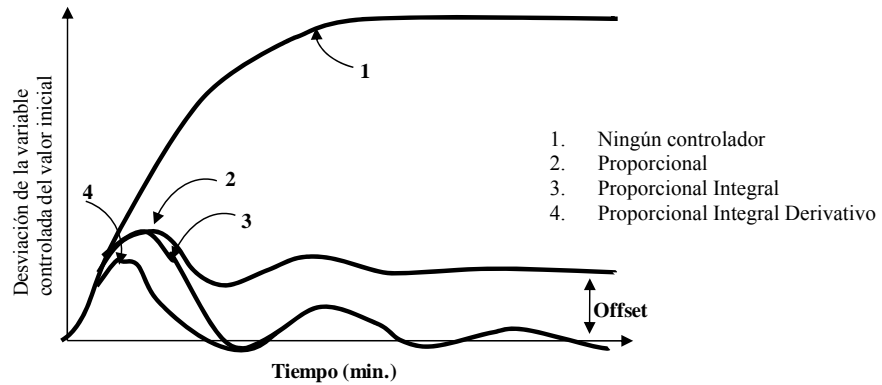


Figura 11. Respuestas de los sistemas de control para cada tipo de controlador.⁽¹⁸⁾

Finalmente, para obtener un equilibrio en la calidad de respuesta deseada en función de la dificultad de ajuste, se pueden tener en cuenta las siguientes reglas para la selección más apropiada del controlador:⁽³⁴⁾

- Se selecciona un controlador proporcional, cuando se tienen valores de ganancia moderado o en procesos cuya función de transferencia contenga $1/s$, por ejemplo en sistema de control de nivel de líquidos o control de presión de gas.
- Se selecciona un controlador proporcional integral, en los casos donde el controlador proporcional, por sí solo no permite obtener un estado de equilibrio con errores mínimos, en su mayoría en sistema de control de flujo, resultando respuestas rápidas.
- En los casos donde la respuesta del sistema es muy lenta, la selección de un controlador PI disminuiría aún más el tiempo de respuesta, es por ello que la adición de una acción derivativa, debido a su efectos estabilizador, permite el uso de mayores ganancias y producen respuestas más rápidas sin oscilaciones

excesivas, es decir seleccionar un controlador PID, por ejemplo en sistemas donde se requiere controlar temperatura o composición.

e) *Control Multivariable*: son sistemas con más de un lazo de control, conocidos como sistemas de multi –entrada y multi-salida, en inglés como *Multiple Input Multiple Output* (MIMO). Su aplicación surge del requerimiento operacional de controlar por lo menos dos variables de la unidad de proceso, por ejemplo, tipo de producto y calidad.⁽²⁹⁾ Para ello, se hace el uso de un algoritmo adecuado, que puede lograr no solo que los distintos controladores operen sin contradicciones, sino también minimizar el consumo energético, o en general optimizar cualquier otra variable de que se disponga, debido a que en estos procesos se habla de MIMO que se encuentran relacionadas entre sí.⁽¹²⁾

Para estos sistemas de control, existe un gran número de alternativas de configuración, lo que conduce a selecciones rigurosas de las variables controladas (CV), manipuladas (MV) y de perturbación (VP). Para ello, es muy importante conocer la estructura del proceso que permite determinar los grados de libertad disponibles para el controlador.⁽³³⁾

En este sentido, para configurar de una manera sencilla un sistema multivariable, es necesario relacionar cada variable de salida, con la variable de entrada que afecta en mayor grado, y establecer tantos lazos como pares entrada - salida exista. Es por ello, que para reducir la iteración o acoplamiento de tantos lazos de control, es por medio de la aplicación de la *técnica de desacople de lazos*, la cual consiste en afectar a cada controlador en un factor que depende de una *matriz de ganancias relativas* ($n \times n$) y llevar estos sistemas multivariables con lazos de una sola variable. La notación ($n \times n$), está referida la primera n con las cantidades de variables controladas y la segunda con las variables manipuladas.⁽⁹⁾ Para una mejor comprensión física, se muestra en la figura 12 un modelo con estructura (2x2)

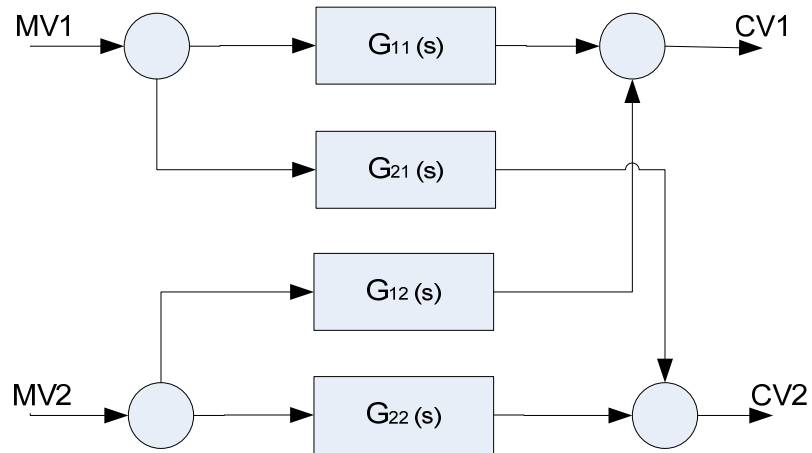


Figura 12. Modelo estructura multivariable 2x2. (Elaboración propia)

donde:

mv_1 : variable manipulada del lazo de control 1

mv_2 : variable manipulada del lazo de control 2

cv_1 : variable controlada del lazo de control 1

cv_2 : variable controlada del lazo de control 2

$G_{11}(s)$: función de transferencia del lazo de control 1

$G_{22}(s)$: función de transferencia del lazo de control 2

$G_{21}(s)$: función de transferencia del lazo de control 2 donde la entrada corresponde al lazo de control 1

$G_{12}(s)$: función de transferencia del lazo de control 1 donde la entrada corresponde al lazo de control 2.

En este modelo, se pueden observar los parámetros que integran esta estructura multivariable, que definen las funciones de transferencia diseñadas con las relaciones respectivas de las variables de entradas y salidas en los dos sistemas acoplados. Si se observa nuevamente la figura 12, las salidas de los modelos de los dos sistemas están relacionadas con las entradas como se muestra en las ecuaciones 16 y 17.

$$\text{Lazo 1: } cv_1 = G_{11}.mv_1 + G_{12}.mv_2 \quad (\text{Ec. 16})$$

$$\text{Lazo 2: } cv_2 = G_{21}.mv_1 + G_{22}.mv_2 \quad (\text{Ec. 17})$$

La ecuación 16 y 17 pueden ser expresadas en la ecuación 18, como un vector-matriz:

$$cv = G.mv \quad (\text{Ec. 18})$$

Siendo cv y mv las matrices traspuestas de los vectores que conforman las variables controladas (cv) y las variables manipuladas (mv) representadas en la ecuación 18; y las funciones de transferencia de cada lazo de control (G_{ij}) se definen matemáticamente también como una matriz mostrada en las ecuaciones 19 y 18.⁽¹²⁾

$$cv = [cv_1, cv_2]^T; mv = [mv_1, mv_2]^T \quad (\text{Ec. 19})$$

$$\text{y } G = \begin{bmatrix} G_{11} & G_{12} \\ G_{21} & G_{22} \end{bmatrix} \quad (\text{Ec. 20})$$

Esto se logra, porque el desacoplamiento permite trabajar con el sistema, como si estuviera conformado por un solo lazo de control, es decir, una sola variable controlada y manipulada; dicho proceso se conoce como entrada y salida simple, conocido en sigla en inglés como SISO (*Single-Input Single-Output*).⁽⁹⁾

II.2.4 Ajuste de los controladores.

Una vez que se ha decidido el tipo de controlador, que se va a emplear en el sistema de control del proceso, deben decidirse cuáles serán aquellos parámetros de ajuste que permitan obtener satisfactoriamente los siguientes objetivos.⁽³⁴⁾

- Rápida respuesta.
- Eliminación del efecto de las perturbaciones.
- Evitar una excesiva acción del controlador
- Amplio rango de condiciones operativas lo más adecuado posible al proceso.

Para ello, se debe ajustar los parámetros del controlador (k_c, τ_D, τ_I). Si el controlador puede ser ajustado para dar una respuesta satisfactoria, se presume que el lazo de control ha sido bien diseñado.

Cuando el controlador no puede ajustarse satisfactoriamente, es decir, los valores que se le suministran a las constantes que representan las intensidades con las que actúan las tres acciones no es la adecuada, se debe revisar la selección de los demás componentes del lazo de control.⁽¹⁹⁾

Los métodos de ajustes de controladores se clasifican en dos grandes grupos: métodos a lazo cerrado, y métodos a lazo abierto. Los primeros se aplican con el controlador en automático; los segundos con el controlador en manual. Los parámetros obtenidos por estos métodos son: la ganancia del proceso k , el tiempo del proceso τ y el tiempo muerto D , y en función de estos se pueden calcular los parámetros del controlador P, PI o PID, según el criterio de funcionamiento más adecuado.

Antes de comenzar a explicar cada uno de los métodos de ajustes existentes, es necesario entender que estos dependen de las respuestas que se deseen obtener en el proceso y además de una serie de criterios para su aplicación. A continuación se presentan los seis criterios:^(9,10)

- *Sobrepico*: se desea obtener el mínimo sobrepico lo que representa una respuesta sobreamortiguada, es decir, una respuesta que jamás sobrepasa el valor final y su aproximación es lenta.
- *Tiempo de Elevación*: es el tiempo que tarda la respuesta en alcanzar el valor final.
- *Razón de Asentamiento*: se debe lograr una relación de asentamiento específica, siendo la más común asentamiento $\frac{1}{4}$.

- *Tiempo de Asentamiento*: es el tiempo que tarda la respuesta en llegar a ciertos límites preestablecidos del valor final y lograr permanecer dentro de este intervalo.
- *Integral del Error*: minimizar la integral del error hasta que el proceso haya sido asentado.
- *Error en el estado estacionario*: se desea que este error sea mínimo.

a) Los métodos basados en $\frac{1}{4}$ de la relación de asentamiento a lazo cerrado (Ziegler- Nichols), método de curva de reacción y Ziegler- Nichols a lazo abierto.

Ajuste por el método de Ziegler-Nichols: fue el primer procedimiento sistematizado, para el cálculo de los parámetros de los controladores (ganancia, tiempo derivativo, tiempo integral), conocido también como método de lazo cerrado. Tiene como objetivo ajustar el controlador para una curva de respuesta, con una razón de asentamiento igual a $\frac{1}{4}$.

Se basa, en encontrar la ganancia de un controlador de tipo proporcional, con la finalidad de que el lazo oscile indefinidamente a una amplitud constante. Esta es la máxima ganancia para la cual el lazo es estable; por eso se le denomina ganancia última (K_u) y registrar el período de la curva de respuesta, como el período último (T_u), el cual representa el tiempo que existe entre una oscilación y otra correspondiente a la respuesta.⁽⁷⁾

La dificultad de este método, radica en la aplicación de la prueba, ya que en muy pocos procesos es factible ponerlos a oscilar de manera estable, como se muestra en la figura 13.⁽¹⁰⁾

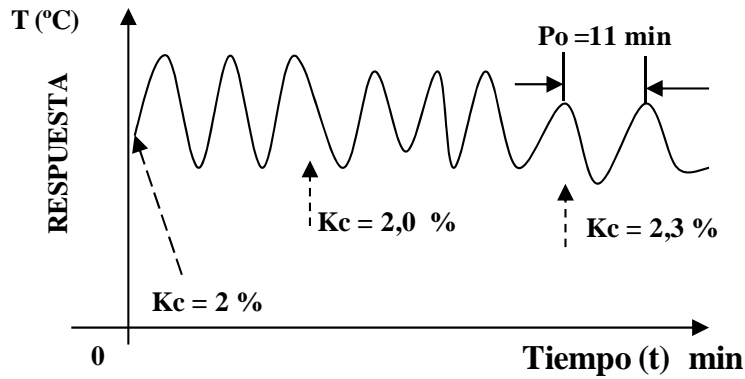


Figura 13. Determinación de la ganancia última.⁽¹⁰⁾

Sin embargo, puede proporcionar una conjetura razonable para los valores de los parámetros, que permite ofrecer un punto inicial para una sintonización conveniente. En la tabla N° 1 se muestran las ecuaciones para determinar estos parámetros correspondientes a cada tipo de controlador, utilizando k_{cu} y T_u , los cuales son obtenidos por el método de sustitución directa.

Tabla N° 1. Ecuaciones para ajustes de razón de asentamiento de un cuarto.⁽⁹⁾

Controlador	Parámetro de Ajuste		
	Ganancia, K_c	Tiempo Integral, τ_i	Tiempo Derivativo, τ_d
Proporcional, P	$K_u / 2$	-	-
Proporcional Integral, PI	$K_u / 2,2$	$T_u / 1,2$	-
Proporcional Integral Derivativo, PID	$K_u / 1,7$	$T_u / 2$	$T_u / 8$

Ajuste por el método de la curva de reacción o lazo abierto: consiste en obtener los datos requeridos, mediante la prueba de escalón que proporciona una curva de reacción como respuesta. Estos datos son los parámetros de k , t , τ , obtenidos bien sea de un sistema de primer orden más tiempo muerto (POMTM), o de un Sistema de Segundo Orden más Tiempo Muerto (SOMTM).⁽²⁷⁾

Este método se aplica de la siguiente manera:⁽²⁷⁾

- Se coloca el controlador en manual, y se espera que el proceso se estabilice.
- Se realiza un cambio escalón en la señal de salida del controlador.
- Se registra la curva de respuesta del proceso.

Es importante resaltar, que mientras se realice la prueba de escalón, no haya ninguna perturbación al sistema, para obtener la representación gráfica denominada curva de reacción del proceso. Una vez obtenida la curva, se hace coincidir con el modelo de un proceso de primer orden, con el objetivo de determinar los parámetros del modelo.

Una vez obtenida la curva de reacción se deben determinar dos tiempos, el primero es el tiempo que se tarda la respuesta del proceso en alcanzar el 28,30% del estado estacionario (t_1) y en segundo es el tiempo que se tarda la respuesta del proceso en alcanzar el 63,2% del estado estacionario (t_2). Una vez obtenido estos dos tiempos, se procede a determinar la constante de tiempo del proceso y el tiempo muerto por la ecuación 20 y la ecuación 21: ⁽²⁹⁾

$$\tau = \frac{3}{2} \cdot (t_2 - t_1) \quad (\text{Ec.20}) \quad \text{y} \quad D = t_2 - \tau \quad (\text{Ec. 21})$$

donde: t_1 : tiempo en el cual $\Delta T = 0,283\Delta T$

t_2 : tiempo en el cual $\Delta T = 0,632 \Delta T$

τ : constante de tiempo. (min)

D: tiempo muerto, también definido como θ . (min)

Finalmente, para elaborar la función de transferencia con este método, se calcula la ganancia (k), a partir de la relación entre el cambio en escalón que se aplica a la salida del controlador y la diferencia entre el valor del proceso antes y después de ese cambio. ⁽²⁹⁾ Lo antes mencionado se muestra en la ecuación 22:

$$k = \frac{\Delta T}{\Delta m} \quad (\text{Ec. 22})$$

donde: ΔT : diferencia del valor de la variable deseada antes y después del cambio de escalón en la señal del controlador [%]

Δm : cambio de escalón que se aplica a la salida del controlador [%]

En la figura 14, se puede observar la respuesta de un modelo de primer orden con tiempo muerto (POMTM).

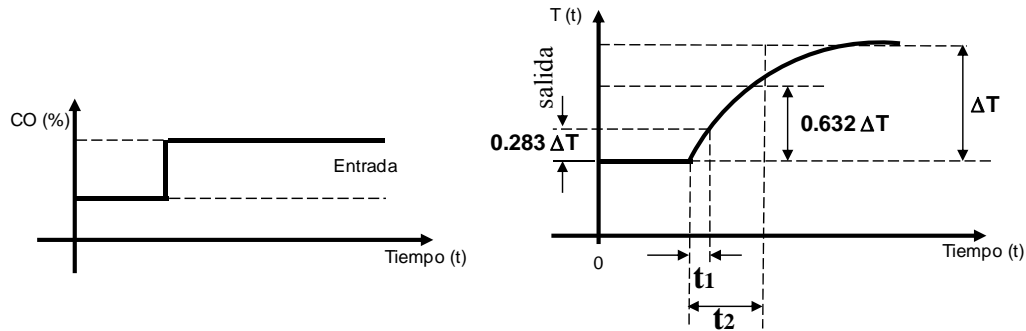


Figura 14. Respuesta de escalón de un proceso de POMTM por el método de la curva de reacción.⁽²⁹⁾

b) Los métodos basados en el criterio de integración mínimo: ISE, IAE o ITAE.

Estos criterios toman en cuenta, la evolución del error tanto para cambios en el *set point*, como las variables de perturbación (figura 15), donde el área sombreada, representa la integral del error en función del tiempo, resultado de la suma del error en cada instante de tiempo que se debe minimizar, de igual forma se puede observar la evolución del error toma magnitudes positivas y negativas en ambos tipos de cambio, es por ello que se debe tomar una medida que sea independiente del signo.

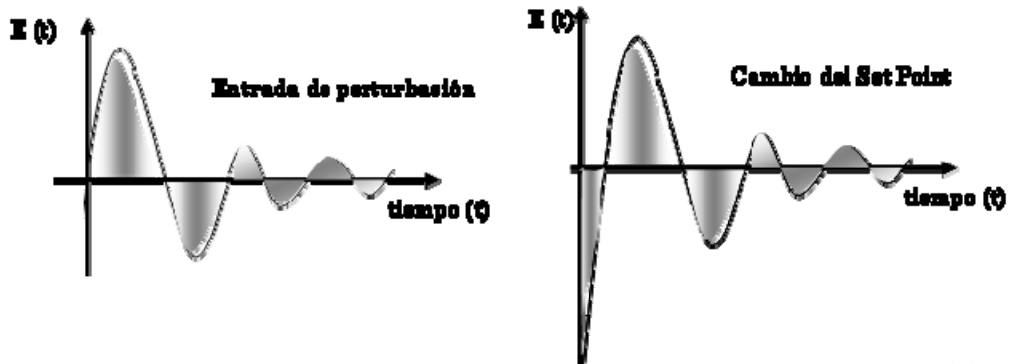


Figura 15. Integrales del Error para cambios en la perturbación y en el *Set Point* ⁽²⁹⁾

Existen tres criterios que se definen matemáticamente en la ecuaciones 24, 25 y 26, que constituyen las tres integrales básicas de error que se pueden minimizar para un sistema en particular, mediante el ajuste de los parámetros del controlador.^(9,33) Estos se definen a continuación:

Integral del Valor Absoluto del error (IAE)

$$IAE = \int_0^{\infty} |E(t)| dt \quad (\text{Ec. 24})$$

Integral del Cuadrado del Error (ICE)

$$ICE = \int_0^{\infty} E(t)^2 dt \quad (\text{Ec. 25})$$

Integral del Valor Absoluto del Error Ponderado en el Tiempo (IAET)

$$IAET = \int_0^{\infty} t |E(t)| dt \quad (\text{Ec. 26})$$

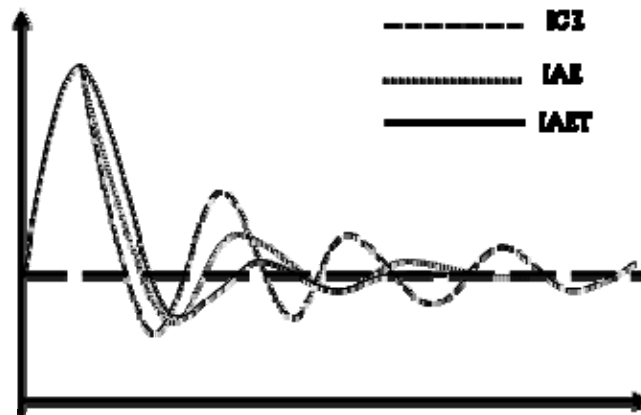


Figura 16. Respuestas de lazo cerrado usando varios los tres criterios integral ⁽³³⁾

De la figura 16, se puede observar que *IAE* presenta menor sobrepico que *ICE*, y que éste a su vez presenta mayor tiempo de asentamiento. En cuanto al índice *ITAE*, afecta con mayor peso aquellos errores que ocurren cuando *t* tiende a valores grandes.

López y asociados, desarrollaron fórmulas de sintonización para criterios de error de integración mínima, con base en suposición de que la función de transferencia del proceso para las entradas de perturbaciones es idéntica a la función de transferencia para la señal de salida del controlador. Cabe destacar, que estas fórmulas presentan la misma tendencia que en la de razón de asentamiento de una cuarto, con la excepción que el tiempo integración, depende, hasta cierto punto, de la constante de tiempo efectiva, y menos del tiempo muerto del proceso.⁽⁹⁾ En la tabla N° 2, se presentan las fórmulas de sintonización cuando están presente las perturbaciones de entrada al proceso:⁽¹⁷⁾

Tabla N° 2. Fórmulas de Sintonización para Integración Mínima en presencia de perturbaciones de entrada. ⁽¹⁷⁾

Controlador	Parámetro de Ajuste	ICE	IAE	IAET
Proporcional, P	$k_c = \frac{a}{k} \left(\frac{t_o}{\tau} \right)^b$	$a = 1,411$	$a = 0,902$	$a = 0,490$
		$b = -0,917$	$b = -0,985$	$b = -1,084$
Proporcional Integral, PI	$k_c = \frac{a_1}{k} \left(\frac{t_o}{\tau} \right)^{b_1}$	$a_1 = 1,305$	$a_1 = 0,984$	$a_1 = 0,859$
		$b_1 = -0,959$	$b_1 = -0,986$	$b_1 = -0,977$
	$\tau_i = \frac{\tau}{a_2} \left(\frac{t_o}{\tau} \right)^{b_2}$	$a_2 = 0,492$	$a_2 = 0,608$	$a_2 = 0,674$
		$b_2 = -0,739$	$b_2 = -0,707$	$b_2 = -0,680$
Proporcional Integral Derivativo, PID	$k_c = \frac{a_1}{k} \left(\frac{t_o}{\tau} \right)^{b_1}$	$a_1 = 1,495$	$a_1 = 1,435$	$a_1 = 1,357$
		$b_1 = -0,945$	$b_1 = -0,921$	$b_1 = -0,947$
	$\tau_i = \frac{\tau}{a_2} \left(\frac{t_o}{\tau} \right)^{b_2}$	$a_2 = 1,101$	$a_2 = 0,878$	$a_2 = 0,842$
		$b_2 = -0,771$	$b_2 = -0,749$	$b_2 = -0,738$
	$\tau_d = a_3 \tau \left(\frac{t_o}{\tau} \right)^{b_3}$	$a_3 = 0,560$	$a_3 = 0,482$	$a_3 = 0,381$
		$b_3 = 1,006$	$b_3 = 1,137$	$b_3 = 0,995$

Cabe destacar, que para obtener los parámetros de ajuste para cada uno de los métodos de ajustes señalados y explicados anteriormente, requieren que los

parámetros sean determinados, ya sea por de ensayo y error, o por medio de planteamientos que exigen el conocimiento del proceso.

Aunque muchos métodos de ajuste han proporcionado un control satisfactorio en el pasado, el desempeño de los controladores sintonizados por estos métodos normalmente se desajustan cuando el proceso cambia sus condiciones, como por ejemplo, un aumento de producción o funcionamiento con diferentes materias primas (calidad), deterioro de los equipos al paso del tiempo de funcionamiento, entre otros; lo que conduce a los controladores ser reajustados periódicamente.^(11,16)

Es importante mencionar, que todos los métodos de ajustes señalados y explicados anteriormente, son utilizados generalmente en la teoría para obtener aproximaciones de los parámetros (k , τ_i , τ_d), que requiere el controlador para así realizar una buena sintonización, es decir, los resultados que se consiguen con estos métodos arrojan una desviación alta con respecto al valor real, que deben tener cada uno de los parámetros, con el fin de lograr el control de la (s) variable (s) de interés en el proceso, alcanzando una dinámica mejorada del sistema en estudio.⁽³⁾

Desafortunadamente, cambios normales en operaciones de planta, como aumento de la producción y alimentaciones diferentes a las establecidas pueden afectar seriamente el rendimiento de los controladores PID. Ninguna de las técnicas antes mencionadas, intentan encontrar parámetros de entonación, capaces de lograr un rendimiento consistente del controlador sobre un rango de dinámicas esperadas. Debido a esto, recientemente se ha creado un programa con la finalidad de optimizar y mejorar los parámetros del controlador para un rango específico y alcanzar una mejor dinámica del proceso y por ende mejor ajuste de control, basándose en datos recolectados de campo, y se denomina *Profit PID (RPID)* de Honeywell. Este programa, es ideal para entonar lazos que soportan un controlador predictivo multivariable, puesto que los controladores RPID maximizan el rendimiento de lazos cerrados consistentemente.

Generalmente los procesos dinámicos se encuentran dentro de un rango por infinidad de razones. Por ejemplo, la siguiente lista muestra condiciones que pueden cambiar la manera de como los procesos responderán al control PID:

- La salida del proceso se aumenta o disminuye.
- La calidad de la alimentación se cambia.
- Cambio de temperaturas debido a las estaciones.
- Los equipos se ensucian al paso del tiempo de funcionamiento disminuyendo su eficiencia.

En todos estos casos, un controlador (RPID) superará en rendimiento a un controlador PID entonado utilizando alguno de los métodos mencionados anteriormente cuando se cambie a un proceso dinámico, produciendo así un aumento en los beneficios económicos y de seguridad del proceso que se desea controlar.

II.2.5 Estrategias de Control.

A lo largo de los años, se han estudiado numerosas estructuras, que permiten mejorar significativamente el rendimiento de un sistema de control, que van de acuerdo a las condiciones de producción. En este sentido, si por algún motivo no es posible reducir el error que conduce a la inestabilidad del proceso, el ingeniero de control debe pensar en aplicar una estrategia de control que permita mejorar la respuesta de esa variable en función a la calidad del producto. Estas estrategias de control son:

II.2.5.1 Control Retroalimentado (*Feedback*).

Es una de las formas más simple de aplicar un control de lazo cerrado, su objetivo es mantener constante una variable en un valor deseado, es decir, comparar el valor de la variable controlada con su valor deseado, y en función del resultado de esta comparación, modifica la variable manipulada. Sin embargo, para llegar a este punto, el valor de la variable oscila hasta llegar al valor deseado.⁽⁹⁾

En la tabla N° 3 se presentan las ventajas y desventajas de aplicar esta estrategia de control:⁽³⁴⁾

Tabla N° 3. Ventajas y desventajas de aplicar un control Feedback ^(Elaboración propia)

Ventajas	Desventajas
1. No se requiere de la identificación y medición de las variables de perturbación.	1. Se debe esperar hasta que la variable de perturbación afecte el sistema para que tome una acción correctiva.
2. Es insensible a errores en el modelo	2. No es conveniente para procesos lentos o con tiempo muertos significativos.
3. Es insensible a los cambios de parámetros del proceso.	3. Se puede crear inestabilidad en sistema de lazo cerrado
4. Requiere de poco conocimiento del proceso a controlar para llevar a cabo el control.	4. No genera acción preventiva aunque se conozca o mida la variable de perturbación.

II.2.5.2 Control Anticipativo (*FeedForward*):

Su objetivo es medir la perturbación de una variable, antes de afectar al proceso y por ende tomar una acción correctiva. Por ejemplo, en procesos que tienen tiempo muertos muy grandes, con desviaciones en magnitud y frecuencia variables, la señal de error se detecta un tiempo antes de que se produzca el cambio en la variable de salida y sea afectado el proceso, mediante la medición de una o varias señales de entrada que permita obtener la salida deseada sobre el proceso.^(14,27)

En resumen a lo antes explicado, se presenta a continuación las ventajas y desventajas de ese tipo de estrategia de control:

Tabla N° 4 Ventajas y desventajas de aplicar un control FeedForward ^(Elaboración propia)

Ventajas	Desventajas
1. Produce acción correctiva en cuanto es afectada por una perturbación.	1. Requiere de protección a toda posible alteración y su medición directa
2. Es conveniente en sistemas lentos o con tiempos muertos significativos.	2. No puede realizar ninguna corrección a perturbaciones no medidas.
3. No produce inestabilidad en circuitos de lazo cerrado.	3. Es sensible a la variación a todos los parámetros del proceso.
	4. Requiere de buen conocimiento del modelo del proceso.

Existen diferentes estrategias, que son comúnmente empleadas en estos casos como por ejemplo: Control Relación (*Ration*), Control Selectivo, Control Sobreposición (*Override*), Control Gama Partida (*Split – Range Control*), Control en Cascada. A continuación se explicarán cada una de estas estrategias:

- *Control de Relación:*

Es un tipo especial de control feedforward, el cual consiste en mantener la relación entre dos variables en un valor determinado. Se aplica en su mayoría para procesos industriales, que presentan una relación de flujos o corrientes, como es el reflujo en las columnas de destilación; en la relación de reactivos en los reactores; en la relación de corriente de purga y reciclo; de líquido y vapor o en la inyección de la cantidad de combustible y aire e un horno.⁽³³⁾

- *Control Selectivo:*

Existen procesos donde dos o más variables del proceso, no pueden pasar de un valor límite, ya sea por razones de economía, eficiencia o seguridad. Para ello, es utilizada la estrategia de control selectivo, la cual se caracteriza por mantener bajo control varias variables de proceso, manipulando una sola, refiriéndose a la escogencia de la

variable de proceso entre las alternativas, para ello se utiliza cierto tipos de switches, el HSS (*High Selector Switch*) y LSS (*Low Selector Switch*).⁽²⁷⁾ Es importante conocer ciertas restricciones para la aplicación de esta estrategia⁽²¹⁾

- No pueden satisfacerse simultáneamente varios objetivos de control asociados a un único proceso.
 - No es posible eliminar la desviación en todas las variables que se desean controlar, porque se selecciona sólo una de las tantas variables importantes involucradas en el proceso.
 - Es necesaria alguna estrategia en que las variables controladas puedan compartir variables manipuladas.
- *Control por Superposición:*

Su objetivo fundamental es la protección del proceso donde ciertas variables de interés no superen determinados límites (restricciones). Esta estrategia presenta las siguientes características:

- Se utiliza para procesos con variables que poseen objetivos diferentes, sin embargo, comparten un mismo controlador, existiendo mayor número de variables controladas que manipuladas.
- La variable manipulada disponible, se usa para controlar la variable de mayor interés en el proceso.
- Permite cambiar de variables controladas, para ello se utiliza un selector que permite seleccionar, cual variable toma la prioridad para mantener en el punto de control deseado.

El control por sobreposición puede ser aplicado por ejemplo, en un tanque de almacenamiento, donde se desea controlar el nivel del tanque y la contrapresión. En este proceso, se desea controlar el nivel manipulando el flujo de salida de la bomba y por seguridad se debe controlar la contrapresión para evitar la cavitación en la bomba que traslada el líquido del tanque de almacenamiento a aguas abajo.

- *Control Gama Partida:*

También llamado control Rango Dividido, se utiliza en procesos industriales donde un controlador, puede manipular dos variables del sistema, afectando de igual forma a la variable controlada. Se necesitan dos elementos finales de control, por ejemplo válvulas, que se abrirán o se cerrarán de acuerdo a la magnitud de señal recibida.

Un ejemplo de aplicación, es cuando se desea mantener controlada la presión de una línea de gas producto de la salida de varias calderas, para ello, se manipulan los flujos de salida de cada una de las calderas simultáneamente para lograr la presión de salida deseada. También puede ser utilizado esta estrategia de control, cuando se desea controlar la presión ya sea de succión o descarga de varios compresores que funcionan en paralelo.⁽³³⁾

- *Control en Cascada:*

Se utiliza, cuando las perturbaciones que ingresan al sistema, afectan directamente a la variable manipulada; este tipo de perturbaciones se denominan perturbaciones a la entrada. Se utilizan lazos de control interno (esclavo), con el fin de detectar rápidamente el efecto de las perturbaciones e iniciar antes la acción correctora para anular la perturbación, impidiendo que afecten al sistema principal. Cabe destacar, que esta variable interna o intermedia debe tener una estrecha relación con la variable controlada.

Básicamente el controlador externo (maestro), se encarga de la variable principal a controlar en el proceso, mientras que los controladores internos se encargan de las perturbaciones más frecuentes para que no afecten al control maestro ofreciendo una respuesta más rápida que el lazo principal.

Esta estrategia es importante debido a su amplia aplicación en los procesos industriales, por ejemplo se utiliza en el horno para controlar la temperatura a la salida de este, para ello, deben surgir dos lazos de control, el lazo externo debe ser la temperatura a la salida del horno y el lazo interno es el flujo del gas combustible.

Es importante destacar, que para que un sistema de control en cascada esté bien aplicado, es necesario que se tomen en cuenta algunos aspectos importantes para su aplicación, estos son:⁽²⁷⁾

- Localizar las variables más importantes del proceso.
- Localizar la variable a controlar.
- Localizar la variable que introduce la perturbación.
- Determinar la velocidad de cambio de ambas señales.
 - Hacer un arreglo en cascada, de tal forma que el lazo externo sea más lento y el controlador también (control maestro).
- El lazo interno deberá contener la variable más rápida y el controlador debe ser de respuesta con retardos mínimos (control esclavo).
 - El controlador del lazo interno deberá sintonizarse con la ganancia más alta posible.
- El controlador esclavo se selecciona con set point remoto, mientras que el controlador maestro es de tipo local.

II.2.6 Normas SAMA

En instrumentación y control, se emplea un sistema especial de símbolos, con el objetivo de transmitir de una forma específica, la información del sistema que es controlado, como por ejemplo: indicadores, registradores, controladores, trasmisores y válvulas de control.

Existe una gran variedad de normas, que presentan la terminología empleada en la instrumentación y control de procesos, que en ocasiones resultan diferentes de

industria a industria, es por ello que surge la necesidad de crear una norma en este campo. Varias sociedades ha dirigidos sus esfuerzo en ese sentido, siendo una de las más importantes las normas SAMA (*Scientific Apparatus Makers Association*) que publica símbolos, términos y diagramas que son generalmente reconocidos en la industria, en su norma PMC 20-2-1970.

Cada elemento de control, generalmente está identificado por números en una etiqueta que debe poseer, cuyo número identifica la función del proceso y el lazo de control en el cual está localizado. Cada señal de instrumentación debe ser especificada, es decir, si es neumática, eléctrica y esto se detecta según la simbología que aparezca en los Diagramas de Tubería e Instrumentación (DTI), los cuales muestran el proceso entero y proporcionan una guía completa para las operaciones del proceso y los instrumentos involucrados, también permiten visualizar todos los sistemas de control.⁽⁵⁾ Una muestra de los símbolos publicados por la norma SAMA está dada en la figura 17.


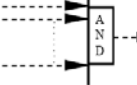

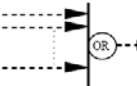

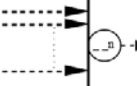

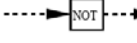

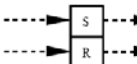
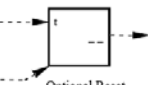
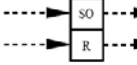
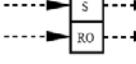
FUNCTION	ENCLOSURE SYMBOL	FUNCTION	ENCLOSURE SYMBOL
Measuring or Readout		Logical AND	
Manual Signal Processing		Logical OR	
Automatic Signal Processing		Qualified Logical OR	
Final Controlling		Logical NOT	
Final Controlling with Positioner		Maintained Memory	
Time Delay or Pulse Duration			
			

Figura 17. Símbolos que corresponden a la norma SAMA.⁽¹⁹⁾

En la figura 18, se muestra un lazo de control simple de flujo, en cuanto a las normas ISA y las normas SAMA, donde se observa como el símbolo de representación del transmisor es igual para ambas normas (FT). Con respecto al controlador de flujo es una indicación simbólica (FIC) para las normas ISA, caso contrario para las normas SAMA, ya que ofrece un análisis más detallado del controlador a utilizar, así como las formas de ajuste para el operador (auto/manual). Ambas normas también utilizan diferente representación en cuanto a las válvulas de control (FCV).

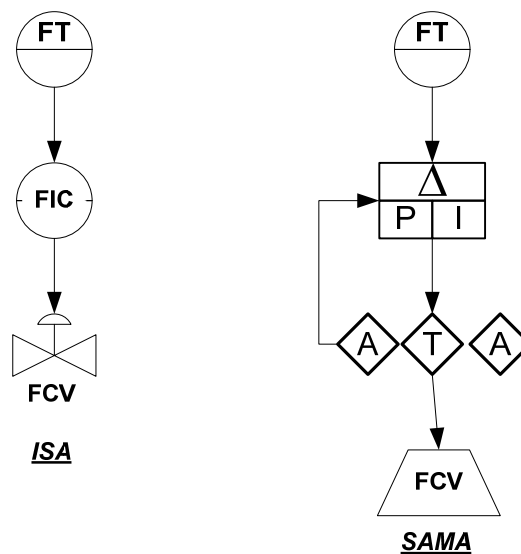


Figura 18. Comparación de diagrama entre la norma ISA y la norma SAMA.⁽¹⁹⁾

Las normas SAMA representa por medio del símbolo Δ , la diferencia o error en el estado estacionario entre las dos señales de entrada (PV y Set Point) en un controlador PID. Para seguidamente, representar el tipo de controlador seleccionado para la variable a controlar (P; PI; PID) y como será procesado las señales (auto/manual).

II.2.7 Programas y Simuladores.

Se ha profundizado en todo lo referente a tipos de controladores, las estrategias que se emplean dependiendo de los procesos existentes y de los diferentes métodos de sintonización para obtener respuestas deseadas en el proceso. Sin embargo, es

necesario profundizar en otros tipos de sistemas de control que se encuentran presentes en procesos de mucha importancia permitiendo el mejoramiento de estos. A continuación se muestran algunos sistemas adicionales:

II.2.7.1 Sistemas de Control Distribuidos (SDC).

Representan aquellos sistemas, destinados a ser utilizados para una gran instalación de procesamiento, que involucran desde cincuenta a cien o más lazos de control. Estos sistemas, son aplicados en grandes o pequeñas plantas de procesos, fundamentalmente de tipo continuo (papeleras, cementeras, petroquímicas, refinerías, central eléctricas, siderurgia, etc.), con capacidad de llevar a cabo el control integral de la planta.⁽¹⁰⁾ Se caracterizan por un fuerte componente informático y una estructura jerarquizada. A grandes rasgos, este sistema esta constituido por un conjunto de controladores y un computador central enlazados por un canal de comunicación muy rápido. El primer sistema de control distribuido, fue anunciado por la empresa *Honeywell* en 1975, el cual presentaba un gran número de microprocesadores con tareas específicas asignadas a cada uno de ellos.⁽¹⁾

En este mismo sentido, los sistemas de control distribuido constan de tres elementos fundamentales, los cuales son:

- Interfaz al Proceso
- Interfaz al Operador
- Acceso de datos

Estos tres elementos fundamentales mencionados, se encuentran interrelacionados, ya que los transmisores electrónicos de campo, las tarjetas de control y la estación del operador están unidos mediante vías de comunicación a través de cable coaxial, y donde cada componente se encuentre en un lugar idóneo de la planta. A continuación se presentan las ventajas del SDC:⁽¹⁾

- Desarrollo de sistemas a base de módulos en hardware y en programa, que facilitan los cambios, localización de averías, etc.
- Amplio abanico de algoritmos de regulación, seleccionados por menús.
- Redundancia en los equipos y en las comunicaciones. Para evitar paradas que pueden suponer cuantiosas pérdidas, se recurre a la duplicación de los sistemas de control y sistemas antifallo, para que sea detectada rápidamente la procedencia de los fallos e informar a los usuarios de las correcciones que deben realizar.
- Gran capacidad en comunicaciones, gracias a la constante superación en la velocidad de transmisión de datos.
- Fácil mantenimiento sustituyendo tarjetas y compatibilidad de nuevos equipos con los anteriores.

II.2.7.2 Programa Experion[®] de Honeywell.

Es una plataforma con la cual los operadores pueden visualizar y controlar en forma óptima y eficiente un proceso, es decir, es la interface entre el proceso, el sistema de control y el operador. Posee usos avanzados para analizar y mejorar el funcionamiento de los procesos, facilitando así la interpretación de los resultados.⁽¹⁶⁾

Este programa transforma el control de los procesos más allá de los tradicionales Sistema de Control Distribuido (DCS), en unificar la funcionalidad de las personas con variables de proceso, las necesidades de su negocio y la gestión de activos, ya que optimiza el rendimiento a la reducción de los costos de mantenimiento hasta en un 30%. Los sistemas que conforman este programa son:

- Sistema Experion[®] PKS (*Process Knowledge System*):

Es un sistema de control completamente integrado (proceso y recursos humanos) mediante la expansión de las funciones del control distribuido, el cual se dispone de un sistema robusto, escalable y con un buen nivel de conectividad para todos los

niveles de la planta. Este a su vez, unifica las arquitecturas haciendo uso del sistema de control distribuido, que permite facilitar la captura de datos y promover la distribución de los mismos, logrando así que el proceso pueda realizarse de manera óptima. Además esta herramienta se puede integrar con un amplio rango de productos de Honeywell para ayudar a la mejora de sistemas existentes y habilitando la integración completa de la información del proceso.⁽¹⁶⁾

La arquitectura del Experion[®] PKS asegura que el usuario tenga acceso transparente y completo a la base de datos del controlador permitiendo que la información existente sea accesible por los operadores, ingenieros de procesos y por las computadoras a nivel empresarial haciéndolo transparente y generando de esta forma el control y monitoreo para incrementar la productividad, reducir los costos, aumentar la consistencia del producto y disminuir el desecho.⁽¹⁶⁾ En la figura 19, se muestra la arquitectura de este programa.

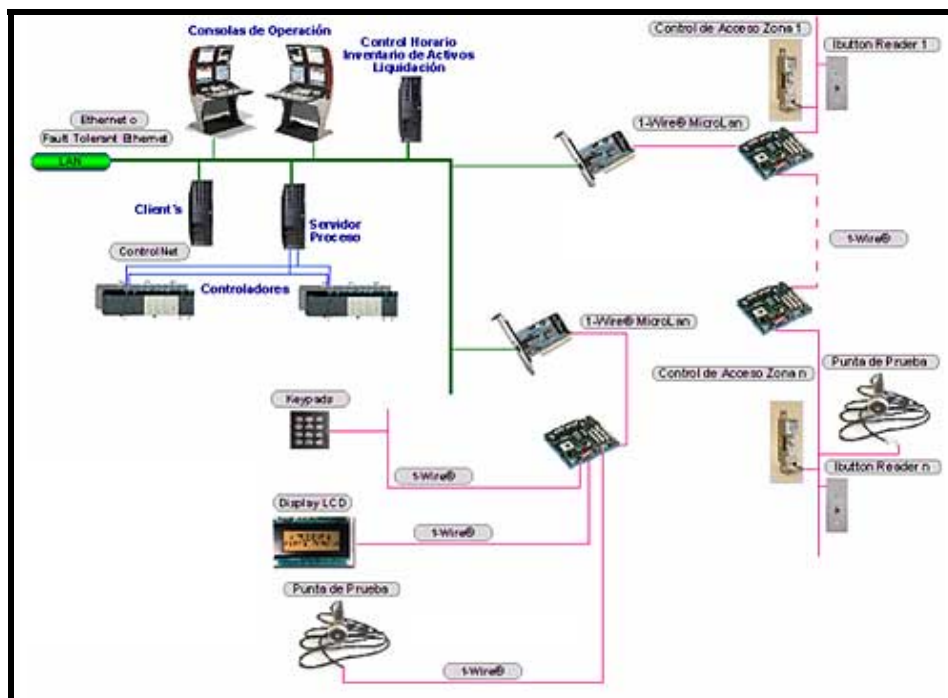


Figura 19. Arquitectura del Sistema Experion[®] PKS. ⁽⁵⁾

- Sistema de Simulación del Proceso

Este sistema proporciona una simulación completa del Sistema Experion[®] PKS, así como también cuenta con un ambiente de simulación del control en la PC sin necesidad de conexión con el hardware requerido (controlador), posee soportes para dispositivos Honeywell de control avanzado. Para realizar la simulación se deben retroalimentar los lazos de control, debido a que no existe entrada de datos de campo por no estar conectado al controlador.⁽⁵⁾

En este mismo sentido, el Sistema Experion[®] PKS presenta estrategias de control, que utiliza como herramienta gráfica el Control Builder, orientado a objetos que soportan el Control Execution Environment (CEE) del PKS. Esta herramienta permite el diseño, la documentación y el monitoreo de los lazos de control que se simulan. Además, permite el fácil manejo de Entradas (*Input*) / Salidas (*Output*), incluyendo el Fieldbus y Profibus, y cubre funciones de control continuo, lógico, motor, secuencial, batch y avanzado. Los bloques de Función (FBs), son objetos básicos suministrados por Honeywell para ejecutar diferentes funciones de control. Cada bloque tiene parámetros que suministran una visión exterior de lo que el bloque está realizando en ese momento. Los FBs se interconectan fácilmente vía programa, para construir aplicaciones o estrategias de control, los cuales son agrupados en los Módulos de Control (CMs) y, en caso de FBs secuenciales se agrupan en Módulos de Control Secuencial (SCMs). Los SCMs simplifican realmente la implementación de lógicas tipo batch, utilizando una serie de pasos distintos para cumplir una o más tareas del proceso si así lo requiere.⁽¹⁶⁾

- Experion[®] PKS Interfase Humano-Máquina (IHM):

Todo sistema de control complejo, necesita ser supervisado por un operador, quien debe tener la capacidad de observar de manera clara lo que ocurre en diversas etapas del proceso, así como también de los valores de importantes variables, alarmas,

anomalías, etc. De igual forma, también se requiere de una interface que además de permitir observar lo que ocurre en el sistema, tenga herramientas para realizar cambios que puedan mejorar el desenvolvimiento de los lazos de control en un momento dado. La interface debe proveer de un mecanismo de llamada a un despliegue con el mínimo esfuerzo y tiempo, ya que en ellos está incluida toda la información requerida para tratar de garantizar que el operador pueda monitorear el proceso de manera eficiente y sin complicaciones.⁽¹⁶⁾

El programa utilizado para el desarrollo de esta interface Humano-Máquina de este Trabajo Especial de Grado se denomina HMIWeb Display Builder, el cual forma parte del Sistema Experion[®] PKS (*Process Knowledge System*) Honeywell permitiendo la colocación entendible y práctica de información importante referente al proceso donde la distribución debe ser coherente y bien estructurada. En la figura 20, se puede observar un despliegue de una interface Humano-Máquina de una columna de destilación atmosférica.⁽¹⁶⁾

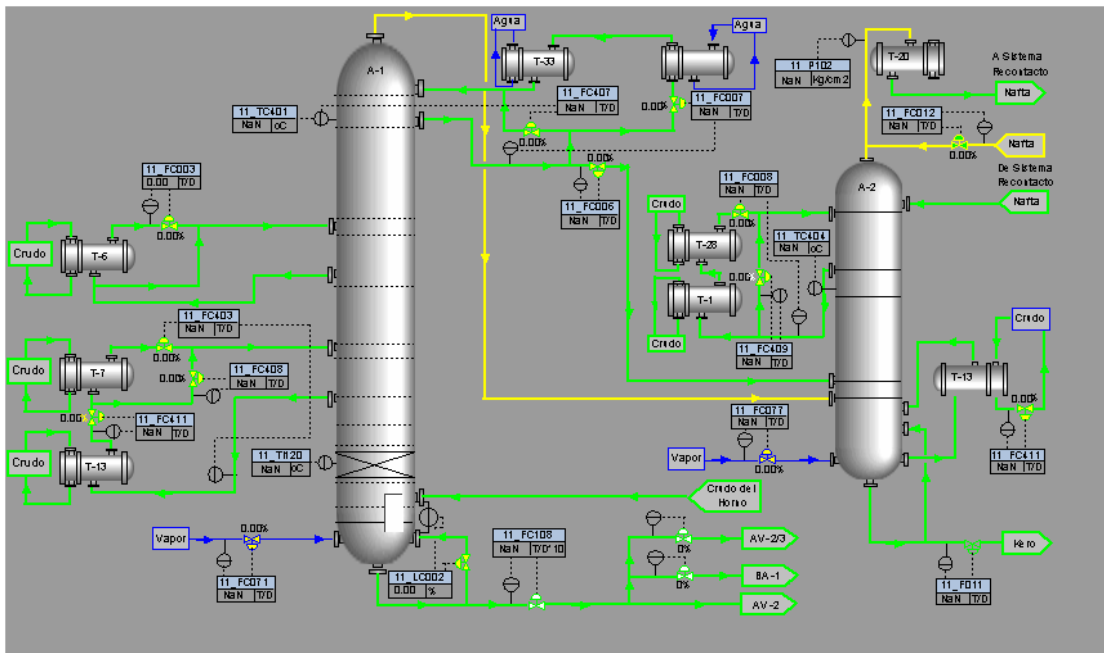


Figura 20. HMI para una Columna de Destilación Atmosférica.⁽¹⁷⁾

II.2.7.3 Software PDS (*Profit Design Studio*).

Este programa era conocido con anterioridad como APCDE (*Advanced Process Control Development Enviroment*), es un ambiente basado en WINDOWS que permite dirigir muchos procesos avanzados de control y ediciones de modelaje a través de una interface común. La funcionalidad del PDS puede ser fácilmente ampliado agregándole componentes de tareas especificas (librerías que son dinámicamente cargadas cuando son necesarias). Todos los elementos del PDS tienen un icono que los representa.⁽¹⁶⁾

Mientras el PDS facilita el análisis, diseño, desarrollo y particularmente el tiempo de corrida de procesos avanzados de control, modelaje empírico y estadístico, también provee un ambiente (enriquecido) para coordinación y mantenimiento de esas aplicaciones. Como su nombre lo indica, el concepto de estudio es parte integral de este ambiente. Actualmente el PDS posee una serie de herramientas capaces de realizar tareas muy diversas y de gran utilidad para el área de control de procesos.⁽¹⁶⁾ En la figura 21 se muestran todas herramientas que se encuentran en el PDS.

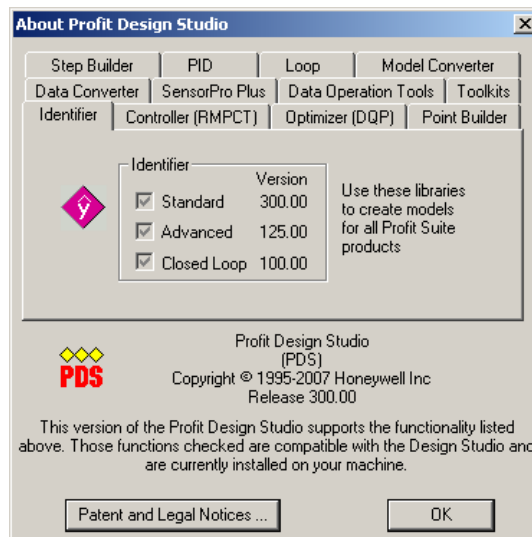


Figura 21. Herramientas que se encuentran en el PDS ⁽¹⁶⁾

Como se puede observar en la figura 21 el PDS posee muchas funciones capaces de mejorar y facilitar el control en un proceso determinado. Para el desarrollo de esta Tesis Especial de Grado se deben usar 2 de las herramientas que conforman el PDS. A continuación una breve explicación acerca de la finalidad que posee cada una:

- *Profit RMPCT (Robust Multivariable Predictive Control Technology)*: este software, es usado para controlar y optimizar procesos que poseen una interacción significativa, entre las variables involucradas en el proceso. Se construye un control multivariable que a su vez sea robusto y además, predictivo, basado en modelos matemáticos que definen la dinámica del proceso en estudio. En función de estos modelos, el controlador predice el comportamiento futuro del proceso y determina cómo ajustar la salida del controlador para llevar todas las variables del proceso a un valor deseado, o mantenerlas dentro de ciertos rangos operacionales, es decir, fuera de restricciones. El controlador, se puede utilizar en línea (*on-line*) para controlar un proceso real, y también puede ser usado para comprobar un proceso simulado con el software fuera de línea (*off-line*).⁽¹⁶⁾ Este tipo de software son denominados en la plantas como el comisionado del control, ya que son los ajustes y optimización del controlador para luego ser operados en la plantas.

- *Profit PID (RPID)*: Esta herramienta se explicó anteriormente en el Ajuste de Controladores, la cual es capaz de determinar las constantes propias de sintonización para asegurar la mínima sensibilidad del lazo basados sobre parámetros inciertos y de alcanzar una mejor dinámica del proceso, basándose en datos recolectados de campo o con funciones de transferencia dadas por el usuario.⁽¹⁶⁾

Una vez entonados los controladores PID, y verificado que cumplen con las exigencias, se procede a la identificación del modelo que indica la relación de las variables manipuladas con las variables controladas, para luego construir el control multivariable. Para ello se utiliza como herramienta el software Profit Stepper.

II.2.7.4 Profit Stepper.

Es un poderoso procesador de escalones, de recolección de datos y una herramienta de identificación de modelos. La finalidad de que incluya todas estas funciones, es para mejorar los modelos y reducir los tiempos en las pruebas escalón y en la realización de las actividades previas a la ejecución. Esto se logra a través de la interacción del usuario con el programa.

Profit Stepper está formado principalmente por tres partes:

- (a) *Data Collection* tiene dos funciones, se encarga solo de recolectar datos y además, puede recolectar datos mientras las pruebas escalón corren.
- (b) *Process Stepping* tiene como función, realizar pruebas de escalón, es decir, se encarga del movimiento de las variables manipuladas y de las perturbaciones basadas en la dinámica del proceso para conocer su comportamiento.
- (c) *Model Identification* consiste en identificar un conjunto de modelos a partir de las pruebas de escalón realizadas, donde se obtienen los modelos de cada variable controlada en función a las variables manipuladas y posibles perturbaciones.⁽¹⁶⁾ Esto es lo que se denomina como los test de planta, que permitirá seleccionar el controlador adecuado para el proceso en estudio.

II.3. NORMA VENEZOLANA. DIRECTRICES PARA LA DOCUMENTACIÓN DE SISTEMAS DE GESTIÓN DE LA CALIDAD. COVENIN - ISO 10013-2002.

Es un informe técnico, que proporciona directrices para el desarrollo y mantenimiento de la documentación necesaria para asegurar un sistema de gestión de la calidad eficaz, adaptado a las necesidades específicas de la organización. El uso de estas

directrices, ayudará a establecer un sistema documentado, como el requerido por la norma de sistema de gestión de la calidad que sea aplicable. Para ello, se utilizan términos y definiciones dados en la Normas ISO 9000.⁽²¹⁾

En este sentido, las Normas ISO 9000 establecen la estructura de la elaboración de manuales de calidad en cuatro niveles, formados por:⁽²¹⁾

- Nivel 1: El Manual de Calidad; establece el método y las políticas generales de la compañía (el porqué del sistema)
- Nivel 2: Procedimientos; establece el qué, cuándo, dónde y quién del sistema y proporciona los vínculos de los procesos horizontales (vínculos internos entre cliente y proveedor).
- Nivel 3: Instructivos de Trabajo: señala cómo debe realizarse la operación y describe las actividades realizadas y los registros creados.

Cabe destacar, que la norma indica que los números de los niveles, puede ajustarse a las necesidades de la organización. Estos niveles son ilustrados usando el diagrama de pirámide, como se observa en la figura 22:



Figura 22. Jerarquía típica de la documentación del sistema de gestión de calidad ⁽²¹⁾

Parte del desarrollo de este Trabajo Especial de Grado, se centrará en el nivel 3, de la realización de los instructivos de trabajo del programa Experion® PKS.

Instructivos de Trabajo.

Los instructivos, contienen información detallada sobre cómo realizar una tarea determinada, por ejemplo, los instructivos de trabajo de un equipo. Estas deben elaborarse, siempre que sea necesario, para garantizar que los métodos de trabajo sean consistentes y permitan alcanzar los niveles de conformidad estipulados; por otra parte, deben guardar un equilibrio con la capacitación y la experiencia del personal que suele realizar la tarea.^(21,28)

Estos instructivos, permitirán no sólo llevar a futuro la certificación de la empresa a las normas de calidad, sino a su vez, tener ventajas dentro de la empresa u organismo que conduce a la satisfacción de relaciones entre funciones, procesos, actividades y personas. Entre algunas ventajas se tienen:

- Capacitación de personal de nuevo ingreso en la empresa o en el puesto.
- Verificación del proceso real respecto del proceso diseñado.
- Detección de actividades o grupos de actividades que reducen la calidad y la productividad.
- Facilitan la coordinación y la comunicación.
- Facilitan el análisis de opciones de mejoramiento.

Al realizar la redacción de los instructivos de trabajo, se debe tener en cuenta las siguientes sugerencias, con la finalidad de permitir que el usuario realice la tarea con mayor eficiencia y uniformidad:⁽²⁸⁾

- Redactar las instrucciones de manera interpersonal.
- Se debe limitar a indicar o clarificar la forma de operar, utilizar o realizar algo.

- Utilizar palabras y términos directos, es decir, que no posea vocabulario complejo, que sean claras y sencillas.
- Utilizar oraciones cortas en lo posible, es decir concisas.
- Utilizar la puntuación que permita tener una mejor comprensión del texto.
- Separar las ideas en oraciones y párrafos independientes.
- No redactar de manera antagonica, condescendiente y arrogante.
- Letra tamaño 12, tipo Times New Roman, en todo el documento.

El contenido de los instructivos, generalmente deben cubrir el propósito y alcance del trabajo, objetivos y hacer referencia a los procedimientos documentados pertinentes. En la mayoría de las organizaciones presenta los siguientes contenidos, el cual será tomado en cuenta para los instructivos de trabajo del programa Experion® PKS.^(21,28)

Objetivo: se menciona el propósito de las actividades descritas en el procedimiento, con el fin de asegurar la calidad de los productos o servicios.

Deber ser redactados con verbo en infinitivo, es decir, no conjugados, ya que su propósito se basa en establecer la acción que se realizará sobre el objeto de estudio y no deben confundirse con los pasos a desarrollar durante el proceso de ejecución de dicha actividad. Por ejemplo: manipular, aplicar, preparar, operar, demostrar, etc.

Alcance: se indican las actividades del proceso, que pueden ser abarcadas por el procedimiento.

Equipos: se mencionan los equipos necesarios para ejecutar las actividades señaladas en el procedimiento.

Procedimiento: se enumeran de manera clara y explícita los pasos necesarios para ejecutar la tarea que debe a seguir el operador o usuario, y así cumplir con el objetivo del instructivo.

En la descripción del procedimiento, pueden incorporarse notas técnicas dentro de dibujos, especificaciones, fotos, lista de verificación o combinación de las anteriores; con la finalidad de tener mejor comprensión durante la ejecución de cada paso de la actividad. Las figuras, dibujos o fotos, deben seguir la misma enumeración desde el inicio hasta el final de la descripción del procedimiento.

Observaciones: se hace referencia a parámetros que se deben tener en cuenta para la ejecución del instructivo, o lista de otros documentos requeridos para su ejecución, por ejemplo otros instructivos.

Bibliografía: se especifica la documentación utilizada para la elaboración de dicho instructivo, como por ejemplo el manual original del equipo, material referencial, etc.

Anexos: este contenido es opcional, ya que va de acuerdo al objetivo del instructivo y tipo de usuario que utilizará el instructivo.

Los instructivos de trabajo deben presentar un formato en cada una de sus páginas, como un encabezado con el siguiente contenido: ⁽²⁸⁾

- Logo de la empresa o área donde se está aplicará dicha actividad.
- Título: indica el equipo o programa donde es ejecutado la actividad.
- Asunto del Instructivo de Trabajo: indicar el nombre del documento, en lo posible que describa en forma resumida su contenido.
- Código: identifica el documento para su control, va de acuerdo a criterio de la empresa o del área.
- Fecha: indica la fecha de vigencia del documento, utilizando como formato día / mes/año.
- Pagina: indica el número correspondiente a la página y el número total de páginas del documento, incluyendo los anexos cuando forman parte del documento principal.

Estos dos contenidos sólo son colocados en la primera página del documento:

- Tipo de Documento: indica a que tipo de documento pertenece, como son: manual de operación, de procedimiento o de seguridad; procedimiento, material de evaluación; instructivo de trabajo y otro. De igual forma, se indica si el documento es controlado o no.
- Nombre y fecha de la persona quién elaboró, revisó y aprobó dicho documento.

A continuación se presenta en la figura 23, el estilo del formato antes mencionado:

LOGO DEL ÁREA

Título (mayúscula sostenida)		Cod.	
		Rev.	
		Página 1 de N	
ASUNTO			
TIPO DE DOCUMENTO:	<input type="checkbox"/> Manual de operación <input type="checkbox"/> Manual de mantenimiento Otro: _____ <input type="checkbox"/> Manual de seguridad <input type="checkbox"/> Procedimiento <input type="checkbox"/> Material de evaluación <input type="checkbox"/> Instructivo de trabajo		
Este documento es:	<input type="checkbox"/> Controlado <input type="checkbox"/> No controlado		
ELABORADO POR:	Nombre de la Persona	FECHA:	
REVISADO POR:	Nombre de la Persona	FECHA:	
APROBADO POR:	Nombre de la Persona	FECHA:	

Figura 23. Formato de Documento bajo las normas COVENIN - ISO 10013-2002. (Elaboración propia)

CAPÍTULO III
METODOLOGÍA

III.1 FASES DEL PROYECTO

Con el propósito de alcanzar cada uno de los objetivos planteados en este Trabajo Especial de Grado, los mismos se agruparon en tres fases, con la finalidad de realizarlos de manera secuencial y obtener resultados para ser analizados. A continuación se presenta las tres fases:

III.1.1 Primera Fase: Búsqueda de Información. Elaboración de los Instructivos de Trabajo bajo Normas ISO

Para realizar esta fase, se procedió a la búsqueda de información requerida para llevar a cabo los instructivos de trabajo. Para ello, se utilizaron los manuales respectivos del software a utilizar, para la comprensión de los mismos y a su vez redactar cada paso a ser ejecutado para el cumplimiento del objetivo planteado en los instructivos de trabajo.

Con el propósito de obtener una mejor comprensión del procedimiento a seguir, como es señalado por la norma COVENIN - ISO TR 10013:2002, se tomaron imágenes que fueron anexadas en cada paso descrito como figuras, las cuales permiten al usuario no solo comprender el paso a realizar en forma de lectura sino visualmente. En este sentido, cada procedimiento del instructivo de trabajo respectivo, se redactó de manera detallada, sencilla y completa con el propósito de que cualquier usuario pueda ejecutar dicha tarea.

Cada instructivo presenta su *Objetivo, Alcance, Equipos a utilizar, Procedimiento, Observaciones y Bibliografía*. En cuanto al alcance de cada instructivo, se abarcó en el caso del instructivo de configuración de un punto de control básico, definiendo como bloque del proceso un PID, DACA y LEADLAG. Quedando excluidos en la ejecución de este procedimiento la utilización de los demás tipos de conectores, que dependen del proceso que se requiere controlar. De igual forma, para los instructivos de recolección de data y sintonización de lazos quedan excluidos en la ejecución de

sus respectivos procedimientos, la utilización de los demás comandos presentes en dichos software.

Cabe destacar, que cada instructivo presenta dos puntos finales: *Observaciones* y *Bibliografía*. Las *Observaciones*, tienen la finalidad de permitir al usuario realizar una actividad específica si se le presenta una contrariedad en un momento dado, mientras realiza la actividad principal con el cual fue propuesto el instructivo de trabajo. Con respecto a la *Bibliografía*, el usuario se puede dirigir al texto principal si desea conocer otros comandos que presenta el software respectivo.

III.1.2 Segunda Fase: Búsqueda de Información. Identificación Variables. Elaboración de los Diagramas de Bloques.

Para realizar esta fase, se procedió a la búsqueda de la información requerida para llevar a cabo los objetivos planteados referidos al proceso simulado. Para ello, fue necesario realizar una visita a una refinería venezolana por parte de la empresa Honeywell, con la finalidad de recolectar la información con respecto a las condiciones de diseño y de operación de la Unidad de Destilación de Nafta (CD4).

Con esta información, se identificaron todas las variables claves a supervisar y controlar según el grado de importancia en el proceso involucrado, tales como: presión de tope de la columna, temperaturas de tope y de los platos a lo largo de la columna, temperatura de los sistemas de calentamiento, reflujo de tope y fondo del proceso, nivel de los tanques (M-5, M-6), flujos de alimentación, calidades de los productos; clasificándolas en variables manipuladas, controladas y de perturbación.

Una vez identificadas y clasificadas las variables involucradas en el proceso de fraccionamiento de la Nafta en las dos columnas involucradas (A-3; A-4), se procedió a la elaboración detallada de los diagramas de bloques, con el propósito de establecer las interacciones que existen entre cada una de las variables ya clasificadas, es decir,

se realizó un análisis detallado del efecto que tiene cada una de las variables manipuladas y las perturbaciones sobre las variables que se controlaron en el proceso.

Para las conexiones de los bloques se consideraron unidades Lead/ Lag, bloques suma, tiempo muerto, daca y los bloques PID, los cuales se utilizaron posteriormente para establecer los esquemas de control en el software Experion[®]. Cabe destacar, que la dinámica involucrada en los bloques fue suministrada por la empresa Honeywell, basadas en las pruebas de plantas (cambios de escalón) efectuadas en la unidad de Destilación de Nafta (CD4N) a simular.

Los Diagramas de Bloques se elaboraron con el programa *Visio*, donde se representaron todas las conexiones correspondientes, así como los bloques que representan cada una de las funciones involucradas para cada variable controlada.

III.1.3 Tercera Fase: Simulación, Implementación del Control Multivariable (RMPCT), Diseño de Estrategias de Control, Realización de los Despliegues.

En esta fase se ejecutaron todas las simulaciones involucradas en este Trabajo Especial de Grado, así como la sintonía de los lazos de control; para ello fue necesaria la realización de una serie de actividades descritas a continuación:

- Simulación de los lazos de control básico: una vez elaborados los diagramas de bloques se procedió a la construcción de los mismos utilizando el programa *Experion[®] PKS* de Honeywell, donde se establecieron las dinámicas e interacciones entre cada variable del proceso. Cabe destacar, que por ser una simulación, el controlador no se encuentra conectado directamente a la planta y por ende no se tiene valores de las variables de entrada del proceso (PV), por lo que se realizó una retroalimentación del lazo de control básico, que permitió obtener valores de las variables del proceso.

- Sintonía de los lazos de control básico: para lograr un buen esquema de control, se realizaron los ajustes de los parámetros que conforman los lazos de control, mediante el uso del programa denominado *Profit RPID* de la empresa Honeywell, con el cual se obtuvieron los valores adecuados para lograr una buena sintonización de un lazo sencillo, a partir de una curva de reacción generada por *Experion PKS*. Esto se logró con el siguiente procedimiento:

- El controlador se colocó en modo manual, ya que este lazo simple no posee dinámica, se fijó un valor de apertura de válvula, luego cuando la PV y el Set-Point tuvieron el mismo valor, se cambió de nuevo el modo del controlador a automático para fijar un Set-Point y obtener la curva de reacción.
- Luego se procedió a la recolección de data y a la realización de cambios en escalón al mismo tiempo, para generar el modelo que representa la dinámica de ese lazo, utilizando como programa el *Profit Stepper*.
- Con la generación del modelo, se utilizó el *Profit RPID* para determinar las constantes adecuadas para los parámetros y de esa manera obtener una sintonía en los controladores.

- Test de planta: con el propósito de obtener el modelo matemático que representa la dinámica de todo el sistema, se utilizó el programa *Profit Stepper*. Para ello, se realizaron cambios en escalón de cada una de las variables manipuladas y de perturbación que afectan las variables que se desean controlar, esto se realizó para cada una de las variables controladas hasta lograr el modelo matemático.

- Implementación del Control Multivariable: se utilizó el programa *Profit Suite*, debido a que la unidad de Destilación de Nafta requiere de la manipulación de múltiples variables de entradas para lograr valores deseados en las variables de salidas. De igual forma, se procedió a la sintonía del Control Multivariable, donde se tomaron en cuenta parámetros necesarios (*optimización, control y proceso*), para lograr el ajuste. Finalmente, se procedió a la realización de pruebas (comisionado)

para determinar el buen funcionamiento del Control Multivariable, tomando como ejemplo la optimización de las calidades de los productos, la variación de las entradas en las variables manipuladas para comprobar si cumplen el comportamiento de los modelos establecidos.

- Diseño de Estrategias de Control: además de las variables principales del proceso que son controladas, se desean controlar variables que son importante para mantener el proceso lo más estable posible, como por ejemplo seguridad de equipos, tal es el caso control de nivel de los tanques de reflujo de las columnas., y que no forman parte del control multivariable.

Para visualizar las estrategias de control, se realizaron los Diagramas de Tuberías e Instrumentación, donde se encuentran representadas las distintas estrategias de control implementadas utilizando las normas ISA. Esto permitió, generar la documentación de cada una de las estrategias de control, seleccionadas para las variables controladas de este proceso y la representación de las mismas utilizando las normas *SAMA*, las cuales permiten visualizar no sólo los diferentes elementos de control, sino de forma detallada los lazos de control como por ejemplo el tipo de controlador, los ajustes sean manual o automático, etc.

- ✓ Elaboración de los Despliegues: mediante el uso del programa *HMIWeb*, se realizaron los esquemáticos, donde se utilizaron los shapes (figura u objeto representativo de información de la variable del proceso), la línea de proceso, la lógica que se debe aplicar y el instrumento que genera el disparo de la variable, en este caso, las válvulas de bloqueo. Finalmente, se procedió a la elaboración de la programación lógica para especificar los límites de cada variable, la acción que debe tomar cada válvula de bloqueo dependiendo del valor que tenga la misma y la animación de todos los equipos (líneas, válvulas, shapes, bloques) presentes en los esquemáticos. Así como el detalle de cada uno de los puntos, con la finalidad de visualizar y monitorear la tendencia, la configuración del punto en el programa *Experion® PKS*, etc.

CAPÍTULO IV
RESULTADOS Y ANÁLISIS

En la siguiente sección, se presentan los resultados obtenidos para cada uno de los objetivos planteados en este Trabajo Especial de Grado, con su respectivo análisis.

IV.1 Elaboración de los Instructivos de Trabajo bajo las Normas COVENIN TR- 10013 – 2002.

Para el cumplimiento de este objetivo, se elaboraron tres instructivos de trabajo con respecto a cada software de la empresa Honeywell, bajo las normas ISO COVENIN TR 10013-2002. Para ello, y con la ayuda del programa Word 2003, se redactaron de forma clara, concreta y sencilla, de manera interpersonal, con letra tamaño 12, tipo Time New Roman; esto con la finalidad de que cualquier usuario pueda ejecutar dicha actividad, como es expuesto por la norma.

Los instructivos de trabajo, presentan un formato en la primera página (*Apéndice B*), con un encabezado que permitió al usuario identificar de forma directa el área a la cual pertenece dicho instructivo, el título de la actividad que se ejecutará, la persona que lo elaboró, etc. A continuación se presenta en detalle el contenido expuesto en el formato:

- Logo de la escuela de Ingeniería Química de la Universidad Central de Venezuela.
- Título: indica a cual tipo de instructivo de refiere, los cuales son:
 - *Software Experion de Honeywell.*
 - *Software Profit Suite de Honeywell*
 - *Software Profit Design Studio de Honeywell.*
- Asunto del Instructivo de Trabajo: indicar el nombre del documento, los cuales son:
 - *Configuración de un Punto de control en el software Experion de Honeywell.*
 - *Sintonización de un Punto de Control en el software Profit Design Studio R300 de Honeywell*

- *Recolección de Data de un Punto de Control en el software Profit Suite Runtime Studio de Honeywell*
- Código: se identificó el documento para su control, el cual va de acuerdo a criterio de la empresa o del área, para cada instructivo se decidieron los siguientes códigos:
 - *Configuración de un Punto de control: I01-C-CP*
 - *Sintonización de un Punto de Control: I02-C-CP*
 - *Recolección de Data de un Punto de Control: I03-C-CP*

La codificación viene dado con el siguiente esquema: **XXX-X-XX**

XXX: I que indica ser un Instructivo de Trabajo, seguido del número del instructivo, ejemplo: **I00**

X: C indica que es documento del Sistema de Calidad bajo las normas ISO COVENIN 10013-2002.

XX: división o gerencia donde que generó el documento, para este caso pertenece al área de Control de Procesos: **CP**

- Pagina: se indicó el número correspondiente a la página y el número total de páginas del documento, incluyendo los anexos cuando forman parte del documento principal. Las páginas colocadas para instructivo son:
 - *Configuración de un Punto de control: 1-48*
 - *Sintonización de un Punto de Control: 1 -22*
 - *Recolección de Data de un Punto de Control: 1-22*

Los siguientes dos contenidos sólo son colocados en la primera página del documento:

- Tipo de Documento: se indicó a que tipo de documento pertenece, para este Trabajo Especial de Grado se abarcó sólo *Instructivos de Trabajo*, como se explico en el marco teórico. De igual forma, se indicó si el documento es controlado o no, asignando a cada instructivo *Controlado*.

- Nombre y fecha de la persona quién elaboró, revisó y aprobó dicho documento: en este punto se colocó como revisado y aprobado por los tutores (Académico e Industrial).

El contenido interno de los instructivos de trabajo, consistió en siete (7) puntos, los cuales son: *Objetivo, Alcance, Equipos, Procedimiento, Observaciones y Bibliografía*; los cuales fueron redactados como se explicó en el marco teórico. A continuación se explica el objetivo, alcance, equipo de cada instructivo trabajo:

- *Configuración de un punto de control en el Experion de Honeywell.*

Este instructivo de trabajo, tiene como *Objetivo* describir los pasos a seguir para lograr la configuración de un punto de control en el Experion C-200 de Honeywell.

Esta actividad abarcó (*Alcance*), una configuración básica de un punto de control, definiendo como bloque del proceso un PID, DACA, LEADLAG. Quedan excluidos en la ejecución de este procedimiento la utilización de los demás tipos de conectores, que dependen del proceso que se requiere controlar.

Para cumplir con el objetivo de dicha actividad, se utilizó un computador, el software Experion y el equipo C-200 de Honeywell. Esta herramienta se utilizó a medida que fue redactado cada paso del *Procedimiento*, con el propósito de tomar imágenes de cada paso y colocarlas como figura en el instructivo de trabajo, de manera que le permitió al usuario una mejor comprensión del paso a ejecutar. Cabe destacar, que de la misma manera fue redactado el contenido *Observaciones*, el cual tiene como propósito realizar una serie de pasos si se presenta durante la ejecución del procedimiento principal del instructivo alguna dificultad.

- *Sintonizar un lazo de control en el software Profit Control.*

Este instructivo de trabajo tiene como *Objetivo* describir los pasos a seguir para lograr la sintonización de un punto de control, en el software Profit Design Studio de Honeywell. Presentó como *Alcance*, las instrucciones básicas para una sintonización de un lazo de control. Es por ello, que quedan excluidos en la ejecución de este procedimiento la utilización de los demás comandos presentes en dicho software.

Al igual que el instructivo de trabajo explicado anteriormente, se utilizó un computador, el software Profit Design Studio de Honeywell y el equipo C-200 de Honeywell. Esta herramienta se utilizó a medida que fue redactado cada paso de los contenidos *Procedimiento* y *Observaciones*, con el propósito de tomar imágenes de cada paso y colocarlas como figura en el instructivo de trabajo, de manera que le permitió al usuario una mejor comprensión del paso a ejecutar.

Cabe destacar, que para este instructivo de trabajo se le adicionó un contenido, *Anexo*, el cual presenta un ejemplo de sintonización de horno con estrategia en cascada, con el propósito que el usuario comprendiera la actividad en este caso.

- *Recolección de data de un lazo de control en el software Profit Stepper.*

Este instructivo de trabajo, tiene como *Objetivo* describir los pasos a seguir para lograr la recolección de data de un punto de control en el software Profit Suite Runtime Studio: Profit Stepper de Honeywell, de manera de garantizar las expectativas del controlador. Presentó como *Alcance*, las instrucciones básicas para una sintonización de un lazo de control. Es por ello, que quedan excluidos en la ejecución de este procedimiento la utilización de los demás comandos presentes en dicho software.

Para la elaboración de este instructivo, se utilizó un computador, el software Profit Suite Runtime Studio: Profit Stepper de Honeywell y el equipo C-200 de Honeywell. Esta herramienta se utilizó a medida que fue redactado cada paso de los contenidos

Procedimiento y Observaciones , con el propósito de tomar imágenes de cada paso y colocarlas como figura en el instructivo de trabajo, de manera que le permitió al usuario mejor comprensión del paso a ejecutar.

IV.2 Clasificación de las variables Involucradas en el Proceso

Realizado el estudio del proceso de fraccionamiento de Nafta, se identificaron y clasificaron las variables involucradas en el proceso como: *Manipuladas*, *Controladas* y de *Perturbación*, que pueden afectar la operación. Seguidamente, se estudiaron las relaciones entre ellas en las dos columnas de destilación involucradas en el proceso, para así posteriormente construir el controlador multivariable. En este análisis del proceso, se consideraron seis (6) variables manipuladas (MVs), para mantener en valores establecidos de control a catorce (14) variables (CVs), las cuales están sujetas a efectos negativos de cuatro (4) variables de perturbación.

En Tabla N° 5 a-c, se puede observar la clasificación de las variables obtenidas en el proceso, y como están relacionadas entre sí con las variables controladas, su identificación de acuerdo al tipo de variable con su respectiva descripción.

Tabla N° 5 a. Variables Manipuladas involucradas en el proceso. ^(Elaboración propia)

N° MV	Identificación	Descripción
1	40FC406.SP	Flujo del sistema de recalentamiento del fondo de la columna A-3
2	40FC017.SP	Reflujo del Tope de la columna A-3
3	40PC005.SP	Presión de Tope de la columna A- 3
4	40FC412.SP	Flujo del sistema de recalentamiento del fondo de la columna A- 4
5	40FC019.SP	Reflujo del Tope de la columna A- 4
6	40PC006.SP	Presión de Tope de la columna A- 4

Tabla N° 5 b. Variables de Perturbación involucradas en el proceso. (Elaboración propia)

N° PV	Identificación	Descripción
1	40FC013.PV	Flujo de alimentación a la columna A- 3
2	40TC208.PV	Temperatura de la alimentación a la columna A- 3
3	40FC016.PV	Flujo de alimentación a la columna A- 4
4	40TC405.PV	Temperatura de la alimentación a la columna A- 4

Tabla N° 5 c. Variables Controladas involucradas en el proceso. (Elaboración propia)

N° CV	Identificación	Descripción	Variables Relacionadas	
			MVs	PVs
1	40AX004.PV	Nafta Liviana RVP	1, 2, 3	1, 2
2	40AX427.PV	Nafta Pesada IBP	3, 4, 6	3, 4
3	40PC005.OP	Presión del plato 30de la columna A- 3 OP	1	1, 2
4	40TC406.PV	Temperatura del plato 32 de la columna A- 3	1, 2, 3	1, 2
5	40FC017.OP	Reflujo de tope de la columna A- 3 OP	2	---
6	40FX017.PV	Relación de reflujo / alimentación de la columna A- 3	2	1
7	40FC406.OP	Reflujo del sistema de recalentamiento del fondo A- 3 OP	3	---
8	40PC006.OP	Presión de Tope de la columna A-4 OP	4	3, 4
9	40TC407.PV	Temperatura del plato 24 de la columna A- 4	4, 5, 6	3, 4
10	40FC019.OP	Reflujo de tope de la columna A- 4 OP	10	---
11	40FX019.PV	Relación de reflujo / alimentación de la columna A- 4	5	3
12	40FC018.PV	Flujo de LGN del tope de la columna A-3	1, 2, 3	---
13	40F004.PV	Flujo de Nafta Liviana de la columna A- 4	1, 2, 3, 4, 5, 6	---
14	40F029.PV	Flujo de Nafta Pesada de la columna A-4	4, 5, 6	---

Como se puede observar en las tablas anteriores, se identificaron en el proceso las variables que están internamente relacionadas con las variables controladas, las cuales

serán respectivamente manipuladas y por lo tanto afectaran directamente la variable a controlar, como por ejemplo los reflujos de las columnas, los cuales permiten mantener en control la presión y temperatura, que conduce al equilibrio de ambas fases (líquido – vapor) y así obtener los productos principales bajo especificaciones. De igual forma, son identificadas las variables que afectan negativamente el proceso, como por ejemplo los flujos de alimentación y su respectiva temperatura, ya que son variables que vienen de otras etapas de la refinería y no pueden ser medidas antes de entrar a esta nueva etapa de refinación. En cuanto a las variables controladas, se puede observar entre las catorce variables, la RVP (*Vapor Presion Reid*) de la Nafta Liviana, la cual es una variable importante para mantener la calidad del producto, también se consideraron los flujos de los tres productos principales que se desean optimizar, temperatura de los platos, etc., que deben ser mantenidas dentro de límites para obtener el proceso lo más estable posible.

IV.3 Elaboración de los Diagramas de Bloque para el proceso de Destilación de Nafta (CD4N).

Para el cumplimiento de este objetivo, se realizaron los Diagramas de Bloques, por cada variable controlada, en función de las variables manipuladas y de perturbación. Teniendo en cuenta que en los Diagramas de Bloques se encuentran los bloques funcionales, donde se representan las funciones de transferencia, las cuales facilitan el estudio de la dinámica del proceso y definen sus características de comportamiento. Cabe destacar, que estas funciones de transferencia, fueron suministradas por la empresa Honeywell, a través de pruebas realizadas en campo en la refinería venezolana AMUAY.

Cada Diagrama de Bloque, incluye una serie de unidades necesarias que representan la interacción entre las variables manipuladas y las perturbaciones que afectan a cada variable que se desea controlar. En este sentido, la representación de las variables manipuladas (PV), se realizó mediante una retroalimentación, debido a que no existe data de campo proveniente del proceso, para compararla con el Set-Point, por lo que

se deben generar valores de esa variable en cada instante de tiempo, con la finalidad que el controlador ejerza su función (eliminar la desviación entre el Set-Point y la PV) y de esta manera exista control del proceso, a través de la simulación. Este resultado se puede observar, en el Diagrama de Bloque para la variable controlada de la columna de Destilación de Nafta A-3 (AXC004), Figura 24, donde cada variable manipulada (PC005, FC017, FC016) con su respectiva retroalimentación, pasa una unidad de adelanto/atraso (Lead/Lag), con la finalidad de generar una dinámica de cada variable manipulada.

Se tomaron en cuenta, las variables (manipuladas y perturbación) que presentan una función con tiempo muerto, ya que se le adicionó un bloque de tiempo muerto, como es en caso de la representación del Diagrama de Bloque de AXC004, para la variable manipulada FC406 y las variables de perturbación (FC013, TC208). Esto es debido, a que no responden instantáneamente ante un cambio de Set-Point, y así representar el retraso de respuesta de cada una de estas variables.

En este sentido, todas las señales de cada variable, manipuladas y de perturbación, deben ingresar a un bloque suma, con la finalidad de realizar una operación algebraica (suma y/o resta) de las señales, de acuerdo a como afecten la variable a controlar, es decir, positiva o negativamente. Es importante destacar, que el Diagrama de Bloque elaborado tiene como límite el controlador AXC004, debido a que el control de esta variable lo ejercerá el Control Multivariable.

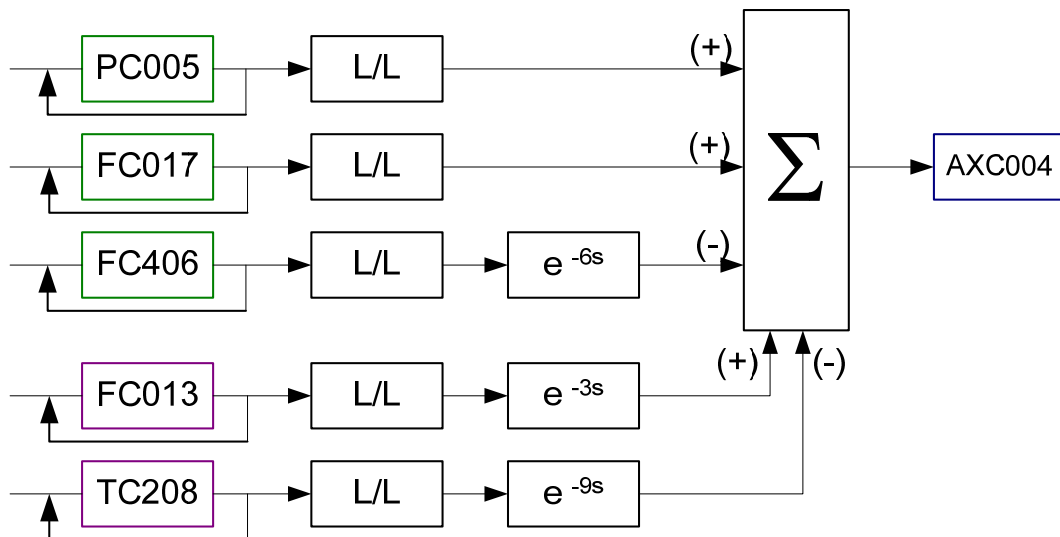


Figura 24. Diagrama de Bloque de calidad de Nafta RVP (AXC004). (Elaboración Propia)

Otro Diagrama de Bloque, que se debe destacar es el correspondiente para controlar uno de los productos principales de este proceso, la Nafta Liviana (F004), en el cual se representan todas las variables que deben ser manipuladas, con la finalidad de mantener bajo especificaciones dicho producto (Figura 25). Es importante señalar, que las variables manipuladas se encuentran entre las dos columnas de destilación del proceso de Nafta (A-3; A-4), por lo tanto forma parte, de una de las principales variables controladas que fue optimizada en el diseño eficaz del controlador multivariable.

De manera análoga, los Diagramas de Bloques para cada variable a controlar en las columnas A-3 y A-4, así como los Diagramas de Bloques de las estrategias de control realizados en el control eficaz del proceso pueden ser observados en el *Apéndice C1 Y C2* respectivamente.

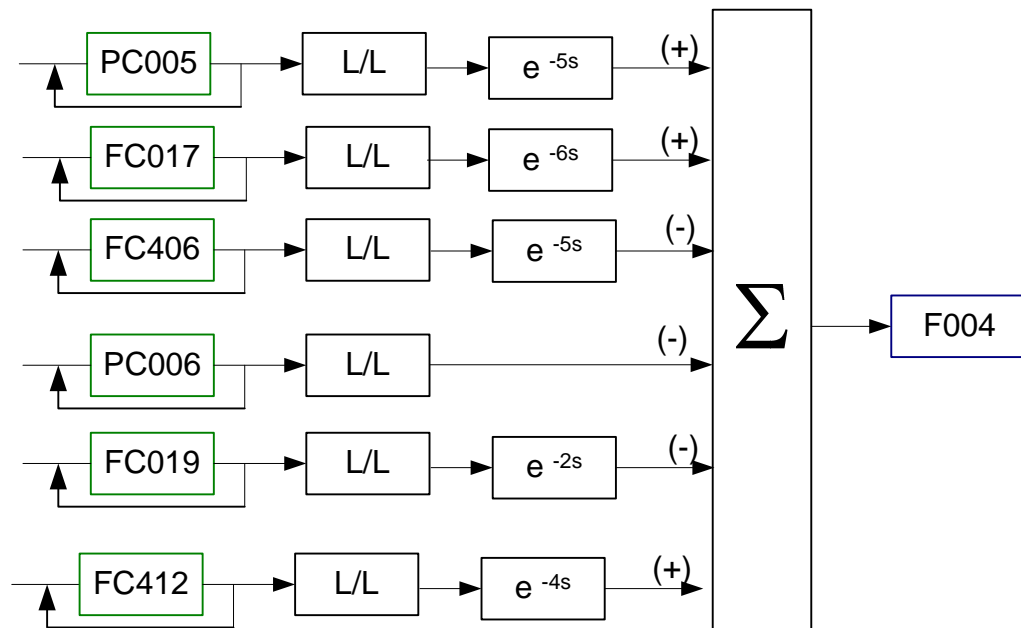


Figura 25. Diagrama de Bloque de flujo de Nafta Liviana (F004). (Elaboración Propia)

IV.4 Implementación de los esquemas de control básico y de instrumentación en la simulación de la Unidad de Destilación de Nafta (A-3; A-4)

Una vez estudiada la influencia de las variables manipuladas y las perturbaciones sobre las variables controladas, se establecieron los rangos máximos y mínimos de operación, correspondientes a las variables involucradas en el proceso, de acuerdo a la información aportada por la empresa Honeywell. Seguidamente, se procedió a realizar la simulación en el sistema *Experion PKS* con el controlador C-200, para ello, se configuraron los módulos de control, donde se representaron las estrategias de control diseñadas (configuración de puntos), realizando una serie de secuencias en el Project del “Control Builder”, donde se encuentran ubicados todos los bloques utilizados para llevar a cabo la simulación. Este procedimiento, se realizó de la misma forma que se presenta en el instructivo de trabajo de configuración de punto, donde se crearon los módulos de control, asignados y cargados en el “Project”, para luego ser activados y estudiar el comportamiento de cada punto, asignado a cada módulo de control.

De forma general, al realizar la configuración de puntos el usuario debe definir:

- El nombre del punto (tagname), que lo distingue de los otros puntos que conforman el esquema de simulación o control.
- La categoría o tipo de punto, en el que se debe especificar si es un regulatorio de control, auxiliar, lógico, sumador, daca, etc.
- Indicar cuales son las salidas, es decir, hacia donde se dirige la señal calculada y de donde recibe la señal de entrada.
- Definir las condiciones de alarma.

A continuación, se presenta la explicación de las configuraciones correspondientes de algunos lazos de control para reproducir la simulación del sistema en el *Experion® PKS*.

IV.4.1 Configuración de los lazos simples de los flujos correspondiente a las columnas de Destilación de Nafta.

Se realizó la configuración de los lazos sencillos para la variables de flujos de las columnas, mediante la utilización del bloque de control (PIDA), el cual se encarga de estabilizar el valor que debe tener la variable en un tiempo determinado, tomando en cuenta los rangos de PV y SP (máximos y mínimos), los cuales permiten generar data a partir de la retroalimentación de señales (*ver Apéndice D*). Para ello, que se adicionó en la configuración un bloque DATA o DACA, el cual permite escalonar la salida del bloque PIDA, ya que la señal de salida de este último se presenta en unidades de porcentaje, y convertir a unidades de ingeniería, con el propósito de generar la señal de entrada hacia el bloque PIDA y ser comparada con el Set Point, en ese instante de tiempo. Y finalmente, es enviada las variables respectivas a controlar.

Lo anteriormente mencionado, se puede observar en la Figura 26a-b, donde se muestra el resultado de la configuración de lazo simple, para la variable de manipulación FC406 y la variable de perturbación TC208, respectivamente. En este sentido, se observa la señal retroalimentada que sale del bloque PIDA (OP), que es

enviada a un bloque Lead/Lag con la finalidad de generar un retraso en la señal para no obtener un cambio brusco en la respuesta y seguidamente comparar la PV con el Set Point, una vez que haya sido convertida a unidades de ingeniería. Cabe destacar, que en estos puntos configurados en el *Control Builder*, se pueden observar los valores de la PV, OP, Set Point y cómo se va llegando al control del lazo.

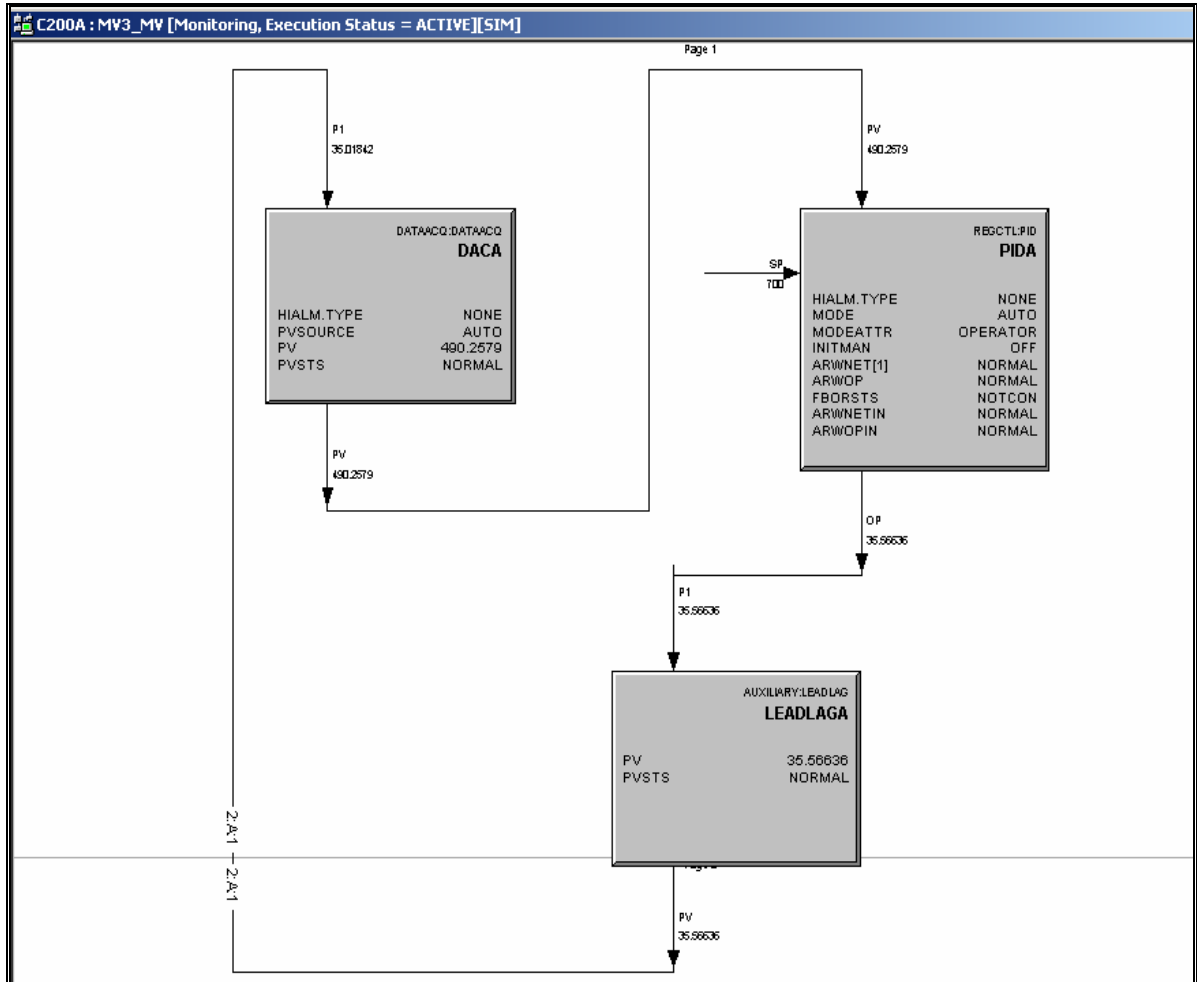


Figura 26a. Configuración de punto de control para la variable manipulada de flujo de recalentamiento del fondo de A-3 (FC406) (Elaboración Propia)

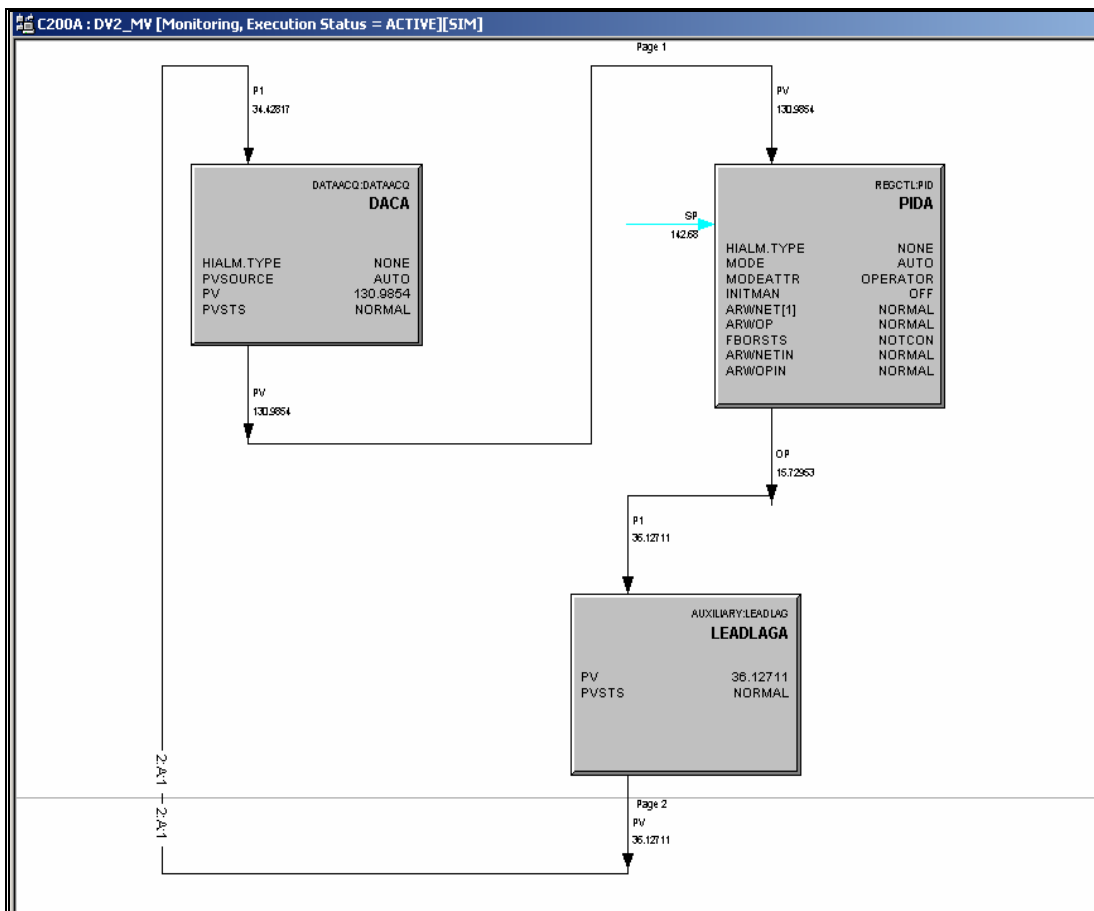


Figura 26b. Configuración de punto de control para la variable de perturbación de temperatura (TC208). (Elaboración Propia)

De manera análoga, se configuraron los lazos sencillos para cada variable de manipulación de presión y temperatura, así como las variables de perturbación, tanto para la columna de destilación A-3 como para la columna de destilación A-4.

IV.4.2 Configuración de los lazos de control en cascada correspondientes al control de Nivel y Temperatura de las columnas de destilación A-3 y A-4

Para el control de nivel en los tanques de reflujo (M-5, M-6) de las columnas de destilación A-3 y A.4 respectivamente, se implementó la estrategia de control en cascada, debido a que entre las estrategias consideradas, es la mejor que se ajustó con el objetivo de mantener el nivel de los tanques no sólo por seguridad de los equipos

aguas abajo, sino para mantener el flujo de ingreso nuevamente a la columna y por ende no sea afectado el equilibrio entre las fases líquidas y vapor dentro de la misma. Para ello, se evaluó la variable que debía ser manipulada, obteniendo una variable estrechamente relacionada con la variable que se desea controlar, la cual resultó el flujo de salida de los tanques.

Una vez evaluado el tipo de estrategia a implementar en el proceso, se configuraron dos módulos de control, debido a que cada módulo identifica un solo bloque PIDA. Cada módulo configurado corresponde al lazo de control interno y externo en el control en cascada. Es por ello, que en la configuración resultante de la estrategia de control, se realizó el llamado de la señal de la OP del lazo interno en el lazo externo, y a su vez el llamado de la OP del lazo interno del lazo externo, para así realizar el control cascada.

En la Figura 26 a-b, se muestra el resultado de la configuración para la variable interna (flujo), la cual posee un bloque PIDA, donde recibe como SP, la señal de salida del bloque PIDA de la variable externa, y así compararla con la PV que proviene de LEAD/LAG, donde se representa la dinámica de la variable, previamente convertida la señal a unidades de ingeniería por el bloque DACA (Figura 27a), y una segunda configuración donde se representa la variable externa (nivel), donde en esta configuración la señal salida del bloque PIDA de flujo entra a un bloque LEAD/LAG, para seguidamente su señal de salida, pasa a un sumador y finalmente comparar esta señal con el Set Point del Nivel y realizar el control. (Ver Figura 27b). De igual forma, se puede observar los valores de las señales a medida que se realiza el control.

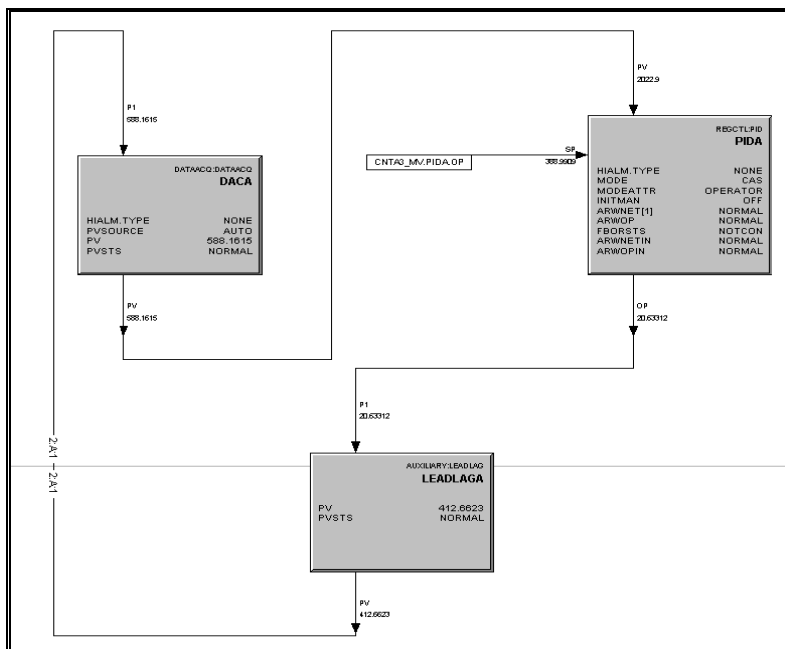


Figura 27a. Configuración de punto de control para la variable interna de flujo (FC018) (Elaboración propia)

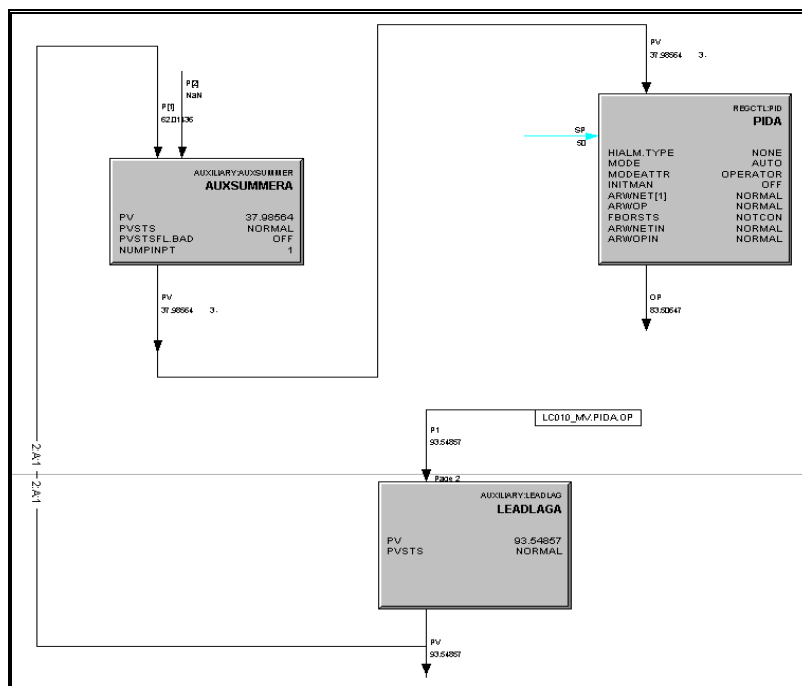


Figura 27b. Configuración de punto de control para la variable externa de nivel (LC010) (Elaboración propia)

Cabe destacar que para se lleve a cabo la estrategia de manera correcta, en las configuraciones mostradas anteriormente, se colocó en MODO Cascada (CAS) en lazo interno previamente colocado en modo MANUAL, una vez que haya conseguido la estabilidad al asignar un valor de OP. Seguidamente, pasar de modo AUTO el lazo externo y se pueda realizar el control cascada y no desestabilizar dichos lazos.

IV.4.3 Configuración de la optimización de la Nafta Pesada

Esta configuración se basó en la elaboración de los Diagramas de Bloque, donde se encuentran todas las variables que se deben manipular y sus respectivas perturbaciones. Para ello, la optimización de este producto, se realizó a través de la implementación del RMPCT, mediante una simulación básica en el *Experion PKS*.

La simulación de esta variable a controlar (Figura 28), se realizaron mediante la utilización de siguientes bloques:

- LEAD/LAGA permitió representar la dinámica asociada a cada variable manipulada, la cual fue aportada por la empresa Honeywell (data de campo).
- DEADTIME permitió representar un tiempo muerto, si dicha variable lo presenta en su función de transferencia.
- AUXSUMMERA, se adicionó con la finalidad de lograr la acumulación de las señales, que afectan a la variable controlada, donde la señal de salida de este último, el control multivariable tome ese valor como PV de la variable que se desea controlar (flujo de Nafta Pesada) en ese instante de tiempo.

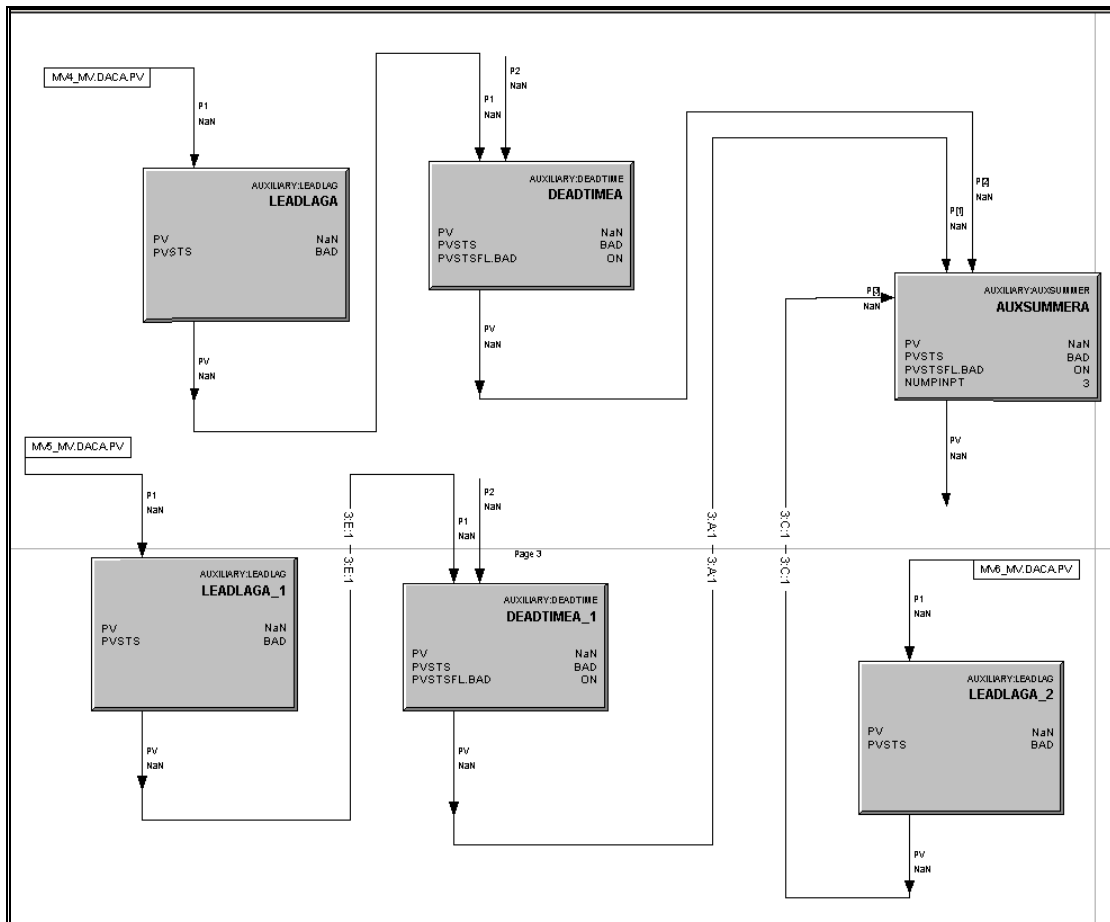


Figura 28. Configuración de punto de optimización de Nafta Pesada (F029) (Elaboración Propia)

En esta configuración (Figura 28), se obtuvo como resultado el valor de la variable controlada a la salida del bloque *Auxsummera*, luego de que se hallan realizado las dinámicas correspondientes asignadas en cada bloque. De igual forma, se puede observar el llamado de los lazos sencillos configurados, tanto para las variables manipuladas como las de perturbación, debido a que cada modulo acepta un solo bloque PIDA. Cabe destacar, que en el bloque *Auxsummera*, se colocó un valor (BIAS) con el propósito de que el valor de la PV sea el correcto, debido a la acumulación de señales que entran al mismo.

De la misma manera, fue realizada la configuración para los flujos de optimización de Nafta Liviana y Butano, así como el control de las variables de presión y temperatura

de tope de ambas columnas de destilación (A-3, A-4), y la relación de alimentación/reflujo, representado en los Diagramas de Bloques, para que finalmente se diseñe un único controlador, que mantenga estable el proceso (CD4N) en las dos columnas de destilación.

IV.5 Sintonización de los lazos de Control en Experion PKS

La sintonía de los lazos de control, se realizó a través del programa *Profit RPID*, el cual permitió obtener los mejores parámetros de ajuste para cada controlador, gracias a la herramienta que éste posee. La sintonización consistió en variar el tiempo de ejecución, es decir, que tan rápido o lento se generan los parámetros de ajuste, y verificar si dichos parámetros en los puntos configurados produce o no oscilaciones. Para ello, se graficaron los valores obtenidos de las PV en las variables, de manera de observar la tendencia de la curva (si se producen o no oscilaciones) y determinar el tiempo que tarda la variable en llegar al estado estacionario, con la finalidad de seleccionar la mejor sintonía.

Lo anteriormente mencionado se puede observar en la Figura 29, donde se presentan cuatro (4) curvas de reacción que representan el comportamiento de una determinada variable (PC005), donde la curva verde muestra el valor de Set Point y las restantes son el comportamiento de la variable para llegar a valor deseado a diferentes tiempo de ejecución, utilizando los valores de ajustes arrojados por el programa. Los tiempo de ejecución utilizados son: tiempo de ejecución de 1 min (curva de reacción azul), tiempo de ejecución de 0.5 min (curva naranja), tiempo de ejecución de 0.1 min (curva roja).

Analizando los comportamientos, se puede observar que para un tiempo de 0.1 min, los parámetros de sintonía producen una respuesta oscilatoria e inestable, caso contrario para ambos tiempos de ejecución de 1 y 0,5 min, donde la respuestas es suave y estable, diferenciándose en el tiempo de llegar a condiciones estacionarias, de aproximadamente 9 min y 7 min respectivamente, seleccionando por lo tanto, los

parámetros de ajuste para un tiempo de ejecución de 0,5 min, por tener un menor tiempo de llegar al estado estacionario, además de presentar una ganancia y tiempo de integración dentro de los valores más comunes obtenidos en las sintonías de lazos de control por Honeywell. (Ver tabla N° 6)

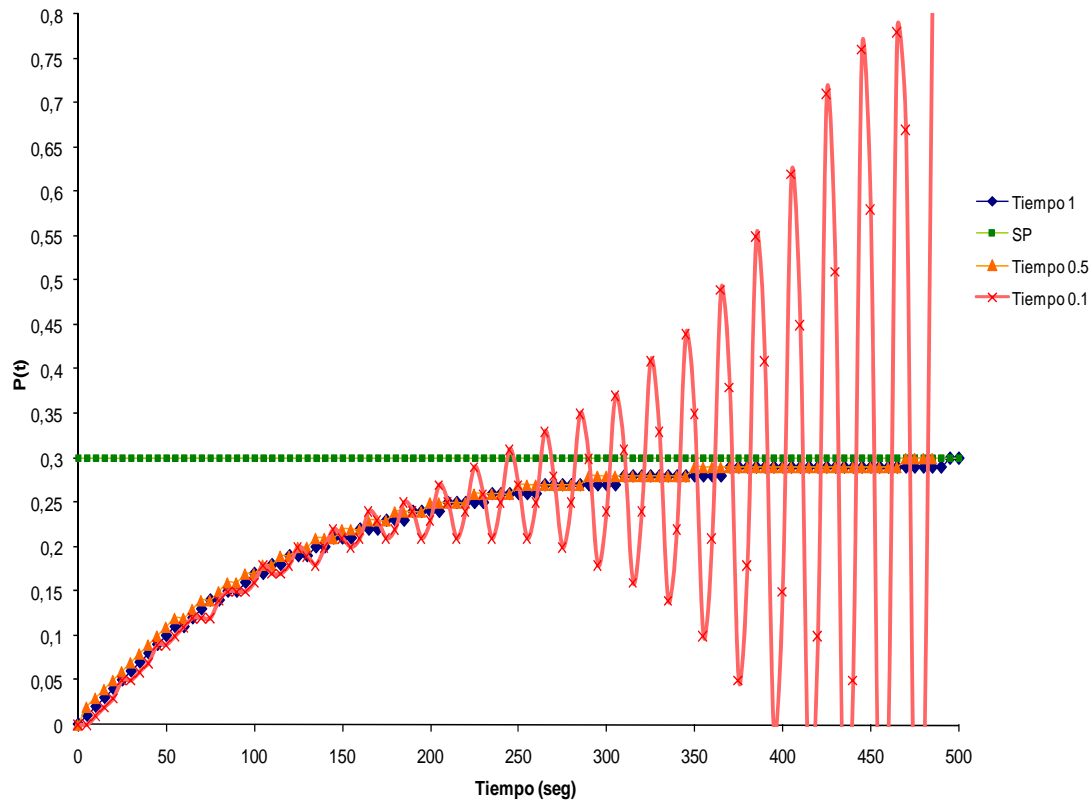


Figura 29. Gráfico de sintonía para la variable de presión a diferentes tiempos de ejecución. (Elaboración propia)

Tabla N° 6. Parámetros de Ajustes para la variable de presión a diferente tiempo de ejecución. (Elaboración Propia)

Tiempo de Ejecución (min)	Parámetros de Ajustes			Tiempo de Estado estacionario (min)	Curva de reacción
	Ganancia (k)	Tiempo Integral (τ_i)	Tiempo derivativo (τ_d)		
1	0,379	0,569	0	≈ 9	Azul
0,5	0,625	0,76	0	≈ 7	Naranja
0,1	1,011	1,023	0,001	∞	Rojo

Otra variable que fue sintonizada de manera análoga, fue la temperatura, con tiempos de ejecución de 1 min y 2 min, los cuales presentan diferentes parámetros de ajuste de acuerdo al tiempo. Para esta sintonización, se puede observar en la figura 30, que aunque no se tiene oscilaciones, el comportamiento de las curvas de reacción difieren en el tiempo de llegar al estado estacionario, ya que la curva para un tiempo de 2 min llega más rápido al estado estacionario (curva amarilla), con respecto a la curva de tiempo de 1 min (curva azul), seleccionando por lo tanto los parámetros de ajuste para tiempo de ejecución de 2 min, con ganancia más alta, sin tiempo derivativo y con tiempo integral. Cabe destacar, que además de esta condición de selección de parámetros de ajuste, está también el criterio de selección de que los valores obtenidos se encuentran dentro de los valores más comunes de sintonía, de acuerdo a la experiencia de campo de la empresa Honeywell. (Ver Tabla N° 7)

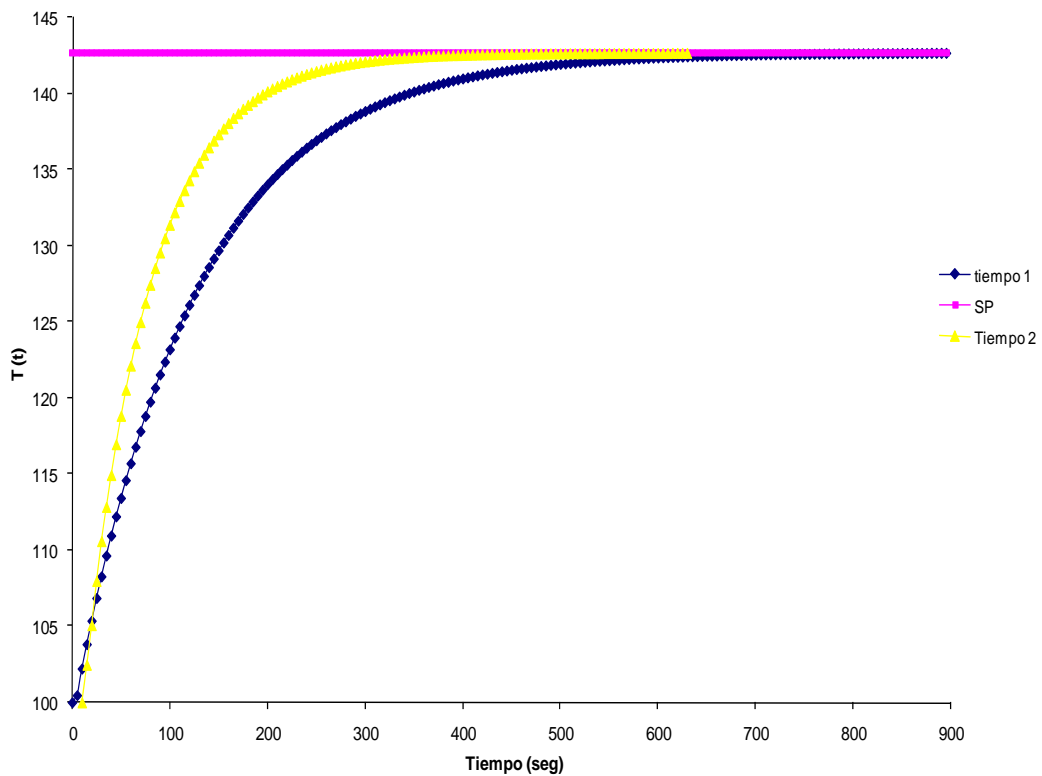


Figura 30. Gráfico de sintonía para la variable de temperatura a diferentes tiempos de ejecución. (Elaboración Propia)

Tabla N° 7. Parámetros de Ajustes para la variable de temperatura a diferente tiempo de ejecución. (Elaboración Propia)

Tiempo de Ejecución (min)	Parámetros de Ajustes			Tiempo de Estado estacionario (min)	Curva de reacción
	Ganancia (k)	Tiempo Integral (τ_i)	Tiempo derivativo (τ_d)		
1	0,379	0,569	0	≈10	Amarillo
2	0,8	0,5	0	≈15	Azul

De la misma forma, fue realizada la sintonía para la variable de flujo, donde se seleccionó una ganancia de 0,5 y tiempo integral de 0,15, ya que se obtuvo una respuesta de comportamiento estable y sin oscilación, con menor tiempo de alcanzar el estado estacionario y valores de acuerdo a los obtenidos por Honeywell. Cabe destacar, que los mejores parámetros de ajuste seleccionados para las variables de presión, temperatura y flujo mostrados corresponden a todas las variables involucradas, es decir, para todas las variables de flujo, presión y temperatura tanto las variables de manipulación como los de perturbación, de ambas columnas de destilación del proceso de Nafta (A-3, A-4), mostrado en la Tabla N° 6 y 7.

IV.6 Implementación de las estrategias de control avanzado para el proceso de Destilación de Nafta (CD4)

Para la implementación del Control Multivariable, se utilizó la Tecnología del Control Predictivo Multivariable Robusto (RMPCT) del *Profit Controller*. Para ello, se realizaron pruebas de cambio en escalón, con la finalidad de recolectar la data correspondiente y obtener el modelo matemático. Seguidamente, se configuró el controlador y se realizaron pruebas para finalmente verificar su desempeño en el proceso de Destilación de Nafta (CD4N), conformado por las dos columnas de fraccionamiento (A-3 y A-4).

A continuación se presentan las etapas realizadas para diseñar, instalar y comisionado del controlador multivariable:

IV.6.1 Generación del Modelo Matemático.

En esta etapa, fueron generados los modelos matemáticos (funciones de transferencia) de cada variable que se desea controlar, en función de las variables manipuladas y de perturbación. Esto se obtuvo mediante el uso de software *Profit Stepper*, donde se seleccionó una variable controlada con sus respectivas variables manipuladas y de perturbación de acuerdo a los diagramas de bloques, con la finalidad de realizar cambios en escalón a cada una de las variables manipuladas que la afectan, y de esta manera se obtuvieron las funciones de transferencia de cada variable manipulada, con respecto a la variable controlada, hasta obtener el modelo matemático general. Cabe destacar, que el mismo software sólo establece los movimientos de cambios de escalón de acuerdo a la dinámica que presente cada configuración para las variables manipuladas, colocando el bloque PIDA de dichas variables en PROGRAM. Es por ello, que para las variables de perturbación se tuvo que realizar manualmente los cambios de escalón, colocándolo en modo AUTO. La generación de estas funciones de transferencias, fueron visualizadas con el programa *Profit Design Studio*.

En la figura 31, se muestra una selección de las funciones de transferencia identificadas a partir de las pruebas de escalón (test de planta), la cual es la matriz resultante de todas las funciones de transferencia que relaciona cada variable manipulada y de perturbación con su variable controlada. De igual forma, en esta matriz se observó la tendencia de la respuesta de acuerdo al modelo asignado en el software, el tipo de función, es decir, si es de primer orden o de orden superior con o sin tiempo muerto y su respectivo valor.

Cabe destacar, que esta matriz de 11 variables controladas por 10 variables (manipuladas y de perturbación) es la que presentará el controlador multivariable, para el control de las dos columnas que conforman el proceso de Destilación de Nafta (CD4N), ya que el controlador realiza la respectivas dinámicas para mantener el proceso bajo especificaciones.

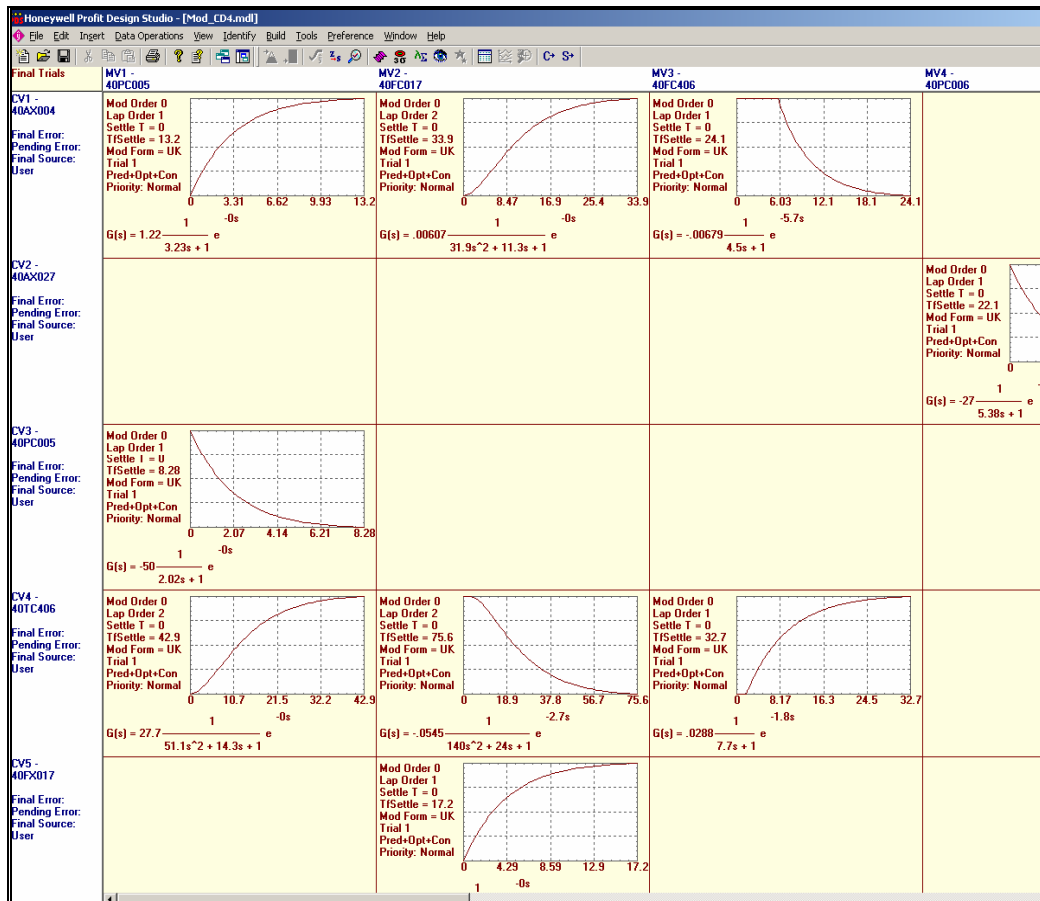


Figura 31. Selección de funciones de transferencia identificadas con el *Profit Stepper*, a partir de la simulación realizada en *Experion PKS*. (Elaboración Propia)

En la Tabla N° 8, se puede observar la comparación de una de las funciones de transferencia obtenida de las variable manipuladas como: PC006, FC019, FC406; y variables de perturbación como: FC013, TC208; con respecto a la función de transferencia suministrada por la empresa Honeywell, la cual es data tomada directamente de pruebas de campo en la refinería. Por consiguiente, los modelos matemáticos son de forma similar, ya que no pueden ser idénticos por ser pruebas de planta, es decir, se encuentra involucrado en este modelo de data de campo: los modelos de las válvulas de proceso, el modelo del proceso y de los transmisores y por ende el controlador multivariable. Por lo tanto, por ser una simulación de control del proceso real (Destilación de Nafta), se le adicionó además a este modelo bloques de

retraso, sumadores y un controlador multivariable, generando por lo tanto una desviación que no permiten obtener modelos a través del software idénticos.

Tabla N° 8. Comparación de las funciones de transferencia suministrada por la empresa Honeywell y las obtenidas por simulación. ^(Elaboración Propia)

Tipo de variable	Funciones de Transferencia	
	Honeywell	Simulación
Presión de tope A-4 (PC006)	$350 \frac{1}{19,3s^2 + 8,79s + 1} e^{-5s}$	$345 \frac{1}{21,2s^2 + 9,18s + 1} e^{-6,2s}$
Reflujo de A-4 (FC019)	$0,95 \frac{1}{5s + 1} e^{-2s}$	$0,979 \frac{1}{5,37s + 1} e^{-2,1s}$
Flujo de calentamiento (FC406)	$-0,462 \frac{1}{11s^2 + 9,89s + 1} e^{-0s}$	$-0,425 \frac{1}{6,79s^2 + 98,39s + 1} e^{-0s}$
Flujo de carga A-3 (FC013)	$-0,01 \frac{1}{5s + 1} e^{-0s}$	$-0,00992 \frac{1}{4,99s + 1} e^{-0s}$
Temperatura de carga A-3 (TC208)	$1,3 \frac{1}{4s + 1} e^{-0s}$	$1,29 \frac{1}{2,71s + 1} e^{-0s}$

La comparación de las demás funciones de transferencia de cada variable manipulada como de perturbación, que se relacionan con una variable a controlar pueden ser observadas en el *Apéndice E*.

Cabe destacar, que aunque los modelos no son idénticos por lo anteriormente explicado, la respuesta de los obtenidos por el *Profit Stepper*, son de Rank 1, lo que implica ser una función de transferencia más cercana a la del proceso real, es decir, ganancias y tiempo muerto similares. Este comportamiento puede ser observado, en las Figura 32 a-b, donde se graficaron las respuestas para cada una de las variables manipuladas (MVs) y de perturbación (PVs) para controlar la variable CV1 (AXC004) respectivamente (Figura 32a, Figura 32b), comparada con la respuesta del modelo de data de campo, donde presentan una misma tendencia, diferenciándose

sólo en el tiempo de alcanzar el estado estacionario por la ganancia y tiempo muerto similares.

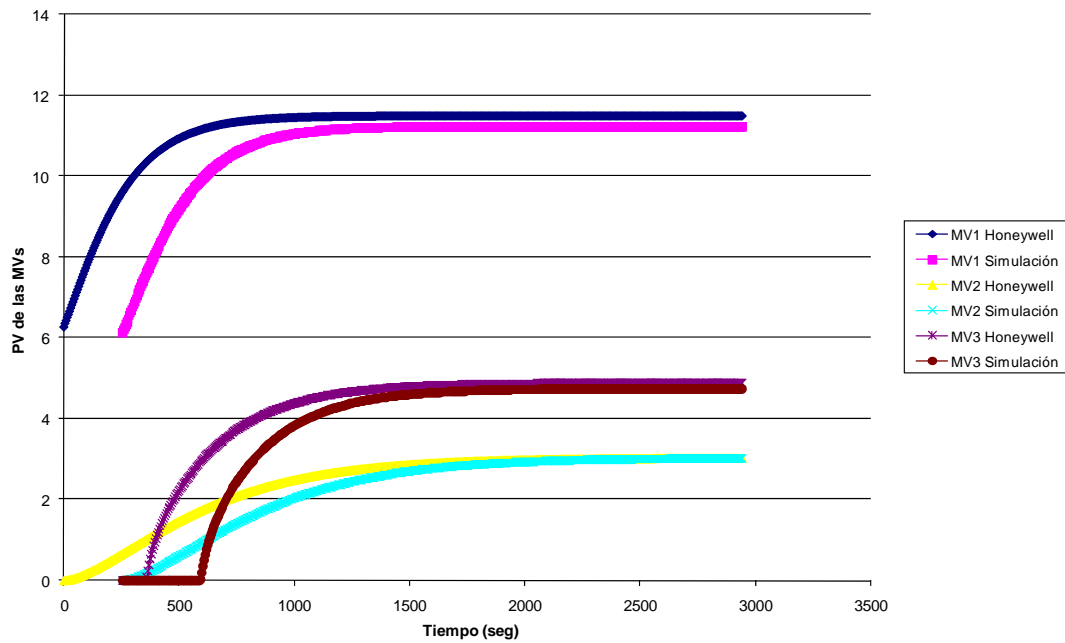


Figura 32 a. Comparación de las MVs de Honeywell con respecto a la Simulación para el control de CV1. (Elaboración Propia)

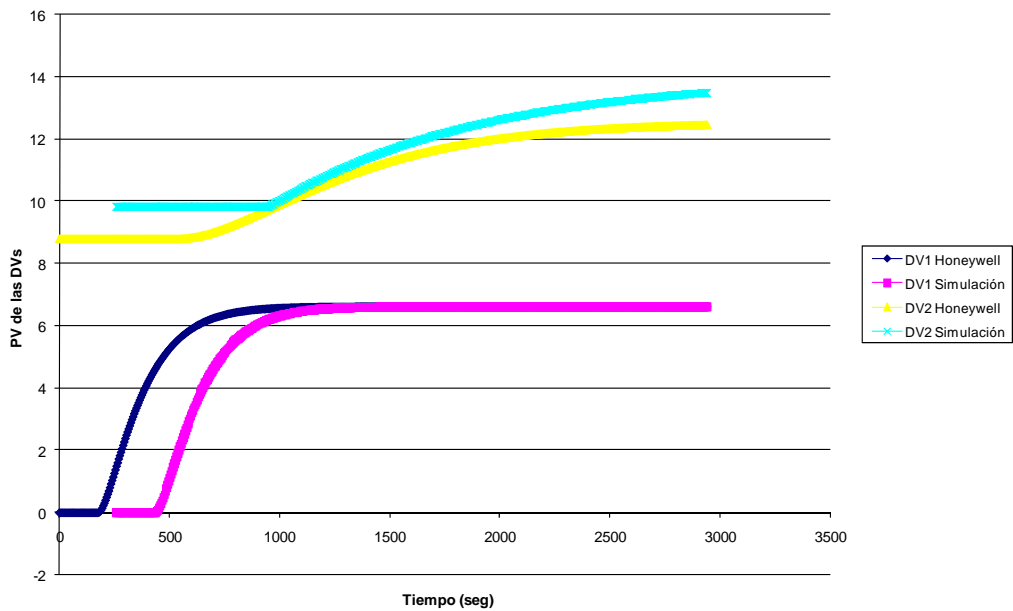
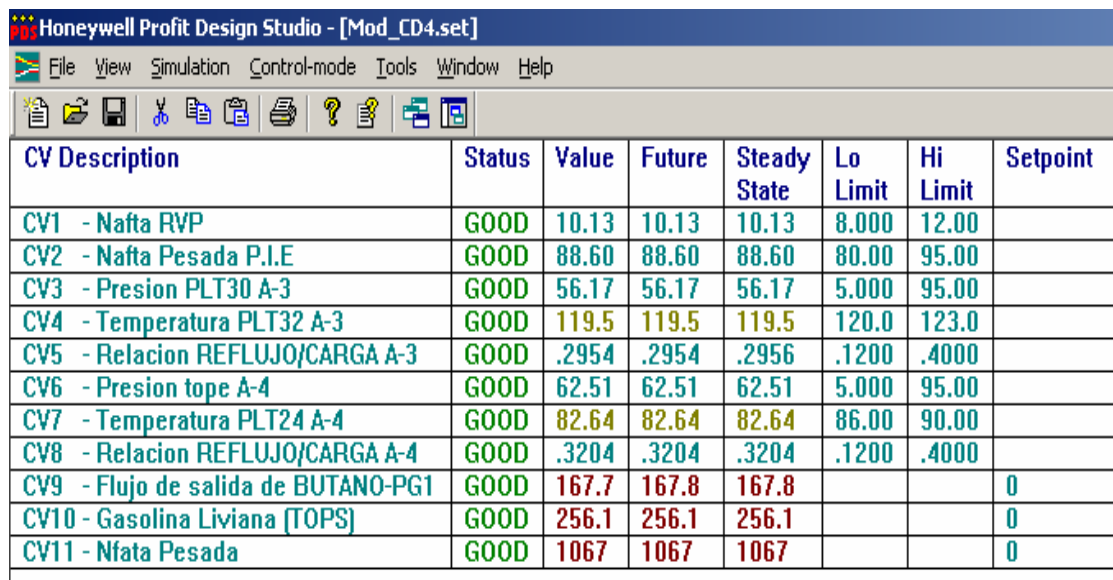


Figura 32 b. Comparación de las DVs de Honeywell con respecto a la Simulación para el control de CV1. (Elaboración Propia)

De la misma forma, se realizó para las demás variables, observando el mismo comportamiento de las variables del proceso, diferenciándose por ende en el modelo de campo y el de simulación, debido a lo analizado anteriormente.

IV.6.2 Diseño y Configuración del controlador multivariable.

Una vez obtenida la matriz de los modelos matemáticos del proceso de Destilación de Nafta, se procedió al diseño del controlador multivariable RMPCT, por medio del programa *Profit Design Studio*, en BUILD (*Controller*), que se encuentra en la barra principal del software. En este sentido, el programa *Profit Design Studio R300* mostró como resultado las variables controladas (CV), manipuladas (MV) y de perturbación (DV), con sus descripciones de manera tal de configurar los rangos de operación de cada variable, de acuerdo a la data de campo suministrada por Honeywell, para seguidamente por medio del mismo, activar el simulador y obtener los parámetros de sintonía. A continuación se muestra la Figura 33 a-c, el controlador diseñado y activado, resultante de la matriz de los modelos, su descripción y rangos de cada variable controlada, manipulada y de perturbación, respectivamente:



CV Description	Status	Value	Future	Steady State	Lo Limit	Hi Limit	Setpoint
CV1 - Nafta RVP	GOOD	10.13	10.13	10.13	8.000	12.00	
CV2 - Nafta Pesada P.I.E	GOOD	88.60	88.60	88.60	80.00	95.00	
CV3 - Presion PLT30 A-3	GOOD	56.17	56.17	56.17	5.000	95.00	
CV4 - Temperatura PLT32 A-3	GOOD	119.5	119.5	119.5	120.0	123.0	
CV5 - Relacion REFLUJO/CARGA A-3	GOOD	.2954	.2954	.2956	.1200	.4000	
CV6 - Presion tope A-4	GOOD	62.51	62.51	62.51	5.000	95.00	
CV7 - Temperatura PLT24 A-4	GOOD	82.64	82.64	82.64	86.00	90.00	
CV8 - Relacion REFLUJO/CARGA A-4	GOOD	.3204	.3204	.3204	.1200	.4000	
CV9 - Flujo de salida de BUTANO-PG1	GOOD	167.7	167.8	167.8			0
CV10 - Gasolina Liviana (TOPS)	GOOD	256.1	256.1	256.1			0
CV11 - Nafta Pesada	GOOD	1067	1067	1067			0

Figura 33a. Ventana del Controlador Multivariable diseñado para las variables controladas en el Profit Design Studio. (Elaboración Propia)

MV Description	Status	Value	Move	Future	Steady State	Lo Limit	Hi Limit	Mode
MV1 - Presion PLT30 A-3	ON	9.600	0	9.600	9.600	8.800	9.600	CAS
MV2 - Reflujo tope A-3	ON	438.3	-.006001	438.1	438.4	350.0	700.0	CAS
MV3 - Reflujo 3 AV-2 a T-16S	ON	685.2	.002260	685.2	685.2	650.0	800.0	CAS
MV4 - Presion Tope A-4	ON	.4000	0	.4000	.4000	.2000	.4000	CAS
MV5 - Reflujo Tope A-4	ON	500.0	.002106	500.0	500.0	250.0	500.0	CAS
MV6 - Flujo Recalentamiento de T-17 A-4	ON	1000	0	1000	1000	1000	1800	CAS

Figura 33b. Ventana del Controlador Multivariable diseñado para las variables manipuladas en el Profit Design Studio. (Elaboración Propia)

DV Description	Status	Value
DV1 - Flujo de carga A-3	GOOD	1486
DV2 - Temp salida T-15 de carga A-3	GOOD	155.9
DV3 - Flujo Carga A-4	GOOD	1373
DV4 - Temperatura Carga A-4	GOOD	111.9

Figura 33c. Ventana del Controlador Multivariable diseñado para las variables perturbadas en el Profit Design Studio. (Elaboración Propia)

Cabe destacar, que para este programa solo se diseñó el controlador y se le asignó los parámetros de operación. Es por ello, que posteriormente se crea el URT con el objetivo de comisionar el controlador multivariable en la plataforma mediante el uso del programa *Operator Station* de Honeywell. A continuación se explica el propósito de configurar cada uno de los parámetros (proceso, control y optimización) aportados por la empresa en el controlador multivariable:

- Se debe conocer el rango de operación de las MVs, limitado por su valor inferior y superior, para permitir el movimiento de las mismas, y de esta manera lograr controlar las variables del proceso, tomando en cuenta que las CVs también deben tener un rango (máximo y mínimo), para darle libertad al

RMPCT de controlar algunas varias variables dentro del rango de control y otras controlarlas mediante la fijación del Set-Point. Estos rangos de las MVs y CVs respectivamente, son mostrados en las Tabla N° 9 a-b, del *Apéndice F*.

- En las variables manipuladas se configuraron en los parámetros *process*, *control* y *optimización*. En este sentido, el parámetro *process*, se definieron los valores de los rampas de bajo y alto, con la finalidad de establecer el movimiento que puede realizar la MV dentro del rango de control. Cabe destacar, que en este parámetro ninguna variable manipulada es crítica en el proceso, por ende se configuró en cada variable “NO” en CRITICAL MV. De igual forma, se configuró el parámetro *control*, con los mismos valores configurados en las rampas, asignado en MAXIMUM MOV DWN-UP y para los valores de peso (WEIGHT) se asignó el valor de uno (1), ya que todas las variables se manipularan de igual forma. Para el tercer parámetros, *optimización*, no se modificó en la MVs, dejando los valores en cero (0), ya que en el proceso sólo se desea optimizar variables principales a controlar, como los productos. (ver Tabla N° 10, *Apéndice F*)
- En cuanto a las variables controladas (CVs), se configuraron los tres parámetros ya antes mencionados, tal es el caso para la *optimización*, esto es debido a que existen tres variables (FC018, F004, F029) que se optimizaron, por ser variables de productos principales y que se relacionan con todas las MVs; dejando las demás variables en cero (0), como se muestra en la tabla N° 11, *Apéndice F*. Cabe destacar, que los valores son colocados en negativo, debido a que se desea maximizar.

Para el parámetro *control*, al igual que las variables manipuladas se colocaron valores de *performance ratio*, por defecto 1, para todas las variables a controlar, con la finalidad de mantener los rangos y la seguridad hidráulica, además de que todas las variables se encuentran relacionadas entre sí para

mantener la estabilidad del proceso. En cuanto a los pesos de estas variables (CLSD LOOP RESP INT), se asignaron de acuerdo a las prioridades que debe tener el controlador para mantener la variable en el valor deseado con respecto a las demás. Para ello, se configuró con mayor peso las variables de temperatura de tope de las columnas con el objetivo de mantener el equilibrio entre ambas fases y obtener las fracciones de productos bajo especificaciones, seguido de las calidades y las variables a optimizar, como se puede observar en la Tabla N° 12, *Apéndice F*.

Con respecto al parámetro *process*, se le configuró un valor mínimo y máximo de rampa igual a uno (1) para todas las variables controladas (ver Tabla N° 13, *Apéndice F*). Con la finalidad de que todas las variables sean controladas al mismo tiempo.

IV.6.3 Comisionado del controlador multivariable.

El comisionado de control se realizó fuera de línea (*off-line*), es decir, comprobación de un proceso simulado. Para ello, se realizaron una serie de cambios de Set Point, rampas en las variables controladas, *performance ratio*, así como cambios en los valores de optimización con al finalidad de verificar la eficiencia del control multivariable.

Estas pruebas se realizaron en el programa *Operator Station*, mediante la activación previa del controlador en la plataforma URT, para seguidamente ser activado en la estación del operador, el cual debe estar en *manager*, con el propósito de poder realizar cambios en los parámetros configurados inicialmente. A continuación se discutirá cada una de las pruebas realizadas en el comisionado:

- Cambios de Set Point en la variable controladas

En la ejecución de esta prueba, se realizaron cambios de Set Point para cada una de las variable controladas, tomando en cuenta los límites establecidos en la

configuración, con la finalidad de verificar si el controlador realiza los movimientos en las variables controladas y manipuladas que permitan mantener la estabilidad del proceso de destilación en ambas columnas (A-3, A-4).

Además, de observar los cambios realizados por el controlador en las variables controladas dentro de los límites configurados, se observó gráficamente por medio de los *TRENDS*, el comportamiento de cada variable manipulada, que se encuentra relacionada con la variable controlada a la cual se le cambió su Set Point, para verificar si se cumplen los modelos matemáticos generados por el programa. Este resultado, puede ser observado en la figura 34, donde se asignó un cambio de Set Point (11,5), para la variable controlada AXC004 (Nafta RVP).

CV Description	Status	Value	Future Value	SS Value	Low Limit	High Limit	SetPoint
Nafta RVP	GOOD	10.93558	11.49264	11.5	11.5	11.5	11.50
Nafta Pesada P.I.E	GOOD	92.80459	92.84875	92.84908	80	95	
Presion PLT30 A-3	GOOD	41.1431	39.04772	40.15503	5	95	
Temperatura PLT32 A-3	GOOD	121.4028	121.2477	120.7166	118	123	
Relacion REFLUJO/CARGA A-3	GOOD	0.3713583	0.3971791	0.3972285	0.12	0.4	
Presion tope A-4	GOOD	62.51	62.51	62.51	5	95	
Temperatura PLT24 A-4	GOOD	85.94186	85.97208	85.9733	84	90	
Relacion REFLUJO/CARGA A-4	GOOD	0.2812369	0.2812294	0.2812293	0.12	0.4	
Flujo de salida de BUTANO-PG1	GOOD	59.65358	-2.859507	-0.9731293
Gasolina Liviana (TOPS)	GOOD	442.2362	520.8826	519.4775
Nafta Pesada	GOOD	974.475	974.4372	974.437

Figura 34. Asignación de cambio de Set Point en la variable controlada AXC004. (Elaboración Propia)

Al realizar este cambio de Set Point, se visualizó en el *Trends*, el comportamiento de las variables manipuladas que se relacionan con esta variable, de acuerdo al Diagrama de Bloque realizado. En este sentido, se puede observar en la figura 35,

cuatro *trends* asignados: la variable controlada (AXC004) y las tres variables manipuladas (PC005, FC017, FC406) respectivamente, cumplieron con los modelos matemáticos configurados en el controlador, es decir, la tendencia de las curvas de reacción responden a la dinámica asignada que permiten mantener en control esta variable, ya que la dinámica de las variables PC005 y FC017 conduce al aumento del valor de las mismas, y disminuir la variable FC406, por un aumento de Set Point. Estas curvas de reacción azul (*trend 2*), gris (*trend 3*) y amarilla (*trend 4*), corresponden a las variables PC005, FC017 y FC406, respectivamente, donde se observó además del cumplimiento de los modelos asignados, la estabilidad de las variables. Cabe destacar, que para esta variable controlada se obtuvo estabilidad a los 34 min, para una *per ratio* de 1.

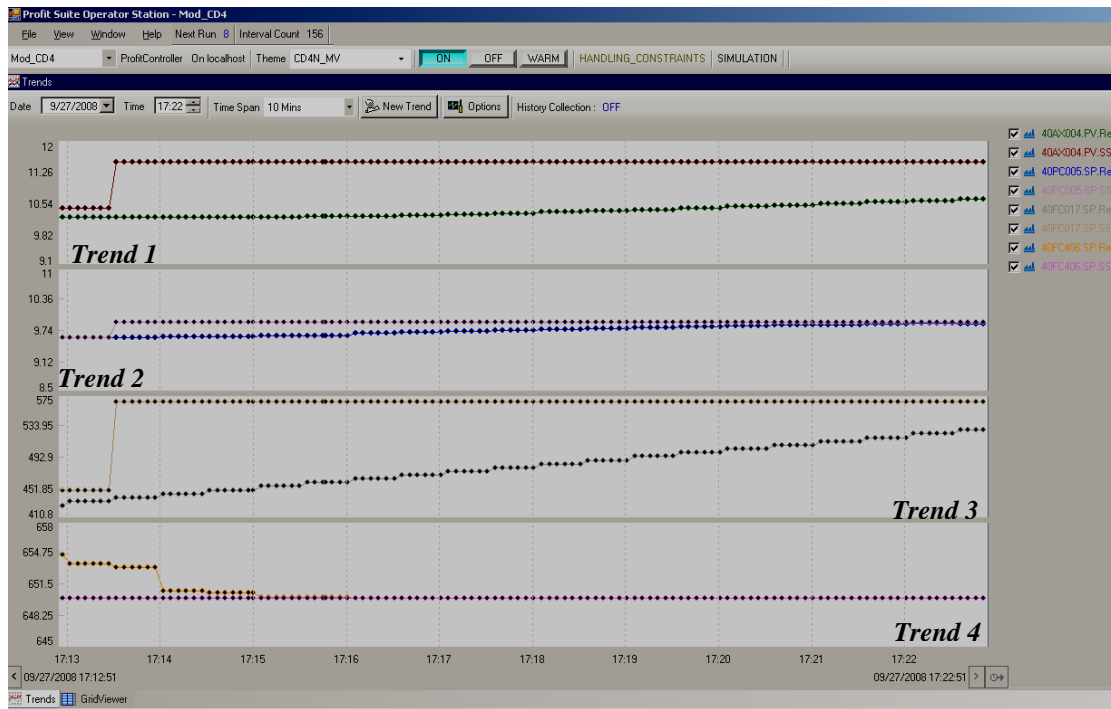


Figura 35. Trends de las variables manipuladas (PC005, FC017, FC406), con respecto a la variable controlada (AXC004) (Elaboración Propia)

Otra variable que cumple con los modelos matemáticos asignados al controlador, es la variable de temperatura del plato 24 en la columna A-4 (TC407), donde se

aumentó el valor de Set Point (figura 36a). Para ello, en esta prueba se debió cambiar el límite mínimo de la variable controlada de temperatura en el plato 32 de la columna A-3 (TC406), ya que controlador entraba en conflicto por tener que disminuir más la variable por debajo del límite configurado inicialmente, para cumplir con la estabilidad del proceso. (Ver figura 36b)

CV #	CV Description	Status	Value	Future Value	SS Value	Low Limit	High Limit	SetPoint
1	Nafta RVP	GOOD	9.085836	9.092752	9.092847	8	12	
2	Nafta Pesada P.I.E	GOOD	90.04496	88.82201	90.55009	80	95	
3	Presion PLT30 A-3	GOOD	65.06535	65.06541	65.06541	5	95	
4	Temperatura PLT32 A-3	GOOD	119.9367	120.0533	120.054	120	123	
5	Relacion REFLUJO/CARGA A-3	GOOD	0.2373028	0.2376132	0.2376179	0.12	0.4	
6	Presion tope A-4	GOOD	64.38042	57.32607	58.87904	5	95	
7	Temperatura PLT24 A-4	GOOD	84.52262	86.52168	87	87	87	87.00 ▲
8	Relacion REFLUJO/CARGA A-4	GOOD	0.2858339	0.2754814	0.2861834	0.12	0.4	
9	Flujo de salida de BUTANO-PG1	GOOD	299.8337	299.7043	299.7036
10	Gasolina Liviana (TOPS)	GOOD	156.3547	148.5133	179.1139
11	Nafta Pesada	GOOD	1018.818	1024.87	992.8868

Figura 36a. Cambio de Set Point en la variable Temperatura PLT24 (TC407) (Elaboración Propia)

CV #	CV Description	Status	Value	Future Value	SS Value	Low Limit	High Limit	SetPoint
1	Nafta RVP	GOOD	9.085836	9.092752	9.092847	8	12	
2	Nafta Pesada P.I.E	GOOD	90.04496	88.82201	90.55009	80	95	
3	Presion PLT 30 A-3	GOOD	65.06635	65.06641	65.06641	5	95	
4	Temperatura PLT32 A-3	GOOD	119.9967	120.0533	120.054	120	123	
5	Relacion REFLUJO/CARGA A-3	GOOD	0.2373028	0.2376132	0.2376179	0.12	0.4	
6	Presion tope A-4	GOOD	64.38042	57.32607	58.87904	5	95	
7	Temperatura PLT24 A-4	GOOD	84.52262	86.52168	87	87	87	87.00
8	Relacion REFLUJO/CARGA A-4	GOOD	0.2858339	0.2754814	0.2861834	0.12	0.4	
9	Flujo de salida de BUTANO-PG1	GOOD	299.8337	299.7043	299.7036
10	Gasolina Liviana (TOPS)	GOOD	156.3547	148.5133	179.1199
11	Nafta Pesada	GOOD	1018.818	1024.87	992.8868

Figura 36b. Conflicto del controlador por límite mínimo en la variable TC406. (Elaboración Propia)

En cuanto al resultado obtenido por el cambio de Set Point a la variable TC407, se pueden observar en la Figura 37 los *trends* 2, 3 y 4, el comportamiento de las respuestas de las variables manipuladas PC006, FC019 y FC412, respectivamente. En este sentido, se muestran en los *trends* correspondientes como el controlador aumenta las variables PC006 y FC412 y disminuye la variable FC019, para obtener la estabilidad del proceso y alcanzar el valor de Set Point de la temperatura (TC407), en el *trend* 1, lo que implica que cumple con los modelos asignados al controlador. De igual forma, se observa tendencias de respuestas suaves sin oscilaciones, que permiten mantener la estabilidad del proceso y obtener los productos bajo especificaciones.

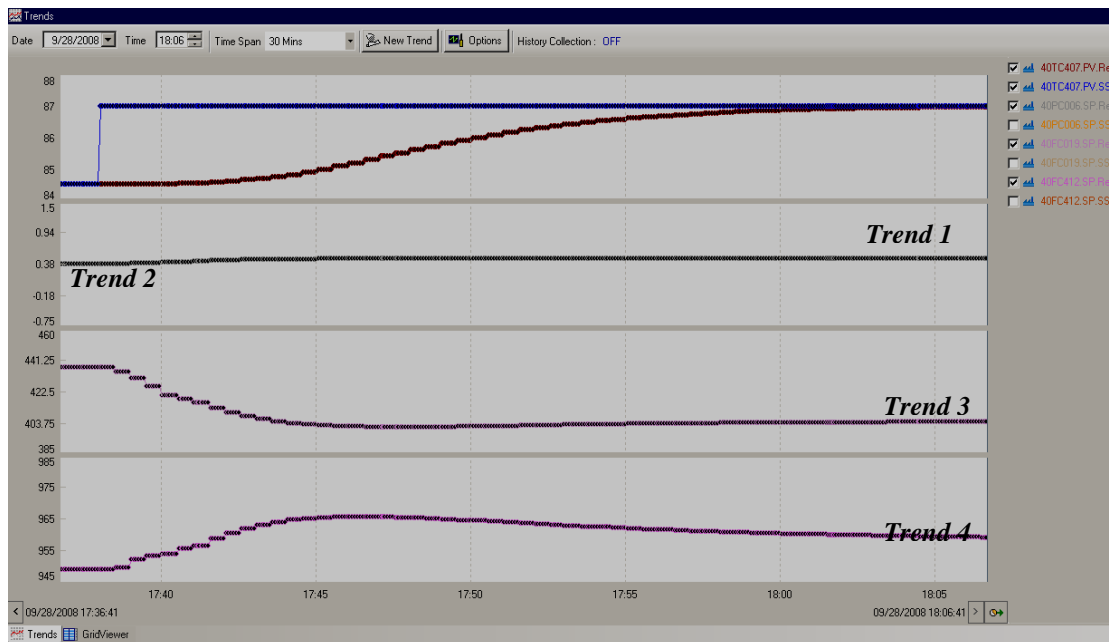


Figura 37. Trends de las variables manipuladas (PC006, FC019, F C412), con respecto a la variable controlada (TC407) (Elaboración Propia)

De manera análoga, se realizó cambio de Set Point para las demás variables controladas (AXC427, TC406, FX017, FX019), las cuales cumplen con los modelos matemáticos asignados al controlar, con respuestas de curvas estables sin oscilaciones. (Ver Apéndice G)

- Cambios de *Performance Ratio* en la variable controlada

En esta prueba, se realizaron cambios de valores de *ratio* en las variables controladas, con el propósito de observar como afecta un cambio en el tiempo de las variables para llegar al estado estacionario ante un cambio de Set Point. Para ello, se evaluó esta prueba en las variables AXC004, AXC427, TC406, TC407, debido a que presentaban un tiempo muy alto asignado por el mismo controlador para obtener las condiciones estacionarias, aunque el controlador a estos tiempos establecidos llegaba a la estabilidad del proceso. Cabe destacar, que el análisis exhaustivo de los tiempos disminuidos no fue posible, debido a que no se conocen las características de los equipos, como por ejemplo la altura y diámetro de la

columna que puedan permitir analizar si es lógico o no para esta variable, tal es el caso de las temperaturas de las columnas.

En la tabla N° 14, se muestran los tiempos que se requieren para llegar a condiciones estacionarias a ratio de 1, para cada una de las variables mencionadas, y los obtenidos para el cambio de ratio de 0,5 en las variables AXC004, AXC427, TC407; ya que para la variable TC406 se disminuyó a una ratio de 0,3 para obtener un tiempo similar con respecto a la otra temperatura, debido a que presentaba inicialmente un tiempo aun muy alto para ratio de 1 ó 0,5.

Tabla N° 14. Comparación de tiempos a cambios de Ratio para las variables controladas. (Elaboración propia)

Identificación	Ratio 1	Ratio de 0,5	Ratio de 0,3
	Tiempo (min)	Tiempo (min)	Tiempo (min)
40AX004.PV	55	27	----
40AX427.PV	75	38	----
40TC406.PV	111	----	29
40TC407.PV	65	34	----

Los cambios de ratio realizados en las variables anteriormente mostradas en la Tabla N° 14, permiten resaltar, que para estas variables es conveniente disminuir el valor de ratio de 1, ya que a menor ratio, se obtuvo un menor tiempo de estabilidad del proceso sin respuestas oscilatorias. Cabe destacar, que no se realizó cambio de ratio menor de 0,5; debido a que aunque disminuye el tiempo en llegar al estado estacionario, el controlador entra en conflicto en manipular y controlar varias variables a la vez, sin que afecte a otras.

En cuanto, a las demás variables no se cambiaron los valores de ratio igual a uno configurados inicialmente, ya que los tiempos de respuesta para llegar a

condiciones estacionarias de cada una de las variables controladas, son adecuados para mantener la estabilidad de todo el proceso. (Ver figura 38)

CV #	CV Description	Perf Ratio	Clsd Loop Resp Int	Low EU Give Up	High EU Give Up
1	Nafta RVP	0.5	27	1	1
2	Nafta Pesada P.I.E	0.5	38	5	5
3	Presion PLT30 A-3	1	13	1	1
4	Temperatura PLT32 A-3	0.3	34	1	1
5	Relacion REFLUJO/CARGA A-3	1	26	0.1	0.1
6	Presion tope A-4	1	13	1	1
7	Temperatura PLT24 A-4	0.5	34	3	3
8	Relacion REFLUJO/CARGA A-4	1	34	0.1	0.1
9	Flujo de salida de BUTANO-PG1	1	39	807.5	807.5
10	Gasolina Liviana (TOPS)	1	44	1401	1401
11	Nafta Pesada	1	44	95081.42	95081.42

Figura 38 Nuevos valores de Performance Ratio asignados al parámetro *Control* de las CVs (Elaboración Propia)

- Cambios de Rampa en la variable controlada

Otro de los parámetros que se cambió, con el propósito de verificar la eficiencia del controlador, fue el valor de la rampa en el parámetro *process* de las variables controladas AXC004 y AXC427, debido a que las mismas corresponden a la calidad de los productos. Para ello, se disminuyó o aumentó la rampa con la finalidad de observar las respuestas de las variables manipuladas, es decir, si presenta una respuesta estable, sin oscilaciones hasta llegar al estado estacionario.

Lo anteriormente mencionado, se puede observar para la variable controlada AXC427 en la Figura 39 a-c, donde la tendencia de las curvas de las variables manipuladas en los *trends* correspondientes, a diferentes valores de rampa. En este sentido, se puede observar que para una rampa <1 , la tendencia de las variables manipuladas es estable sin oscilación, cumpliendo los modelos

matemáticos, sin embargo, para todas las variables, tanto manipuladas como controladas, la respuesta tiende a tener mayor tiempo en alcanzar el estado estacionario (Figura 39b). Caso contrario para rampa >1 , ya que las variables tienden a oscilar inicialmente y presentan mayor tiempo para llegar al estado estacionario (Figura 39c). En cuanto, a rampa igual a uno (1), la tendencia de las curvas de reacción son con menor tiempo en alcanzar el estado estacionario, lo que implica que la rampa asignada inicialmente es correcta para tener mejor respuestas del controlador. (Ver Figura 39a)

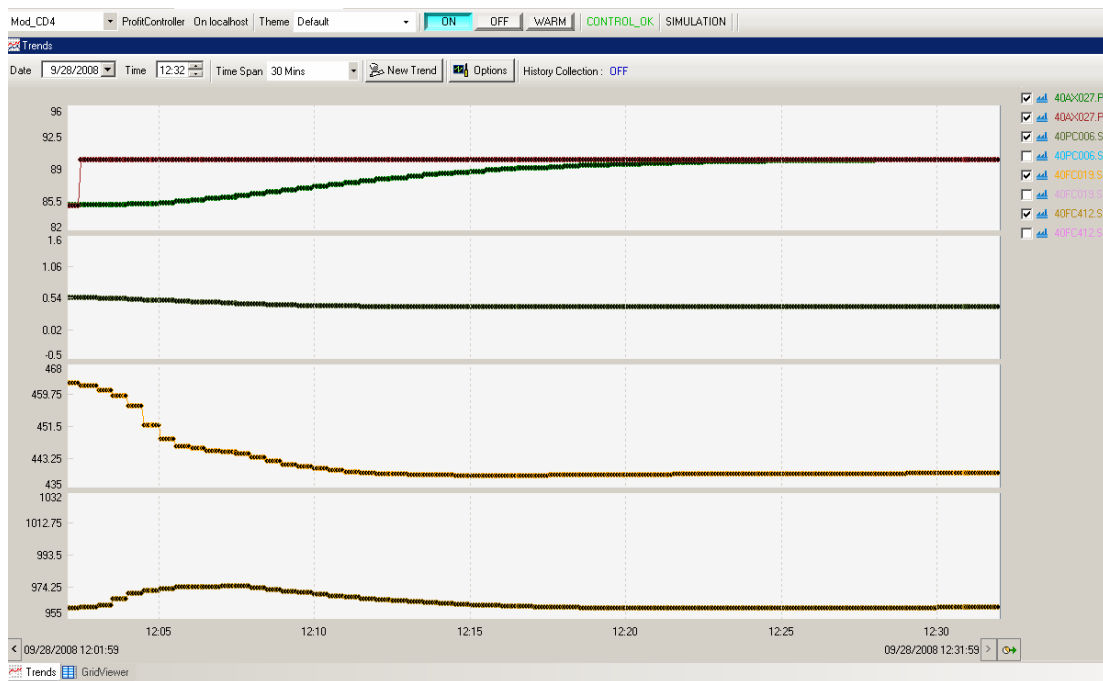


Figura 39a. Curvas de reacción de las variables manipuladas con respecto a la variable controlada AXC427, para Rampa 1. (Elaboración Propia)

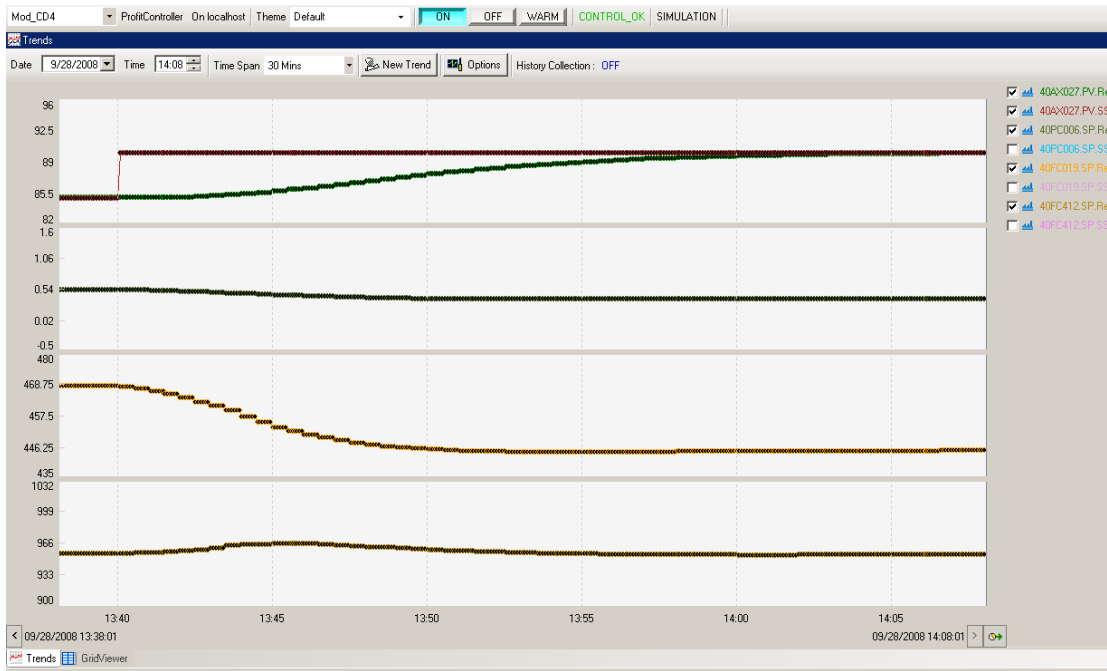


Figura 39b. Curvas de reacción de las variables manipuladas con respecto a la variable controlada AXC427, para Rampa 0,5. (Elaboración Propia)



Figura 39c. Curvas de reacción de las variables manipuladas con respecto a la variable controlada AXC427, para Rampa 3. (Elaboración Propia)

Con respecto a la variable controlada AXC004, las tendencias de las curvas fueron iguales para la variable controlada AXC427, seleccionando la rampa uno (1) como la más adecuada para la estabilidad del proceso por lo anteriormente explicado.

- Cambios de valores de Optimización

Este comisionado, se realizó con la finalidad de estudiar el comportamiento preferencial del controlador multivariable, ya que se configuraron los pesos de optimización a las variables controladas F004, FC018 y F029, que permitan al controlador arrojar resultados adecuados, cumpliendo con los valores preferenciales para mantener la estabilidad del proceso, como se muestra en la Figura 40.

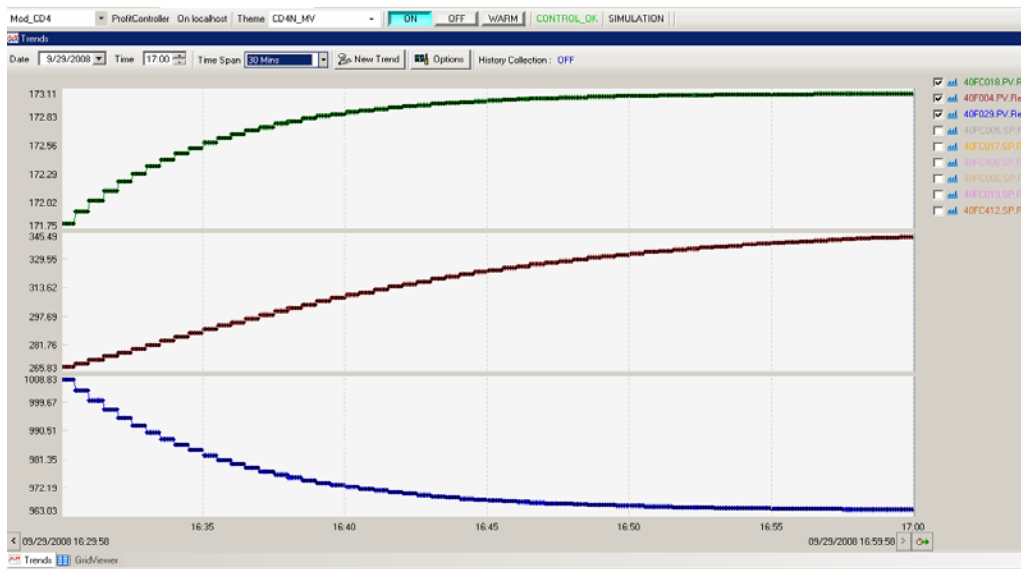


Figura 40. Curvas de reacción de las variables controladas a optimizar (F004, FC018, F029) (Elaboración Propia)

En este sentido, se asignaron valores por encima y por debajo del valor de optimización de los productos configurados inicialmente, para observar si el controlador realiza la optimización preferencial de acuerdo al valor obteniendo como resultado ningún cambio, debido a que el controlador posee variables controladas

relacionadas entre sí con respecto a las variables manipuladas, es decir, existen variables controladas dentro del proceso de Destilación de Nafta, que deben permanecer dentro de un rango de control (calidades de los productos, presión de la columna, temperatura, relación de flujos, etc.), que no pueden ser afectadas por la manipulación de otras, para efectuar la optimización.

Sin embargo, en virtud de que se presentó un “Conflicto de Optimización”, como se muestra en la Figura 41a, se aumentó el valor de optimización del Butano a un valor de -50 (Figura 41b), debido a que se realizó un cambio de Set Point (0,2) en la variable de relación reflujo/carga de la columna A-3, lo que condujo a un aumento de flujo de Butano por encima del valor de optimización asignado inicialmente, por tal razón, el controlador se encontraba en conflicto por tener que mantener el valor del parámetro de optimización y a su vez tener un aumento de flujo por el cambio en la relación reflujo/carga.

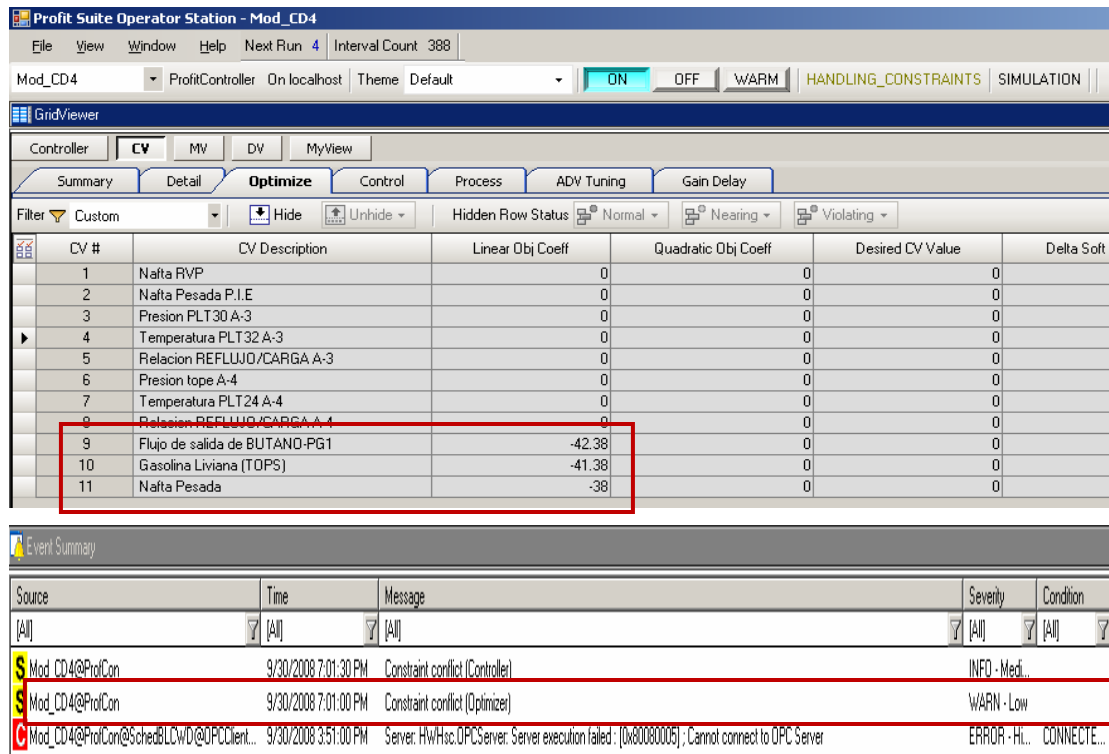


Figura 41a. Conflicto de valores de optimización para cambios de Set Point de la variable controlada FX017. (Elaboración Propia)

Controller		CV	MV	DV	MyView		
Summary		Detail	Optimize	Control	Process	ADV Tuning	Gain Delay
Filter		Custom	Hide	Unhide	Hidden Row Status	Normal	Nearing
CV #	CV Description	Linear Obj Coeff	Quadratic Obj Coeff				
1	Nafta RVP	0	0				
2	Nafta Pesada P.I.E	0	0				
3	Presion PLT30 A-3	0	0				
4	Temperatura PLT32 A-3	0	0				
5	Relacion REFLUJO/CARGA A-3	0	0				
6	Presion tope A-4	0	0				
7	Temperatura PLT24 A-4	0	0				
8	Relacion REFLUJO/CARGA A-4	0	0				
9	Flujo de salida de BUTANO-PG1	-50	0				
10	Gasolina Liviana (TOPS)	-41.38	0				
11	Nafta Pesada	-38	0				

Figura 41b. Cambio de valor de optimización de Butano para eliminar conflicto de optimización. (Elaboración Propia)

Cabe destacar, que el controlador no señala cuál es el valor de optimización que se encuentra en conflicto, lo que condujo a aumentar o disminuir los demás parámetros de optimización asignados inicialmente, resultando como solución a dicha problemática, el aumento del valor de optimización del Butano.

En la Tabla N° 15, se muestra los flujos de optimización alcanzados por el controlador para los configurados inicialmente en cada variable controlada (F004, FC018, F029) y los máximos flujos obtenidos al maximizar el Butano como producto del proceso de Destilación de Nafta, lo que implica que los valores de optimización para este último son los mejores, no sólo por un aumento de flujos en los productos sino que además el controlador no entra en conflicto de optimización.

Tabla N° 15. Valores de flujos obtenidos de las variables controladas con parámetros de optimización bases y maximizados. ^(Elaboración Propia)

Variable de optimización	Valores bases (TON/D)			Valor Maximizado (TON/D)		
	-42,38	-41,38	-38	-50	-41,38	-38
Butano (F004)	173,05			175,59		
Nafta liviana (FC018)		342,45			345,94	
Nafta Pesada (F029)			965,07			970,07

IV.7 Diseño de la Estrategias de Control y/o adecuación de las normas SAMA.

El proceso de Destilación de Nafta es muy complejo y requiere de ciertas estrategias de control, que permitan mantener en valores operacionales requeridos ciertas variables del proceso, así como garantizar la seguridad y la estabilidad en el funcionamiento de la planta, con el propósito de obtener productos bajo especificaciones.

Entre las estrategias de control aplicadas para este proceso, se seleccionó el control en cascada, ya que permitió mantener en control la variable de nivel en los tanques y fondo de las columnas, no sólo por presentar una variable manipulada estrechamente relacionada que mantenga al nivel del tanque por seguridad de los equipos aguas abajo, sino que además es una estrategia que no permite que se vea afectado el equilibrio líquido-vapor dentro de la columna, el cual puede causar una disminución en la calidad de los productos. Esto último, es debido a que una de las salidas de dicho tanque es regresada a la columna, para mantener el equilibrio entre ambas fases y por ende obtener los productos bajo especificaciones, por lo tanto se requiere de un control rápido, antes que se afecte las variables principales del proceso. Esta estrategia también aplica, para mantener la temperatura del tope de la columna con la manipulación del reflujo. A continuación, se explica más en detalle la aplicación de esta estrategia de control cascada en la Unidad de Destilación de Nafta (CD4N) para el control de nivel y temperatura:

- Control de Nivel en los tanques de reflujo de A-3 y A-4.

El control de nivel en el tanque de reflujo M-5 (LC010) y M-6 (LC012), se utiliza para asegurar que no exista ningún riesgo para los equipos aguas arriba como la columna de destilación, y aguas abajo como la bomba e intercambiadores, así como lograr una separación óptima y obtener productos bajo especificaciones. El control de esta variable, está relacionado con un control interno asociado al flujo de productos a la salida (FC018-FC112), ya que para mantener un nivel adecuado, es necesario manipular la variable de flujo de salida correspondiente, que a su vez, debe ser controlada, a fin de mantener la producción en el valor deseado y evitar alteraciones en el sistema a controlar. Por lo tanto, para mantener controladas ambas variables al mismo tiempo, se empleó la estrategia de *Control en Cascada*. Para ello, se procede a medir el flujo a la salida de la bomba y a través de la acción que ejerza el controlador de flujo (esclavo), se manipula la válvula para cumplir con esa condición de operación. Una vez que haya sido comparado con la señal que es medida por controlador del nivel (maestro) en el tanque de reflujo y dependiendo de esta señal, se ejerce una acción sobre la válvula, es decir, envía una señal de cierre o de apertura para disminuir o a aumentar el flujo a la salida del equipo, según sea el caso, controlando así el nivel.

Esta estrategia puede ser visualizada mediante el uso de las normas ISA y las normas SAMA. La simbología SAMA, permite representar los dos tipos de controladores utilizados para cada variable (PI), la acción del controlador (auto/manual), y las normas ISA detalla más sobre el proceso. Un resultado de esto, puede ser observado en la Figura 41 a-b, que corresponde a las dos estrategias de control en cascada para cada tanque de reflujo bajo la simbología de ambas normas:

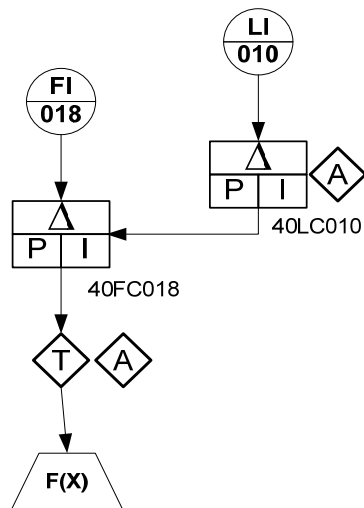
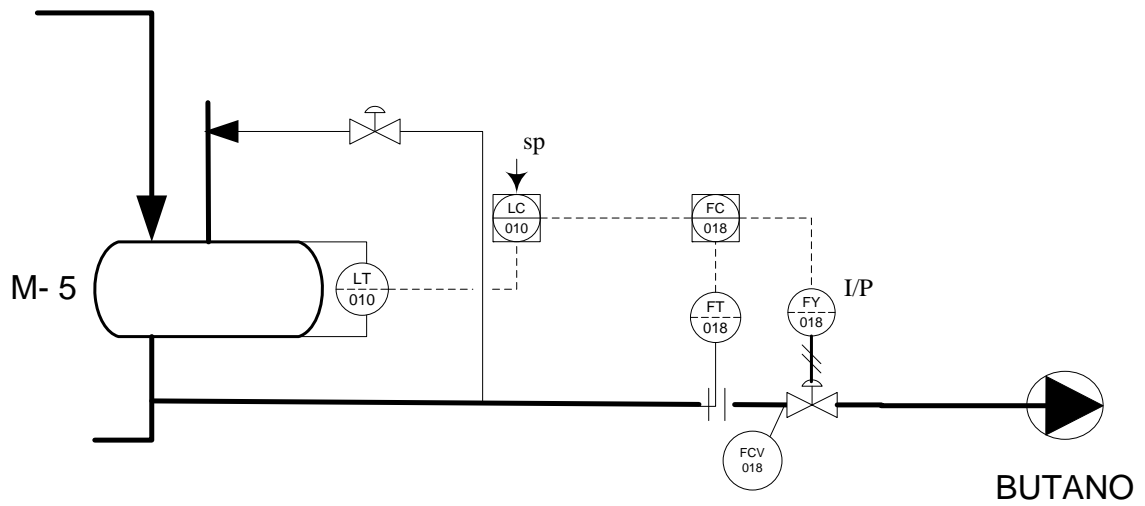


Figura 42a. Control de Cascada de nivel LC010 con control de flujo FC018, bajo las normas ISA y SAMA. (Elaboración Propia)

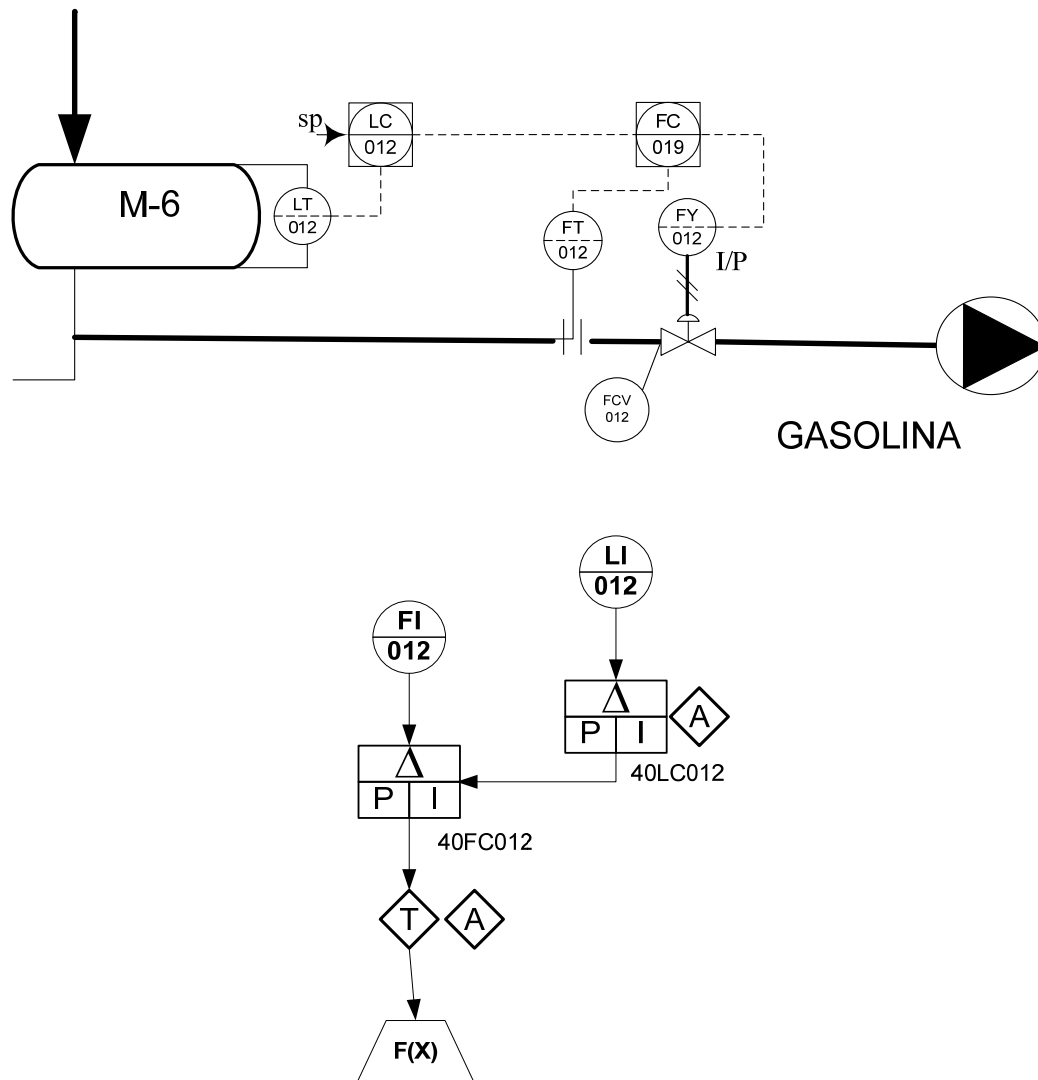


Figura 42b. Control de Cascada de nivel LC012 con control de flujo FC012, bajo las normas ISA y SAMA. (Elaboración Propia)

De manera análoga, se aplicó esta estrategia para el control de nivel en el fondo de las columnas de destilación A-3 (LC009) y A-4 (LC011), para asegurar que no exista ningún riesgo para los equipos aguas arriba como la columna de destilación y aguas abajo como la bomba e intercambiadores, así como lograr una separación óptima y obtener productos bajo especificaciones. El control de esta variable, está relacionado con un control interno asociado al flujo de producto y reciclo a la columna (FC016-FC427), ya que para mantener un nivel adecuado,

es necesario manipular la variable de flujo de salida correspondiente, que a su vez debe ser controlada, a fin de mantener la producción en el valor deseado y evitar alteraciones en el sistema a controlar.

- Control de Temperatura en el Tope de la columna A-3

El control de temperatura en el tope de la columna A-3 (TC4080), se realiza para asegurar la temperatura de equilibrio entre las fases líquido y vapor, y garantizar que los productos salgan bajo especificaciones. El control de esta variable, está relacionado un control interno asociado al flujo de reciclo a la columna (FC017), ya que para mantener una temperatura adecuada, es necesario manipular la variable de flujo correspondiente, que a su vez, debe ser controlada, a fin de mantener la producción en el valor deseado y evitar alteraciones en el sistema a controlar. Por lo tanto, para mantener controladas ambas variables al mismo tiempo, se empleó la estrategia de *Control en Cascada*. Para ello, se procedió a medir el flujo a la salida del tanque de reflujo (M-5) que entra nuevamente a la columna, y a través de la acción que ejerce el controlador de flujo (esclavo), se manipula la válvula para cumplir con esa condición de operación. Una vez, que haya sido comparado con la señal que es medida por el controlador de temperatura (maestro) en la columna y dependiendo de esta señal, se ejerce una acción sobre la válvula, de cierre o de apertura para disminuir o a aumentar el flujo de entrada a la columna, según sea el caso, controlando así la temperatura.

Al igual que se realizó para el control de niveles, se representó para esta estrategia de control bajo las normas ISA y SAMA, mostrado en la figura 43, con el propósito de visualizar a más detalles el control realizado:

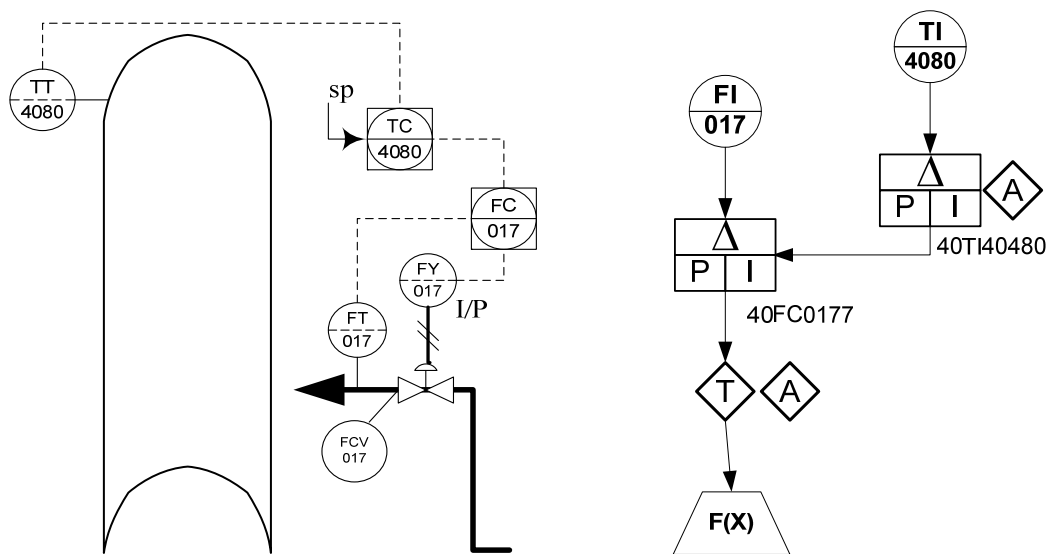


Figura 43. Control de Cascada de Temperatura TC4080 con control de reflujo FC027, bajo ambas normas. (Elaboración Propia)

Cabe destacar, que para todas las estrategias de control básicas implementadas en el proceso, datos de diseño y operación de los equipos involucrados, indicadores de presión, flujo y temperatura, fueron representadas en dos (2) Diagramas de Instrumentación y Tuberías (DTI's). (Ver Apéndice H).

IV.8 Diseño de la Interfaz Humano- Máquina.

La interfaz humano-Máquina permite al operador visualizar las diferentes etapas del proceso y realizar cualquier tipo de actividad de manera rápida y sin complicaciones, ya sea para garantizar que los productos se obtengan bajo especificaciones, como también aumentar productividad, eliminar perturbaciones, etc. Es por ello, que se elaboraron los despliegues del proceso de Destilación de Nafta, con la ayuda del programa *HMIWeb Display Builder*, herramienta de *Experion PKS*, con la finalidad de observar la secuencia del proceso, los equipos involucrados, elementos de control (válvulas, transmisores, etc.), variables a controlar y manipular, así como las perturbaciones que se presentan en el proceso, con sus respectivos valores y unidades. De igual forma, se pueden hacer llamados a los puntos configurados en el *Experion*, de manera de poder realizar cambios de Set Point, observar los rangos máximos y

mínimos establecidos para cada variable, la función de transferencia asignada, los bloques utilizados, modos de operación del PIDA, etc.

En la elaboración de estos despliegues, se utilizaron comandos que permiten al operador monitorear los valores de las variables manipuladas, controladas y de perturbaciones, como también hacer llamado a otro despliegues, esto último es debido a que el proceso de Destilación de Nafta presenta dos columnas continuas (A-3 y A-4), con enlaces entre las misma, es decir, presentan líneas de reciclaje con el fin de aprovechar su temperatura para los sistemas de recalentamiento en el fondo de las columnas, como también ser utilizados para aumentar la temperatura al flujo de alimentación como fluido secundario en los intercambiadores de calor. A continuación se presenta los comandos utilizados:

- Shape: son ventanas realizadas con herramientas gráficas del mismo programa, la cual permitió observar en los despliegues el nombre de la variable, la PV o Set-Point y las unidades. Cabe destacar, que los valores de PV o Set Point se realizó a través de los alfanumericos, los cuales se hace enlace a la variable en el Control Builder, como también animación en cuanto a rangos establecidos con colores.
- Faceplates: permitió mostrar en detalle el punto configurado de la variable en el Control Builder, haciendo doble clic en la ventana principal donde se muestra la configuración, donde el operador puede realizar cambios de Set-Point, porcentaje de apertura o cierre de la válvula de control (OP), modo de operación del controlador (Modo Automático, Manual o Programable). (Ver figura 44)

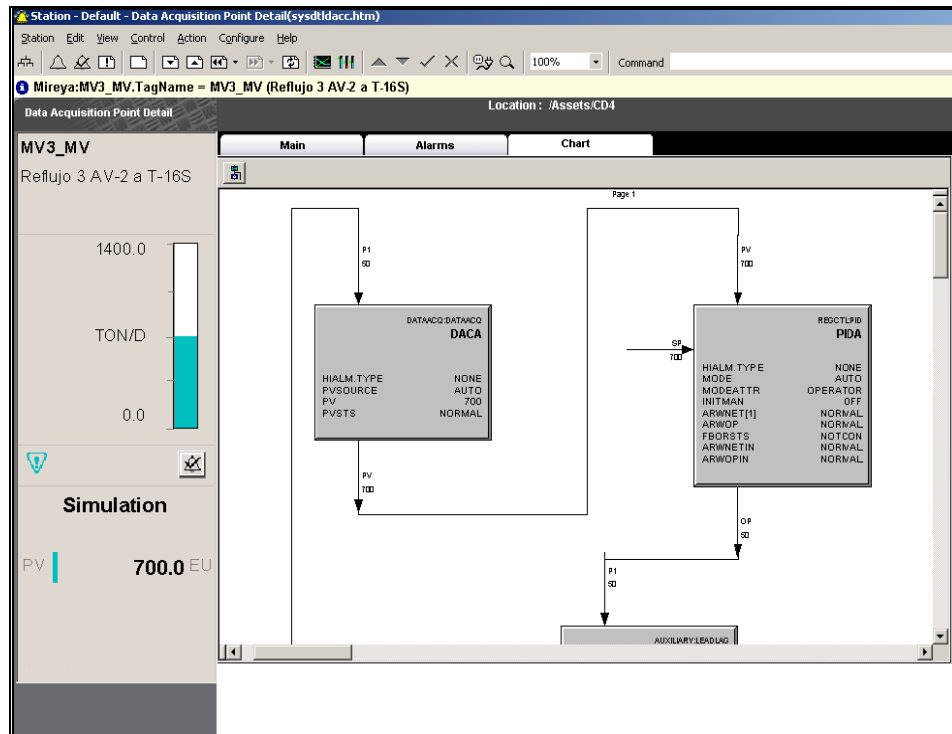


Figura 44. Vista de la ventana del faceplate de la variable manipulada. (Elaboración Propia)

- **Push Botton:** permitió hacer enlace a otro despliegue, es decir, a otra etapa (unidad) que estén asociadas al proceso, de la columna de destilación A-3 a la columna A-4 y viceversa. Esto es posible, haciendo un solo hacer clic donde indique una comunicación hacia otra unidad.

En la figura 45 a-b, se muestran los dos despliegues asociados a la Unidad de Destilación de Nafta, donde se visualiza de forma general, los equipos involucrados en el proceso, las válvulas, sensores de las variables involucradas, la estrategia de control utilizada, etc. Es importante mencionar, que estos despliegues se elaboraron siguiendo las normas PDVSA utilizadas en la empresa Honeywell, por lo que se observa que las tuberías presentan dos colores diferentes, esto es debido al tipo de fluido que se traslada por ellas, por ejemplo, las tuberías de color amarillo representan el traslado de los vapores generados en el proceso de destilación, las tuberías con color verde, corresponden al crudo que circula a través del sistema.

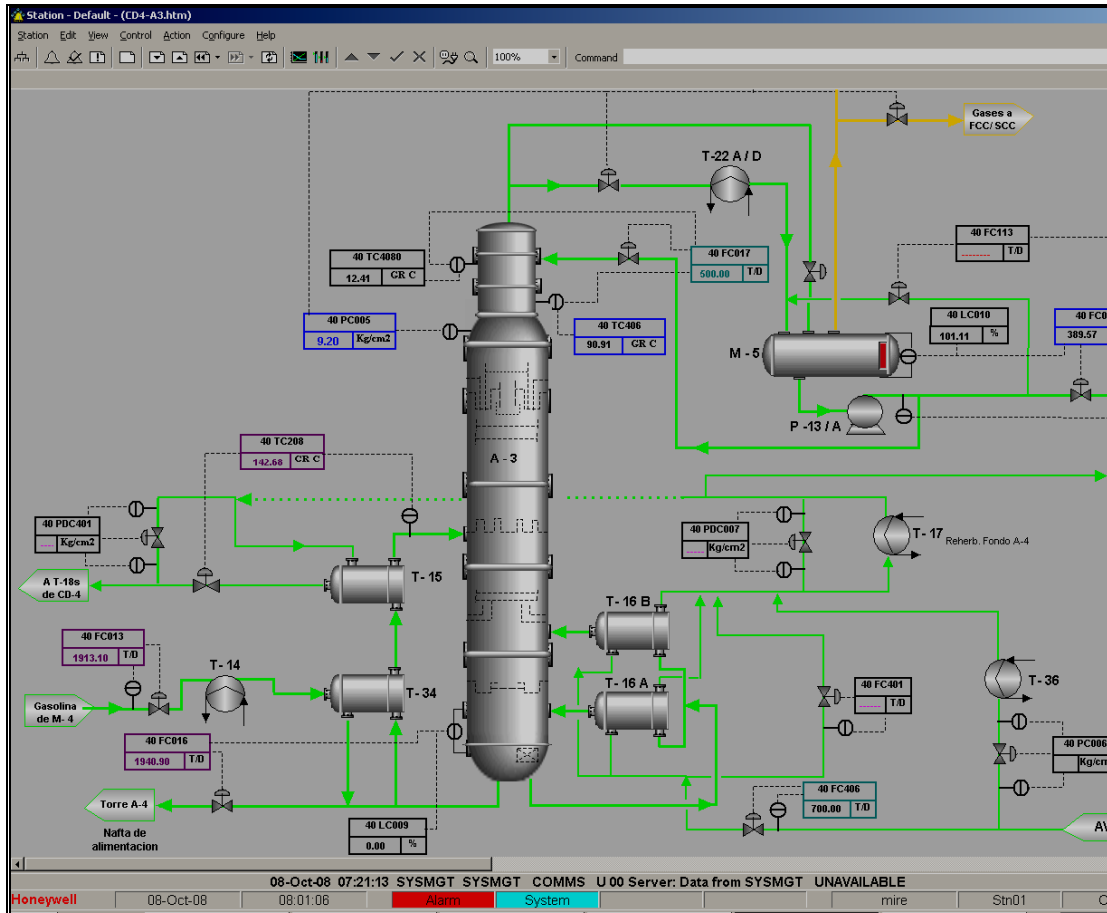


Figura 45 a. Despliegue de la columna de destilación A-3 del proceso de Nafta. (Elaboración Propia)

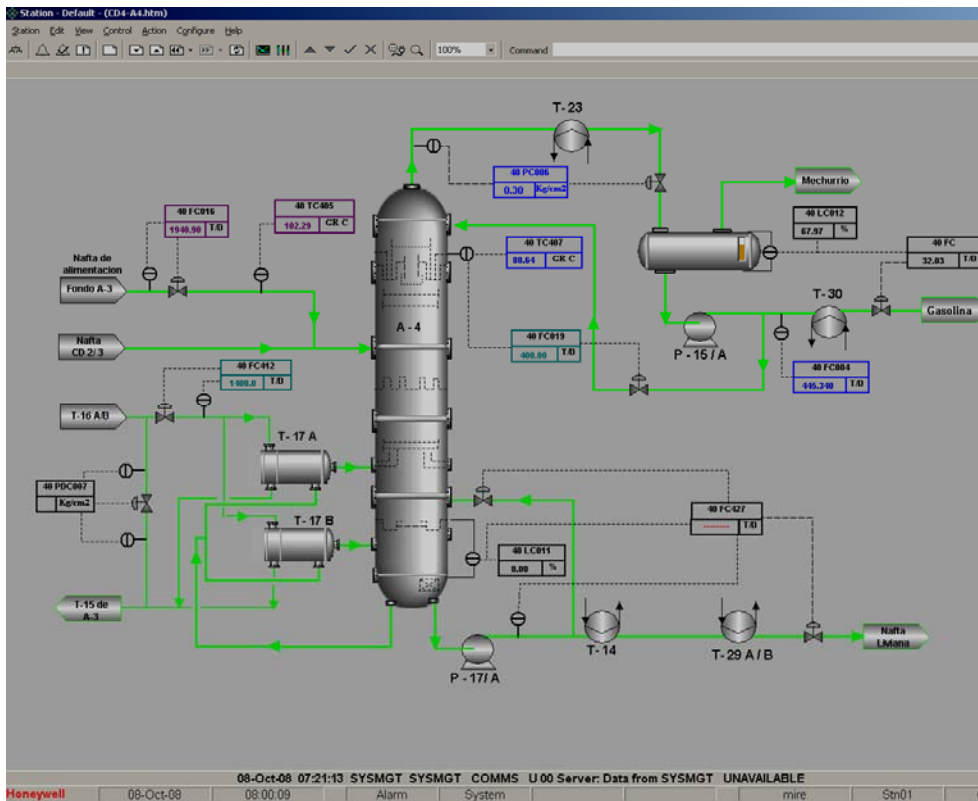


Figura 45 b. Despliegue de la columna de destilación A-4 del proceso de Nafta. (Elaboración Propia)

Además, se puede visualizar la tendencia de la variable a medida que transcurre el tiempo por medio de una gráfica y se puede ajustar la escala de los valores que correspondan al Set-Point, la PV, la OP, el período y el tiempo de muestreo con la finalidad de recolectar data de la variable de interés. (Ver Figura 46)

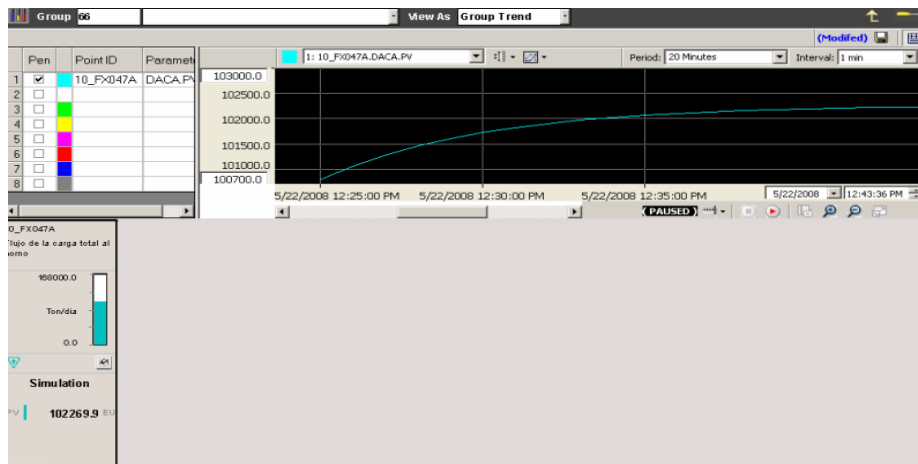


Figura 46. Vista del Trend de la variable controlada a través del *faceplate*. (Elaboración Propia)

CAPÍTULO V

CONCLUSIONES Y RECOMENDACIONES

CONCLUSIONES

1. La utilización de los instructivos de trabajo bajos las normas ISO COVENIN 10013-2002, permite a cualquier usuario ejecutar de manera eficiente la configuración de un punto de control, sintonización de un lazo y recolección de data en los software respectivo de la empresa Honeywell.
2. A través del estudio exhaustivo de las variables involucradas en el proceso y el efecto de sus interacciones, se logró el entendimiento de sus comportamientos para la elaboración de los diagramas de bloques.
3. La elaboración de las interacciones de todas las variables (manipuladas, controladas y perturbaciones) a través de los diagramas de bloques, permitieron realizar la simulación del proceso en *Experion PKS*.
4. El desempeño de los programas *Profit Stepper* y *Profit Design Studio* es exacto y preciso, para la identificación de los modelos matemáticos.
5. Las pruebas realizadas, para la obtención de las sintonías de los lazos de control implementados en la simulación, permitieron obtener de manera precisa y adecuada los valores de los parámetros de ajuste que constituyen el controlador (Ganancia, Tiempo Integral y Tiempo Derivativos), con la finalidad de generar respuestas estables y deseadas.
6. El desempeño de los esquemas de control básico, implementados en la simulación realizada en *Experion PKS*, satisface las expectativas de una respuesta sin oscilaciones, en el tiempo requerido para llegar al valor deseado.
7. La realización de las pruebas de identificación, permitió obtener modelos aproximados del proceso con respecto a los modelos obtenidos, a través de pruebas realizadas en campo.

8. La implementación del control multivariable en el proceso de Destilación de Nafta (CD4N), permitió controlar las variables deseadas, a partir de la manipulación de variables relacionadas, obteniendo un funcionamiento eficiente y óptimo del proceso.
9. El comisionado realizado al control multivariable, permitió optimizar los productos y controlar más eficazmente el proceso a efectos negativos que se puede presentar en un momento dado.
10. Los despliegues asociados al proceso simulado, permiten al usuario interactuar, monitorear y supervisar, así como el detalle de cada punto correspondiente a las variables ubicadas en el mismo.

RECOMENDACIONES

1. Elaborar los Instructivos de Trabajo bajo las normas ISO – COVENIN 10013-2002 del software HMIWeb Display, que permita ser utilizado por cualquier usuario de manera eficiente y sin dificultad.
2. Actualizar constantemente los instructivos de trabajo realizados, ya que el software es mejorado constantemente por la empresa Honeywell.
3. Realizar la conexión con los demás esquemáticos del proceso que se han llevado a cabo y se llevarán en los Trabajo Especial de Grados en el área de Control de Procesos, con respecto a la refinería venezolana, con la finalidad de ver a más detalle todo el control del proceso.
4. Estudiar el efecto que tiene cada variable manipulada sobre la variable controlada, bien sea a lazo abierto y a lazo cerrado utilizando otros paquetes de simulación, con la finalidad de analizar su comportamiento ante cambios de Set-Point.
5. Elaborar el esquemático que represente el sistema de protección de la Unidad de Destilación de Nafta a partir del diagrama causa-efecto, con el objetivo de poder observar la protección de esta unidad ante alguna eventualidad.

BIBLIOGRAFÍA

- 1) ACEDO, J. (2003). Control Avanzado de Procesos. Teoría y práctica. Edición Díaz de Santo.
- 2) CALDERIN, V. (1998). Instrumentación Virtual. Reporte técnico. Postgrado de automatización e Instrumentación. Universidad de Los Andes, Mérida. Venezuela. [Documento en línea]. Disponible: <http://www.ing.ula.ve/~jesusc/labvid.htm> [Consulta: 2008 Mayo 15]
- 3) CAMACHO, O. Sintonización de Controladores. [Documento en Línea]. Disponible:http://webdelprofesor.ula.ve/ingenieria/ocamacho/sistemas%20de%20control/CAPITULO_%203.pdf [Consulta: 2008, Abril 13]
- 4) Capitulo 7. Diagrama de bloque. [Documento en línea]. Disponible: <http://www.plantaquimica.iespana.es/control/c28.htm> [Consulta: 2008 Abril 13].
- 5) Chano, M. C. y Vicente, M. (2007). Estudio preliminar para la automatización del laboratorio de operaciones unitarias. Implementación del sistema de control para la práctica de balances en estado no estacionario. Trabajo especial de grado. Universidad Central de Venezuela. Caracas. [Consulta: 2007, Agosto 10]
- 6) Controladores. [Documento en línea]. Disponible: <http://www.scribd.com/doc/2634725/CONTROLADORES.htm> [Consulta: 2008 Mayo 23]
- 7) Control de Procesos. [Documento en línea]. Disponible: http://www.mavainsa.com/documentos/9_control_procesos.pdf [Consulta: 2008 Abril 13]

- 8) Control por realimentación. [Documento en línea]. Disponible: http://www.eie.fceia.unr.edu.ar/~con2/capituloIII_parte1.pdf [Consulta: 2008 Abril 14]
- 9) CORRIPIO, A y SMITH, C. (1991). Control Automático de Proceso, Teoría y Práctica. 1^{ra} Edición. México, Limusa.
- 10) COUGHANOWR, D. (1991). Process Systems Analysis and Control. 2da Edición McGraw – Hill.
- 11) CREUS SOLÉ, A. (2005). Instrumentación industrial. Edición Técnica Marcombo.
- 12) DR M.J. WILLIS. Multivariable Control: An introduction. [Documento en línea]. <http://www.lorien.ncl.ac.uk/ming/mloop/MULTIVAR.pdf> [Consulta: 2008 Enero 29]
- 13) Elementos Primario de Medición. [Documento en línea]. Disponible: <http://www.geocities.com/collegpark/pool/1549/instru/a03.htm> [Consulta: 2008 Abril 13].
- 14) Esquema de Control. [Documento en línea]: Disponible: <http://prof.usb.ve/lamanna/cursos/Esquemas-de-control.pdf> [Consulta: 2008 Abril 13]
- 15) Fundamentos del Control Automático Industrial, [Documento en línea]. Disponible: http://www.sapiensman.com/control_automatico/control_automatico.htm [Consulta: 2007 Julio 15].
- 16) Honeywell C. A. (2007). Profit Design Studio (PID) user Guide, release 300. Caracas: Honeywell de Venezuela C. A. (2007).

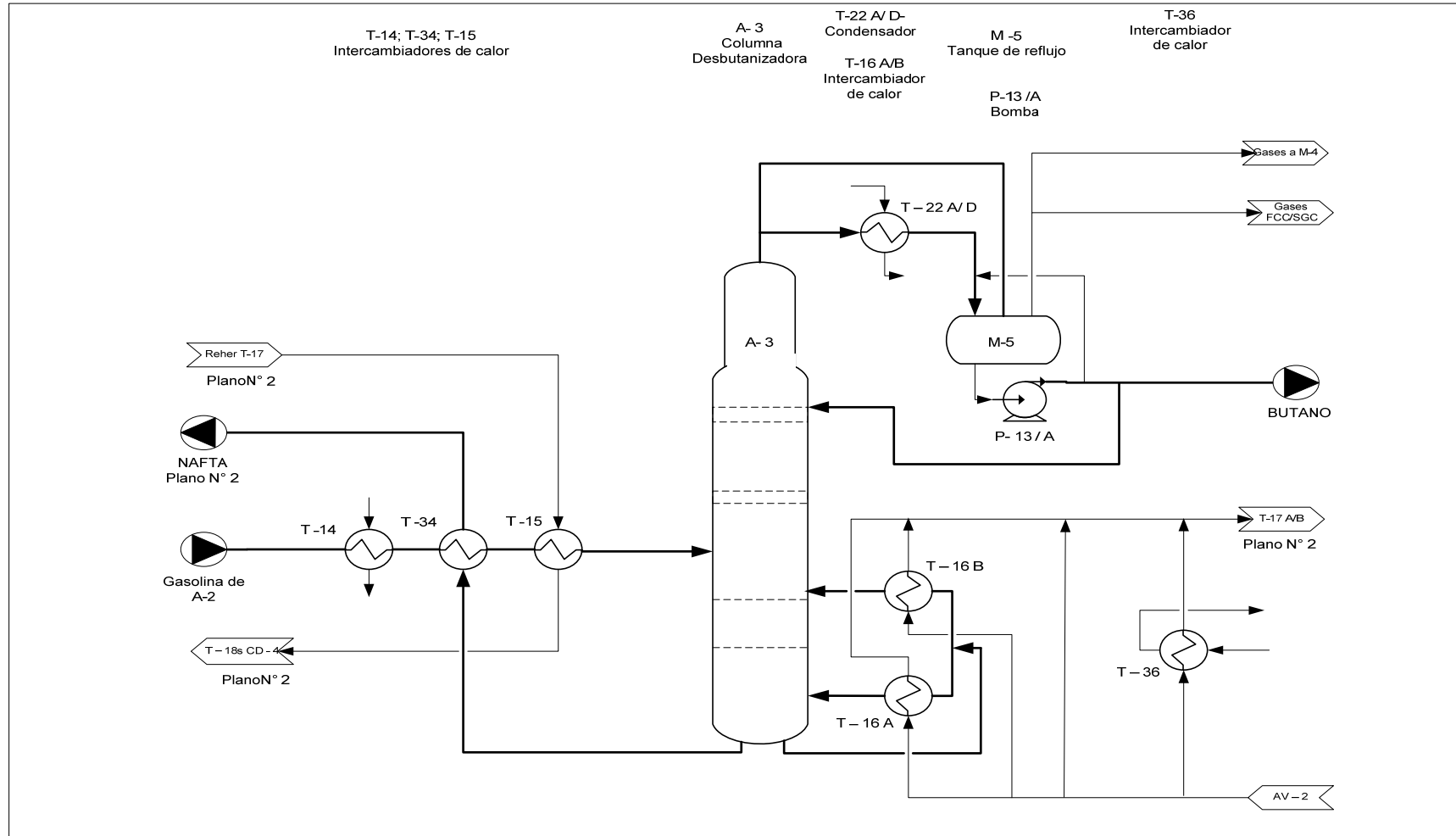
- 17) LEÓN, PATRICIA. (2008). Simulación del proceso y lazos de control de una unidad de destilación atmosférica y el tren de precalentamiento con la finalidad de realizar prácticas virtuales. Trabajo especial de grado. Universidad Central de Venezuela. Caracas. [Consulta: 2008, Julio 28]
- 18) LUYBEN, M. y LUYBEN, W. (1997). Essential of Process Control. Edición McGraw – Hill. Editorial Advisory Board.
- 19) Marcos, M. (2003). Bilbao. Presentación Power Point: Introducción a las estructuras avanzadas de control. [Documento en Línea]. Disponible: http://disa.bi.ehu.es/spanish/asignaturas/17212/t5_estructuras_avanzadas_introduccion.pdf [Consulta: 2008, Mayo 02]
- 20) Martínez, J.A. (2007). Regulación Automática. [Documento en Línea]. Disponible:http://161.67.2.90/Estudios/ITIE/Albacete/Asignaturas/RA_archivos/Asignatura.htm [Consulta: 2008, Mayo 02]
- 21) Normas Venezolanas. Directrices para la Documentación de Sistemas de gestión de la Calidad. COVENIN – ISO TR 10013:2002
- 22) OGATA, K. Ingeniería de Control Moderna. 3ra Edición. Pearson
- 23) PDVSA. Manual de Diseño de Proceso. Torre de fraccionamiento. [Consulta: 2008 Mayo 09]
- 24) Refinación, separación. [Documentación en línea]. Disponible: <http://www.fi.uba.ar/materias/7605/archivos/refineria.pdf> [Consulta: 2008 Marzo 07]

- 25) Refino. [Documento en línea]. Disponible:
<http://www.elpetroleo.aop.es/tema6/CAPITULO%2006.pdf> [Consulta: 2008
Marzo 07]
- 26) Refinación y Separación. Capítulo 12. [Documento en Línea]. Disponible:
<http://biblioteca.iapg.org.ar/iapg/ArchivosAdjuntos/ABECE/CAP12.PDF>
[Consulta: 2008, Marzo 08]
- 27) Regulación de Procesos. [Documento en línea]. Disponible:
http://www.elprisma.com/apuntes/ingenieria_quimica/regulaciondeprocesos/dfault2.asp [Consulta: 2008 Mayo 02]
- 28) SENLLE, A. (1995). Calidad y normalización total: ISO 9000: las normas para la calidad en la práctica. Editorial Barcelona.
- 29) SHINSKEY, F.G. Process Control System. . Edición McGraw – Hill.
- 30) Sintonización de controladores. [Documento en línea]. Disponible:
http://www.webdelrprofesor.ula.ve/ingenieria/ocamacho/sistemas%20de%20control/CAPITULO_%203.pdf [Consulta: 2008 Abril 27]
- 31) Sistema de Control. [Documento en Línea]. Disponible:
www.fi.uba.ar/materias/6722/acciones%20basicas%20PID.pdf. [Consulta: 2008,
Abril 15]
- 32) Sistemas Lineales de Segundo orden. [Documento en línea]. Disponible:
<http://www.galeon.com/mcoronado/MODELAMIENTO/O4SORDT1.pdf>
[Consulta: 2008 Abril 14]
- 33) STEPHANOPOULOS, G. (1984). Chemical Process Control. New Jersey.
Editorial Prentice Hall

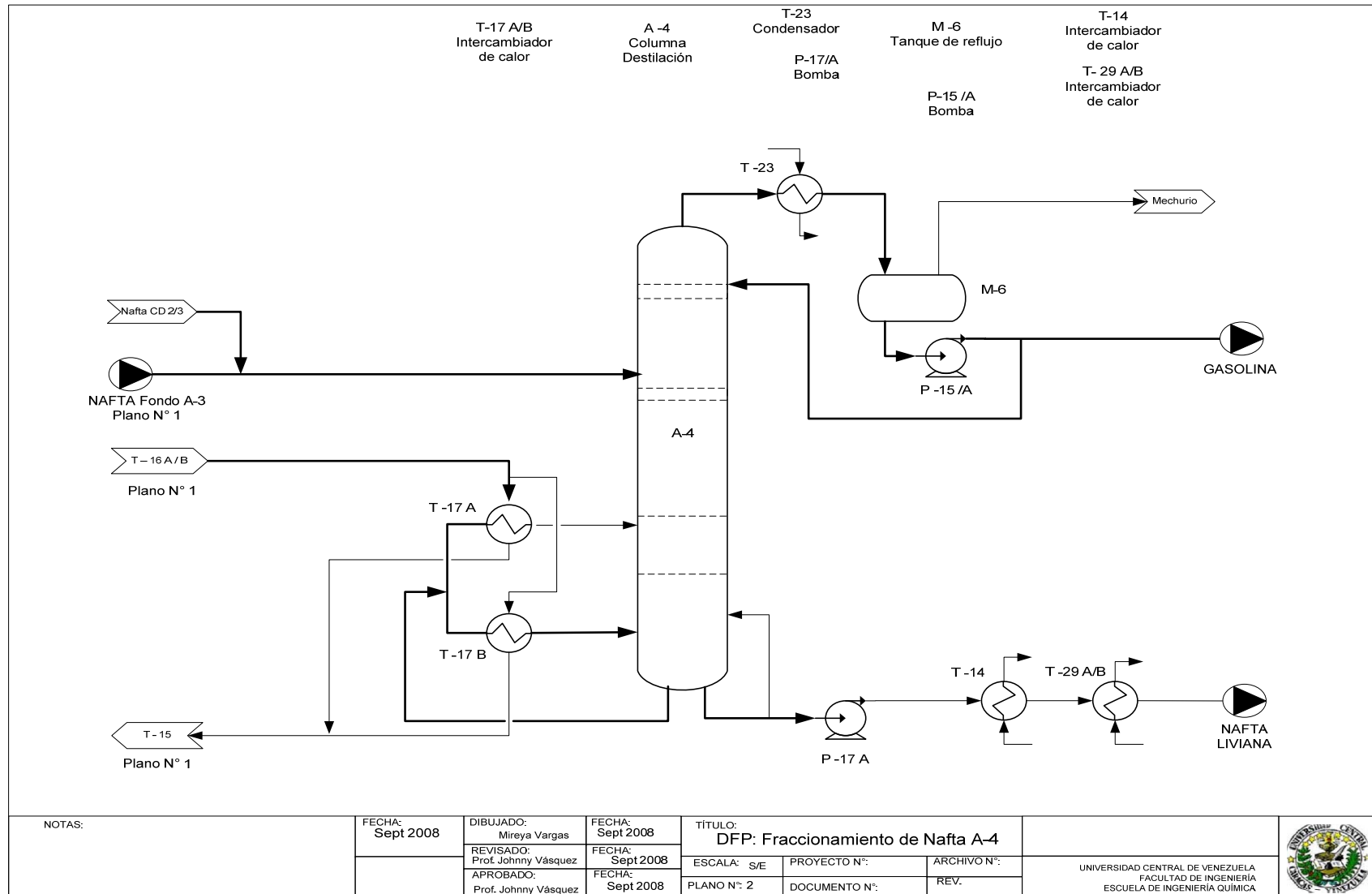
- 34) Teoría de Control, ajustes de controladores industriales. [Documento en Línea].
Disponible: <http://www.publicaciones.ipn.mx/PDF/2027.pdf> [Consulta: 2008 Abril
14]
- 35) Válvulas de Control. [Documento en línea]. Disponible:
http://www.steamantrol.com/index_docum_valvcontrol.htm [Consulta: 2007 Julio
15].

APÉNDICE A

DIAGRAMAS DE FLUJOS DEL PROCESO DE DESTILACIÓN DE NAFTA (CD4N)



NOTAS:	FECHA: Sept 2008	DIBUJADO: Mireya Vargas	FECHA: Sept 2008	TÍTULO: DFP: Desbutanización A-3		
		REVISADO: Prof. Johnny Vásquez	FECHA: Sept 2008	ESCALA: S/E	PROYECTO N°:	
		APROBADO: Prof. Johnny Vásquez	FECHA: Sept 2008	PLANO N°: 1	DOCUMENTO N°:	REV.
						UNIVERSIDAD CENTRAL DE VENEZUELA FACULTAD DE INGENIERÍA ESCUELA DE INGENIERÍA QUÍMICA



NOTAS:

FECHA: Sept 2008

DIBUJADO: Mireya Vargas
 REVISADO: Prof. Johnny Vásquez
 APROBADO: Prof. Johnny Vásquez

FECHA: Sept 2008
 FECHA: Sept 2008
 FECHA: Sept 2008

TÍTULO: DFP: Fraccionamiento de Nafta A-4
 ESCALA: S/E PROYECTO N°:
 PLANO N°: 2 DOCUMENTO N°:

ARCHIVO N°:
 REV.
 UNIVERSIDAD CENTRAL DE VENEZUELA
 FACULTAD DE INGENIERIA
 ESCUELA DE INGENIERIA QUIMICA



APÉNDICE B

FORMATO PRINCIPAL DE LOS INSTRUCTIVOS DE TRABAJO

SOFTWARE EXPERION DE HONEYWELL.		Cod.	I01-C-CP	
		Rev.		
		Página 1 de 48		
ASUNTO	CONFIGURACIÓN DE UN PUNTO DE CONTROL EN EL SOFTWARE EXPERION C-200 DE HONEYWELL.			

TIPO DE DOCUMENTO: Manual de operación Manual de mantenimiento
 Manual de seguridad Procedimiento
 Material de evaluación ■ Instructivo de trabajo

Este documento es: ■ Controlado No controlado

CONFIGURACIÓN DE UN PUNTO DE CONTROL EN EL SOFTWARE EXPERION DE HONEYWELL

DISTRIBUCIÓN DE COPIAS:

		Firma	
Fecha	Cargo	Recibida copia controlada	Devuelta copia obsoleta
ELABORADO POR:	Vargas Mireya		FECHA: Agosto 2008
REVISADO POR:	Ing. Ricardo Caballero, Ing. Johnny Vázquez		FECHA: Octubre 2008
APROBADO POR:	Ing. Ricardo Caballero, Ing. Johnny Vázquez		FECHA: Octubre 2008

SOFTWARE PROFIT SUITE DE HONEYWELL.		Cod.	I02-C-CP	
		Rev.		
		Página 1 de 22		
ASUNTO	SINTONIZACIÓN DE UN PUNTO DE CONTROL EN EL SOFTWARE PROFIT DESIGN STUDIO R300 DE HONEYWELL.			

TIPO DE DOCUMENTO: Manual de operación Manual de mantenimiento
 Manual de seguridad Procedimiento
 Material de evaluación ■ Instructivo de trabajo

Este documento es: ■ Controlado No controlado

SINTONIZACIÓN DE UN PUNTO DE CONTROL EN EL SOFTWARE PROFIT DESIGN STUDIO R300 DE HONEYWELL

DISTRIBUCIÓN DE COPIAS:		Firma	
Fecha	Cargo	Recibida copia controlada	Devuelta copia obsoleta
ELABORADO POR:	Vargas Mireya	FECHA: Agosto 2008	
REVISADO POR:	Ing. Ricardo Caballero, Ing. Johnny Vázquez	FECHA: Octubre 2008	
APROBADO POR:	Ing. Ricardo Caballero, Ing. Johnny Vázquez	FECHA: Octubre 2008	

SOFTWARE PROFIT DESIGN STUDIO DE HONEYWELL.		Cod.	I03-C-CP	
		Rev.		
		Página 1 de 22		
ASUNTO	RECOLECCIÓN DE DATA DE UN PUNTO DE CONTROL EN EL SOFTWARE PROFIT SUITE RUNTIME STUDIO DE HONEYWELL.			

TIPO DE DOCUMENTO: Manual de operación Manual de mantenimiento
 Manual de seguridad Procedimiento
 Material de evaluación ■ Instructivo de trabajo

Este documento es: ■ Controlado No controlado

RECOLECCIÓN DE DATA DE UN PUNTO DE CONTROL EN EL SOFTWARE PROFIT STEPPER DE HONEYWELL

DISTRIBUCIÓN DE COPIAS:		Firma	
Fecha	Cargo	Recibida copia controlada	Devuelta copia obsoleta
ELABORADO POR:	Vargas Mireya	FECHA: Agosto 2008	
REVISADO POR:	Ing. Ricardo Caballero, Ing. Johnny Vázquez	FECHA: Octubre 2008	
APROBADO POR:	Ing. Ricardo Caballero, Ing. Johnny Vázquez	FECHA: Octubre 2008	

APÉNDICE C1

DIAGRAMAS DE BLOQUES

DEL PROCESO DE DESTILACIÓN DE NAFTA (CD4N)

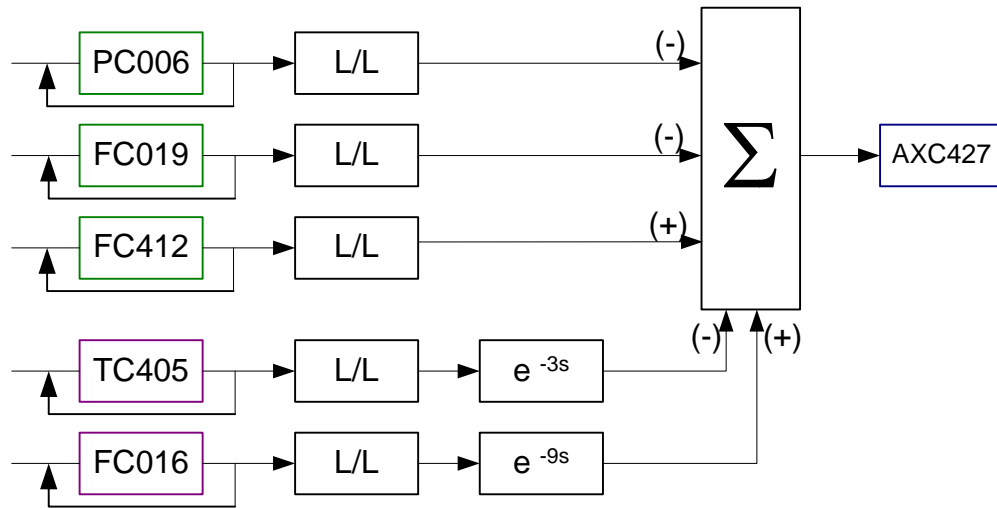


Figura 47. Diagrama de Bloque de la calidad de Nafta Pesada (AXC427) (Elaboración Propia)

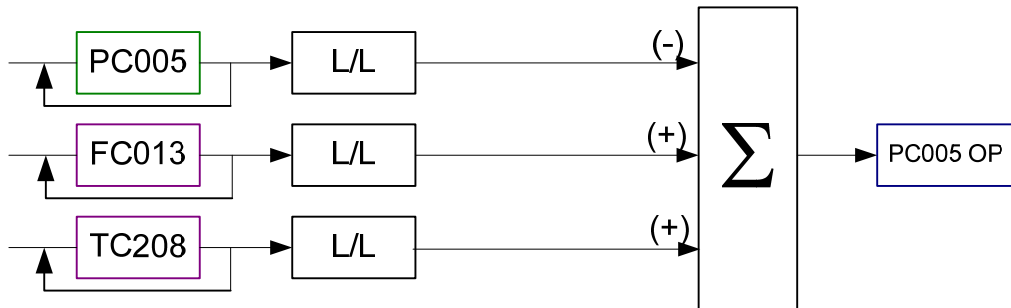


Figura 48. Diagrama de Bloque de la presión de plato 30 de la columna A-3 (PC005.OP) (Elaboración Propia)

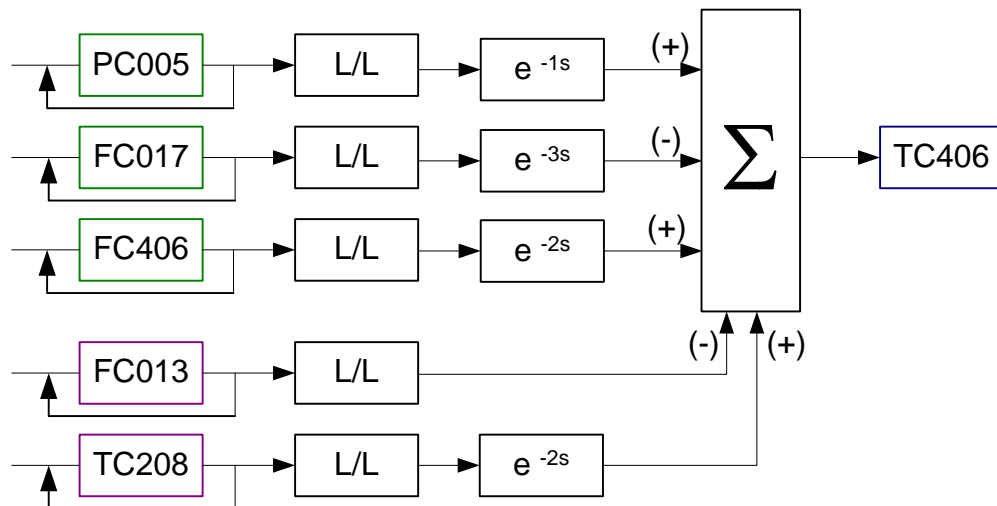


Figura 49. Diagrama de Bloque de la temperatura del plato 32 de la columna A-3 (TC406) (Elaboración Propia)

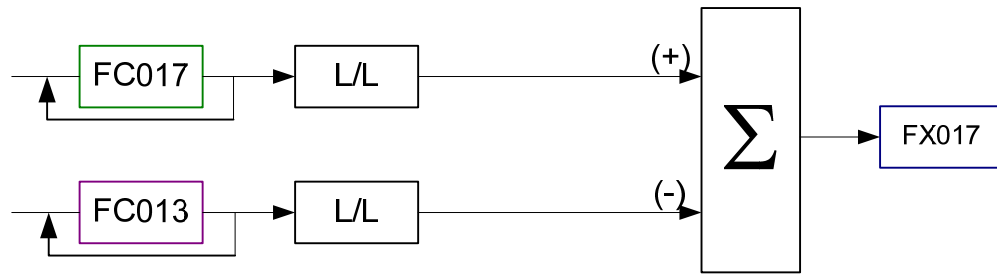


Figura 50. Diagrama de Bloque de la relación de reflujo/carga de la columna A-3 (FX017) (Elaboración Propia)

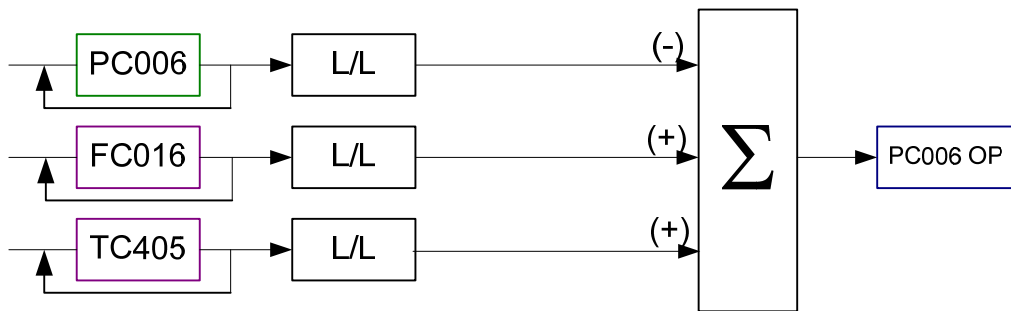


Figura 51. Diagrama de Bloque presión tope de la columna A-4 (PC006.OP) (Elaboración Propia)

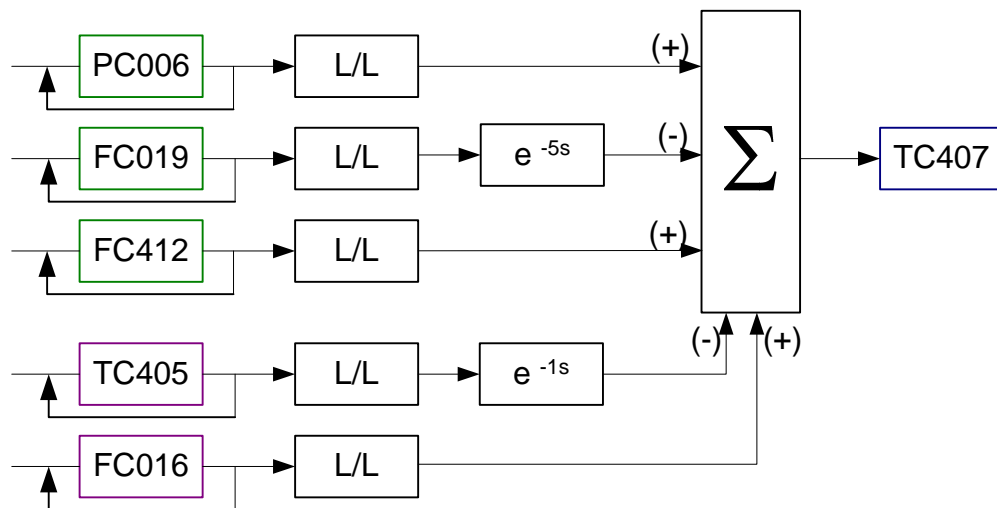


Figura 52. Diagrama de Bloque de Temperatura del plato 24 de la columna A-4 (TC407) (Elaboración Propia)

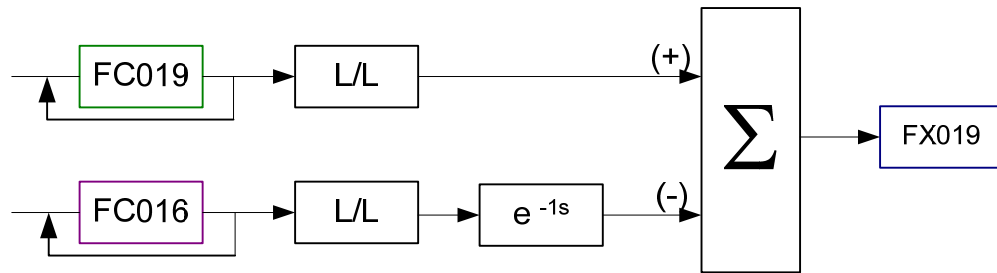


Figura 53. Diagrama de Bloque de la relación de reflujo/carga de la columna A-4 (FX019)
(Elaboración Propia)

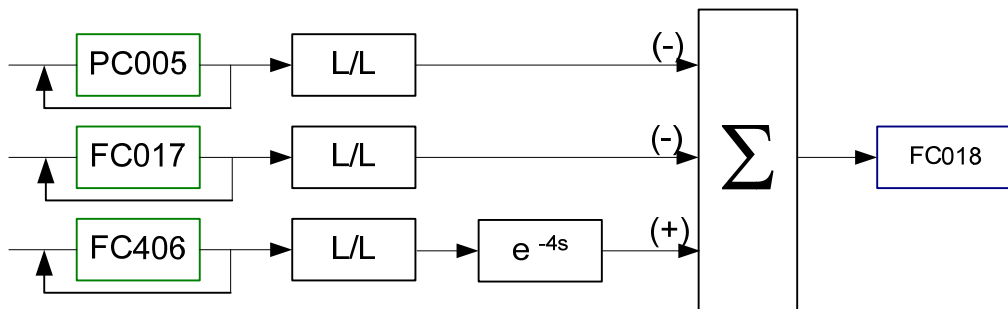


Figura 54. Diagrama de Bloque de flujo de salida de butano de la columna A-3 (FC018)
(Elaboración Propia)

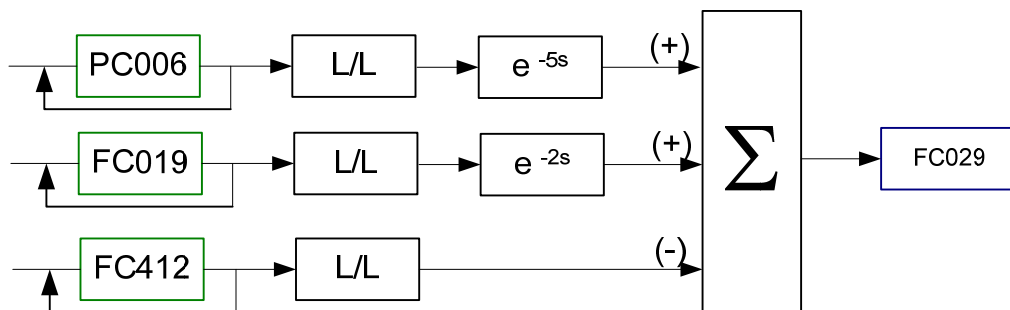


Figura 55. Diagrama de Bloque de flujo de Nafta Pesada (FC029)^(Elaboración Propia)

APÉNDICE C2

DIAGRAMAS DE BLOQUES

DE LAS ESTRATEGIAS DE CONTROL

DEL PROCESO DE DESTILACIÓN DE NAFTA (CD4N)

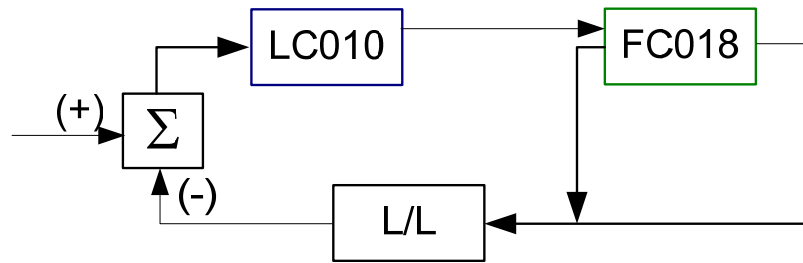


Figura 56. Diagrama de Bloque del control de cascada de nivel del tanque reflujo (LC010) con flujo de salida (FC018) de la columna A-3. (Elaboración Propia)

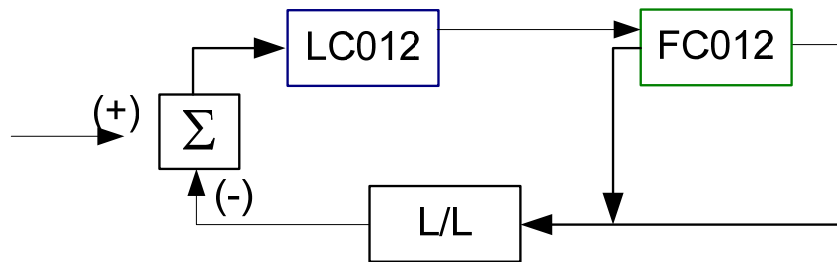


Figura 57. Diagrama de Bloque del control de cascada de nivel del tanque reflujo (LC012) con flujo de salida (FC012) de la columna A-4. (Elaboración Propia)

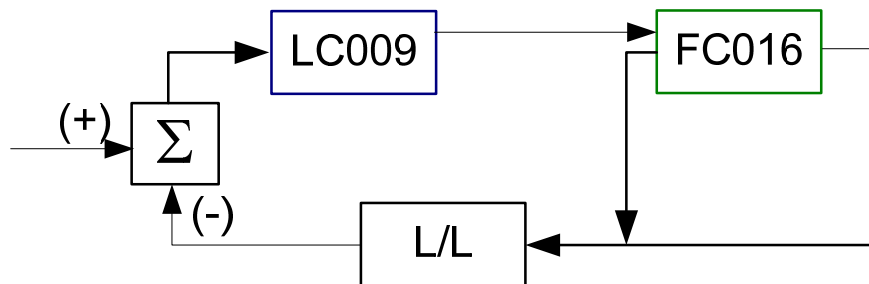


Figura 58. Diagrama de Bloque del control de cascada de nivel del fondo de la columna A-3 (LC009) con flujo de salida (FC016) (Elaboración Propia)

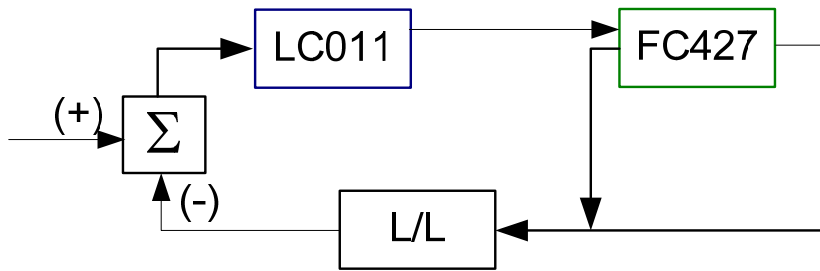


Figura 59. Diagrama de Bloque del control de cascada de nivel de fondo de la columna A-4 (LC011) con flujo de salida (FC427) (Elaboración Propia)

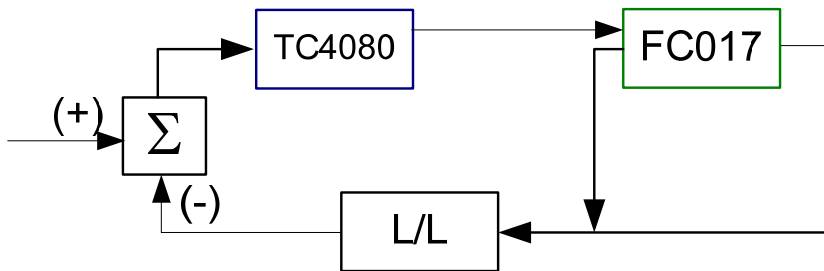


Figura 60. Diagrama de Bloque del control de cascada de temperatura del tope de la A-3 (LC011) con reflujo (FC017) (Elaboración Propia)

APÉNDICE D

**RANGOS MÁXIMOS Y MÍNIMOS DE PV Y SET POINT (SP)
ASIGNADOS A LOS BLOQUE DE CONFIGURACION EN EL
SOFTWARE EXPERION**

Tabla N° 16. Rangos máximos y mínimos de PV y SP para las variables manipuladas (MV) colocados en la configuración del punto de control. (Elaboración Propia)

N° MV	Identificación	Descripción	Rango de PV y SP	
			Mínimo	Máximo
1	40FC406.SP	Flujo del sistema de recalentamiento del fondo de la columna A-3	5	15
2	40FC017.SP	Reflujo del Tope de la columna A-3	0	2000
3	40PC005.SP	Presión de Tope de la columna A- 3	0	1400
4	40FC412.SP	Flujo del sistema de recalentamiento del fondo de la columna A- 4	0	3
5	40FC019.SP	Reflujo del Tope de la columna A- 4	0	1200
6	40PC006.SP	Presión de Tope de la columna A- 4	0	7000

Tabla N° 17. Rangos máximos y mínimos de PV y SP para las variables perturbadas (PV) colocados en la configuración del punto de control. (Elaboración Propia)

N° PV	Identificación	Descripción	Rango de PV y SP	
			Mínimo	Máximo
1	40FC013.PV	Flujo de alimentación a la columna A- 3	0	3000
2	40TC208.PV	Temperatura de la alimentación a la columna A- 3	100	190
3	40FC016.PV	Flujo de alimentación a la columna A- 4	0	3100
4	40TC405.PV	Temperatura de la alimentación a la columna A- 4	0	150

Tabla N° 18. Rangos máximos y mínimos de PV de las variables controladas (CV) colocados en la configuración de los puntos de control. (Elaboración Propia)

N° CV	Identificación	Descripción	Rango de PV	
			Mínimo	Máximo
1	40AX004.PV	Nafta Liviana RVP	0	30
2	40AX427.PV	Nafta Pesada IBP	29	150
3	40PC005.OP	Presión del plato 30 de la columna A- 3 OP	-5	105
4	40TC406.PV	Temperatura del plato 32 de la columna A- 3	40	160
5	40FC017.OP	Reflujo de tope de la columna A- 3 OP	-5	105
6	40FX017.PV	Relación de reflujo / alimentación de la columna A- 3	0	1
7	40FC406.OP	Relujo del sistema de recalentamiento del fondo A- 3 OP	-5	105
8	40PC006.OP	Presión de Tope de la columna A-4 OP	-5	105
9	40TC407.PV	Temperatura del plato 24 de la columna A- 4	35	150
10	40FC019.OP	Reflujo de tope de la columna A- 4 OP	-5	105
11	40FX019.PV	Relación de reflujo / alimentación de la columna A- 4	0	1
12	40FC018.PV	Flujo de LGN del tope de la columna A-3	0	400
13	40F004.PV	Flujo de Nafta Liviana de la columna A- 4	0	1300
14	40F029.PV	Flujo de Nafta Pesada de la columna A-4	0	2000

APÉNDICE E
COMPARACIÓN ENTRE LAS FUNCIONES DE TRANSFERENCIA
OBTENIDAS
POR PRUEBAS DE CAMPO (HONEYWELL) Y POR SIMULACIÓN

Tabla N° 19a. Comparación de las funciones de transferencia suministrada por la empresa Honeywell y las obtenidas por simulación. (Elaboración Propia)

Tipo de variables	MV1		MV2	
	Honeywell	Simulación	Honeywell	Simulación
Nafta RVP (6)	$1,25 \frac{1}{3s+1} e^{-0s}$	$1,22 \frac{1}{3,23s+1} e^{-0s}$	$0,00607 \frac{1}{30,2s^2+11s+1} e^{-0s}$	$0,00607 \frac{1}{32s^2+11,3s+1} e^{-0s}$
Nafta Pesada (AXC427)	-----	-----	-----	-----
Presión del plato 30 A-3 (PC005.OP)	$-50 \frac{1}{2s+1} e^{-0s}$	$-50 \frac{1}{2,02s+1} e^{-0s}$	-----	-----
Temperatura del plato 32 A-3 (TC406)	$27,7 \frac{1}{50,4s^2+14,2s+1} e^{-1s}$	$27,7 \frac{1}{51,1s^2+14,3s+1} e^{-1s}$	$-0,0544 \frac{1}{138s^2+23,5s+1} e^{-3s}$	$-0,0545 \frac{1}{140s^2+24s+1} e^{-2,7s}$
Relación reflujo/alim. A-3 (FX017)	-----	-----	$0,000852 \frac{1}{5s+1} e^{-0s}$	$0,000834 \frac{1}{4,19s+1} e^{-0s}$
Presión Tope A-4 (PCOO6.OP)	-----	-----	-----	-----
Temperatura plato 24 A-4 (TC407)	-----	-----	-----	-----
Relación reflujo/alim. (FX019)	-----	-----	-----	-----

Tabla N° 19a (Cont.). Comparación de las funciones de transferencia suministrada por la empresa Honeywell y las obtenidas por simulación. (Elaboración Propia)

Flujo de Butano (FC018)	$-350 \frac{1}{20,2s^2 + 8,98s + 1} e^{-0s}$	$-329 \frac{1}{20s^2 + 9,01s + 1} e^{-0s}$	$-0,25 \frac{1}{5s + 1} e^{-0s}$	$-0,249 \frac{1}{5,3s + 1} e^{-0s}$
Flujo de Gasolina Liviana (F004)	$350 \frac{1}{5s + 1} e^{-5s}$	$350 \frac{1}{5,85s + 1} e^{-4s}$	$0,25 \frac{1}{6s + 1} e^{-6s}$	$0,2 \frac{1}{5,56s + 1} e^{-5,6s}$
Flujo de Nafta Pesada (F029)	-----	-----	-----	-----

Tabla N° 19b. Comparación de las funciones de transferencia suministrada por la empresa Honeywell y las obtenidas por simulación. (Elaboración Propia)

Tipo de variables	MV3		MV4	
	Honeywell	Simulación	Honeywell	Simulación
Nafta RVP (6)	$-0.007 \frac{1}{5s + 1} e^{-6s}$	$-0.00679 \frac{1}{4,5s + 1} e^{-5,7s}$	-----	-----
Nafta Pesada (AXC427)	-----	-----	$-28,3 \frac{1}{5s + 1} e^{-0s}$	$-27 \frac{1}{5,38s + 1} e^{-0s}$
Presión del plato 30 A-3 (PC005.OP)	-----	-----	-----	-----

Tabla N° 19b (Cont.). Comparación de las funciones de transferencia suministrada por la empresa Honeywell y las obtenidas por simulación. (Elaboración Propia)

Temperatura del plato 32 A-3 (TC406)	$0,03 \frac{1}{8s+1} e^{-2s}$	$0,0288 \frac{1}{7,7s+1} e^{-1,8s}$	-----	-----
Relación reflujo/alim. A-3 (FX017)	-----	-----	-----	-----
Presión Tope A-4 (PCOO6.OP)	-----	-----	$-77,4 \frac{1}{0,64s^2+1,6s+1} e^{-0s}$	$-81,8 \frac{1}{0,39s^2+2,1s+1} e^{-0s}$
Temperatura plato 24 A-4 (TC407)	-----	-----	$10,9 \frac{1}{9,54s^2+6,18s+1} e^{-0s}$	$10,9 \frac{1}{10,5s^2+6,5s+1} e^{-0s}$
Relación reflujo/alim. (FX019)	-----	-----	-----	-----
Flujo de Butano (FC018)	$1,03 \frac{1}{5s+1} e^{-4s}$	$0,949 \frac{1}{5,64s+1} e^{-3,8s}$	-----	-----
Flujo de Gasolina Liviana (F004)	$-1,03 \frac{1}{4s+1} e^{-5s}$	$-1,13 \frac{1}{5,02s+1} e^{-4s}$	$-350 \frac{1}{4s+1} e^{-0s}$	$-363 \frac{1}{4,34s+1} e^{-0s}$
Flujo de Nafta Pesada (F029)	-----	-----	$350 \frac{1}{19,3s^2+8,79s+1} e^{-5s}$	$345 \frac{1}{21,2s^2+9,18s+1} e^{-6,2s}$

Tabla N° 19c. Comparación de las funciones de transferencia suministrada por la empresa Honeywell y las obtenidas por simulación. (Elaboración Propia)

Tipo de variables	MV5		MV6	
	Honeywell	Simulación	Honeywell	Simulación
Nafta RVP (6)	-----	-----	-----	-----
Nafta Pesada (AXC427)	$0,0373 \frac{1}{8,75s + 1} e^{-0s}$	$0,0372 \frac{1}{9,38s + 1} e^{-0s}$	$0,0308 \frac{1}{124s^2 + 22,3s + 1} e^{-0s}$	$0,03 \frac{1}{141s^2 + 23,8s + 1} e^{-0s}$
Presión del plato 30 A-3 (PC005.OP)	-----	-----	-----	-----
Temperatura del plato 32 A-3 (TC406)	-----	-----	-----	-----
Relación reflujo/alim. A-3 (FX017)	-----	-----	-----	-----
Presión Tope A-4 (PCOO6.OP)	-----	-----	-----	-----
Temperatura plato 24 A-4 (TC407)	$-0,0415 \frac{1}{7,82s + 1} e^{-5s}$	$-0,0405 \frac{1}{7,6s + 1} e^{-4,4s}$	$0,008 \frac{1}{25s + 1} e^{-0s}$	$0,00809 \frac{1}{25,3s + 1} e^{-0s}$
Relación reflujo/alim. (FX019)	-----	-----	-----	-----

Tabla N° 19c (Cont.). Comparación de las funciones de transferencia suministrada por la empresa Honeywell y las obtenidas por simulación. (Elaboración Propia)

Flujo de Butano (FC018)	-----	-----	-----	-----
Flujo de Gasolina Liviana (F004)	$-0,95 \frac{1}{50s^2 + 15s + 1} e^{-2s}$	$-0,906 \frac{1}{49,6s^2 + 15s + 1} e^{-3,9s}$	$0,462 \frac{1}{11s + 1} e^{-4s}$	$0,43 \frac{1}{8,86s + 1} e^{-3,8s}$
Flujo de Nafta Pesada (F029)	$0,95 \frac{1}{5s + 1} e^{-2s}$	$0,979 \frac{1}{5,37s + 1} e^{-2,1s}$	$-0,462 \frac{1}{11s^2 + 9,89s + 1} e^{-0s}$	$-0,425 \frac{1}{6,79s^2 + 8,39s + 1} e^{-0s}$

Tabla N° 19d. Comparación de las funciones de transferencia suministrada por la empresa Honeywell y las obtenidas por simulación. (Elaboración Propia)

Tipo de variables	DV1		DV2	
	Honeywell	Simulación	Honeywell	Simulación
Nafta RVP (6)	$0,00347 \frac{1}{4,24s^2 + 4,12s + 1} e^{-3s}$	$0,00348 \frac{1}{4,8s^2 + 4,33s + 1} e^{-3s}$	$-0,0879 \frac{1}{48,9s^2 + 14s + 1} e^{-9s}$	$-0,0981 \frac{1}{15,6s + 1} e^{-11,6s}$
Nafta Pesada (AXC427)	-----	-----	-----	-----
Presión del plato 30 A-3 (PC005.OP)	$0,0201 \frac{1}{1,2s + 1} e^{-0s}$	$0,0202 \frac{1}{0,0739s + 1} e^{-0s}$	$1,3 \frac{1}{4s + 1} e^{-0s}$	$1,29 \frac{1}{2,71s + 1} e^{-0s}$

Tabla N° 19d (Cont.). Comparación de las funciones de transferencia suministrada por la empresa Honeywell y las obtenidas por simulación. (Elaboración Propia)

Temperatura del plato 32 A-3 (TC406)	$-0,01 \frac{1}{5s+1} e^{-0s}$	$-0,00992 \frac{1}{4,99s+1} e^{-0s}$	$0,932 \frac{1}{3s+1} e^{-2s}$	$0,999 \frac{1}{3,15s+1} e^{-4,2s}$
Relación reflujo/alim. A-3 (FX017)	$-0,0001 \frac{1}{5s+1} e^{-0s}$	$-0,0000989 \frac{1}{5,13s+1} e^{-0s}$	-----	-----
Presión Tope A-4 (PCOO6.OP)	-----	-----	-----	-----
Temperatura plato 24 A-4 (TC407)	-----	-----	-----	-----
Relación reflujo/alim. (FX019)	-----	-----	-----	-----
Flujo de Butano (FC018)	-----	-----	-----	-----
Flujo de Gasolina Liviana (F004)	-----	-----	-----	-----
Flujo de Nafta Pesada (F029)	-----	-----	-----	-----

Tabla N° 19e. Comparación de las funciones de transferencia suministrada por la empresa Honeywell y las obtenidas por simulación. (Elaboración Propia)

Tipo de variables	DV3		DV4	
	Honeywell	Simulación	Honeywell	Simulación
Nafta RVP (6)	-----	-----	-----	-----
Nafta Pesada (AXC427)	$-0,0183 \frac{1}{44,5s^2 + 13,3s + 1} e^{-2s}$	$-0,0185 \frac{1}{42,2s^2 + 13,4s + 1} e^{-3,3s}$	$0,39 \frac{1}{3,29s^2 + 3,63s + 1} e^{-2s}$	$0,329 \frac{1}{2,08s + 1} e^{-2,1s}$
Presión del plato 30 A-3 (PC005.OP)	-----	-----	-----	-----
Temperatura del plato 32 A-3 (TC406)	-----	-----	-----	-----
Relación reflujo/alim. A-3 (FX017)	-----	-----	-----	-----
Presión Tope A-4 (PCOO6.OP)	$0,0341 \frac{1}{47,3s^2 + 13,8s + 1} e^{-0s}$	$0,0297 \frac{1}{25,2s^2 + 14,2s + 1} e^{-0s}$	$1,29 \frac{1}{0,423s^2 + 1,3s + 1} e^{-0s}$	$1,28 \frac{1}{0,351s + 1} e^{-0s}$
Temperatura plato 24 A-4 (TC407)	$-0,00361 \frac{1}{7,43s^2 + 5,45s + 1} e^{-1s}$	$-0,00359 \frac{1}{9,54s^2 + 6,19s + 1} e^{-1s}$	$0,6 \frac{1}{5s + 1} e^{-0s}$	$0,568 \frac{1}{3,51s + 1} e^{-0s}$
Relación reflujo/alim. (FX019)	$-4,03 * 10^{-5} \frac{1}{5s + 1} e^{-0s}$	$-3,97 * 10^{-5} \frac{1}{5,1s + 1} e^{-0s}$	-----	-----

Tabla N° 19e (Cont.). Comparación de las funciones de transferencia suministrada por la empresa Honeywell y las obtenidas por simulación. (Elaboración Propia)

Flujo de Butano (FC018)	-----	-----	-----	-----
Flujo de Gasolina Liviana (F004)	-----	-----	-----	-----
Flujo de Nafta Pesada (F029)	-----	-----	-----	-----

APÉNDICE F
PARÁMETROS DE CONFIGURACIÓN DEL CONTROLADOR
MULTIVARIABLE

Tabla N° 9a. Rangos máximos y mínimos de las variables manipuladas (MV) colocados en la configuración de controlador multivariables. ^(Elaboración Propia)

N° MV	Identificación	Descripción	Rango de la variable	
			Mínimo	Máximo
1	40FC406.SP	Flujo del sistema de recalentamiento del fondo de la columna A-3	8	9,6
2	40FC017.SP	Reflujo del Tope de la columna A-3	350	700
3	40PC005.SP	Presión de Tope de la columna A- 3	650	800
4	40FC412.SP	Flujo del sistema de recalentamiento del fondo de la columna A- 4	0,28	0,4
5	40FC019.SP	Reflujo del Tope de la columna A- 4	250	500
6	40PC006.SP	Presión de Tope de la columna A- 4	1000	1800

Tabla N° 9b. Rangos máximos y mínimos de las variables controladas (CV) colocados en la configuración de controlador multivariables. ^(Elaboración Propia)

N° CV	Identificación	Descripción	Rango de la variable	
			Mínimo	Máximo
1	40AX004.PV	Nafta Liviana RVP	8	12
2	40AX427.PV	Nafta Pesada IBP	80	95
3	40PC005.OP	Presión del plato 30 de la columna A- 3 OP	5	95
4	40TC406.PV	Temperatura del plato 32 de la columna A- 3	120	123
5	40FC017.OP	Reflujo de tope de la columna A- 3 OP	5	95
6	40FX017.PV	Relación de reflujo / alimentación de la columna A- 3	0,120	0,4
7	40FC406.OP	Relujo del sistema de recalentamiento del fondo A- 3 OP	5	104
8	40PC006.OP	Presión de Tope de la columna A-4 OP	5	95

Tabla N° 9b (Cont.) Rangos máximos y mínimos de las variables controladas (CV) colocados en la configuración de controlador multivariables. ^(Elaboración Propia)

9	40TC407.PV	Temperatura del plato 24 de la columna A- 4	86	90
10	40FC019.OP	Reflujo de tope de la columna A- 4 OP	5	90
11	40FX019.PV	Relación de reflujo / alimentación de la columna A- 4	0,120	0,4
12	40FC018.PV	Flujo de LGN del tope de la columna A-3	----	----
13	40F004.PV	Flujo de Nafta Liviana de la columna A- 4	----	----
14	40F029.PV	Flujo de Nafta Pesada de la columna A-4	----	----

Tabla N° 10. Valores configurados de Rampa (Mín-Máx) para las MVs. ^(Elaboración Propia)

N° MV	Identificación	Descripción	Rampa de la variable	
			Mínima	Máxima
1	40FC406.SP	Flujo del sistema de recalentamiento del fondo de la columna A-3	0,25	0,25
2	40FC017.SP	Reflujo del Tope de la columna A-3	2	2
3	40PC005.SP	Presión de Tope de la columna A- 3	5	5
4	40FC412.SP	Flujo del sistema de recalentamiento del fondo de la columna A- 4	0,005	0,005
5	40FC019.SP	Reflujo del Tope de la columna A- 4	2	2
6	40PC006.SP	Presión de Tope de la columna A- 4	5	5

Tabla N° 11. Valores configurados de CVs a optimizar. (Elaboración Propia)

N° CV	Identificación	Descripción	Linear Obj Coef
1	40AX004.PV	Nafta Liviana RVP	0
2	40AX427.PV	Nafta Pesada IBP	0
3	40PC005.OP	Presión del plato 30de la columna A- 3 OP	0
4	40TC406.PV	Temperatura del plato 32 de la columna A- 3	0
5	40FC017.OP	Reflujo de tope de la columna A- 3 OP	0
6	40FX017.PV	Relación de reflujo / alimentación de la columna A- 3	0
7	40FC406.OP	Relujo del sistema de recalentamiento del fondo A- 3 OP	0
8	40PC006.OP	Presión de Tope de la columna A-4 OP	0
9	40TC407.PV	Temperatura del plato 24 de la columna A- 4	0
10	40FC019.OP	Reflujo de tope de la columna A- 4 OP	0
11	40FX019.PV	Relación de reflujo / alimentación de la columna A- 4	0
12	40FC018.PV	Flujo de LGN del tope de la columna A-3	-42,38
13	40F004.PV	Flujo de Nafta Liviana de la columna A- 4	-41,38
14	40F029.PV	Flujo de Nafta Pesada de la columna A-4	-38

Tabla N° 12. Valores configurados de CVs en el parámetro *control*. (Elaboración Propia)

N° CV	Identificación	Perf. Ratio	CLSD LOOP RESP INT	GIVE UP	
				LOW	HI
1	40AX004.PV	1	26	1	1
2	40AX427.PV	1	35	5	5
3	40PC005.OP	1	7	1	1
4	40TC406.PV	1	57	1	1
5	40FC017.OP	1	10	1	1
6	40FX017.PV	1	16	0,1	0,1
7	40FC406.OP	1	7	1	1
8	40PC006.OP	1	6	1	1
9	40TC407.PV	1	33	3	3

Tabla N° 12(Cont.) Valores configurados de CVs en el parámetro *control*. (Elaboración Propia)

10	40FC019.OP	1	5	1	1
11	40FX019.PV	1	16	0,1	0,1
12	40FC018.PV	1	20	807,5	807,5
13	40F004.PV	1	25	1401	1401
14	40F029.PV	1	24	1145	1145

Tabla N° 13. Valores configurados de CVs en el parámetro *process*. (Elaboración Propia)

N° CV	Identificación	Descripción	Rampa	
			Mín.	Máx.
1	40AX004.PV	Nafta Liviana RVP	1	1
2	40AX427.PV	Nafta Pesada IBP	1	1
3	40PC005.OP	Presión del plato 30de la columna A- 3 OP	1	1
4	40TC406.PV	Temperatura del plato 32 de la columna A- 3	1	1
5	40FC017.OP	Reflujo de tope de la columna A- 3 OP	1	1
6	40FX017.PV	Relación de reflujo / alimentación de la columna A- 3	1	1
7	40FC406.OP	Relujo del sistema de recalentamiento del fondo A- 3 OP	1	1
8	40PC006.OP	Presión de Tope de la columna A-4 OP	1	1
9	40TC407.PV	Temperatura del plato 24 de la columna A- 4	1	1
10	40FC019.OP	Reflujo de tope de la columna A- 4 OP	1	1
11	40FX019.PV	Relación de reflujo / alimentación de la columna A- 4	1	1
12	40FC018.PV	Flujo de LGN del tope de la columna A-3	1	1
13	40F004.PV	Flujo de Nafta Liviana de la columna A- 4	1	1
14	40F029.PV	Flujo de Nafta Pesada de la columna A-4	1	1

APÉNDICE G

**COMISIONADO: COMPORTAMIENTO DE LAS VARIABLES
CONTROLADAS POR CAMBIOS DE SET POINT.**

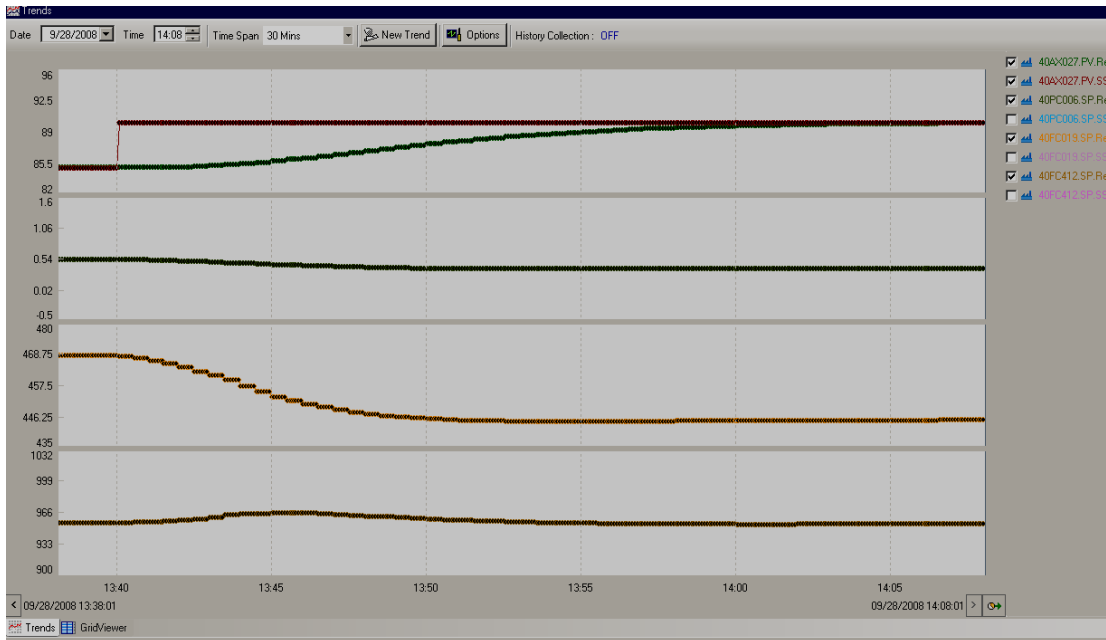


Figura 59. Trends de las variables manipuladas (PC006, FC019, F C412), con respecto a la variable controlada (AXC427) (Elaboración Propia)

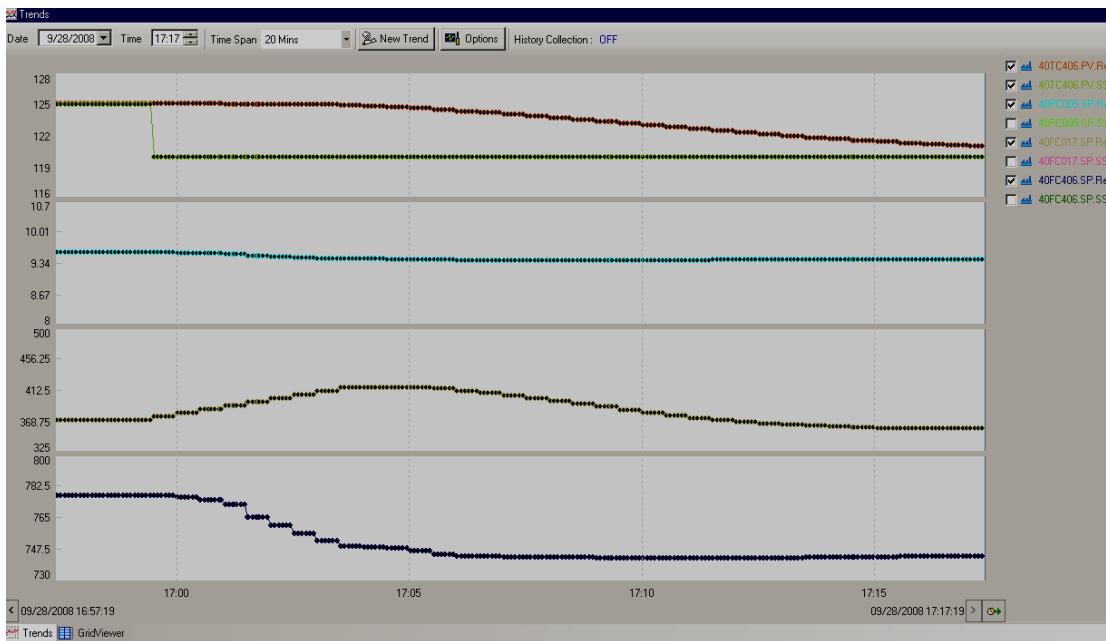


Figura 60. Trends de las variables manipuladas (PC005, FC017, F C406), con respecto a la variable controlada (TC406) (Elaboración Propia)

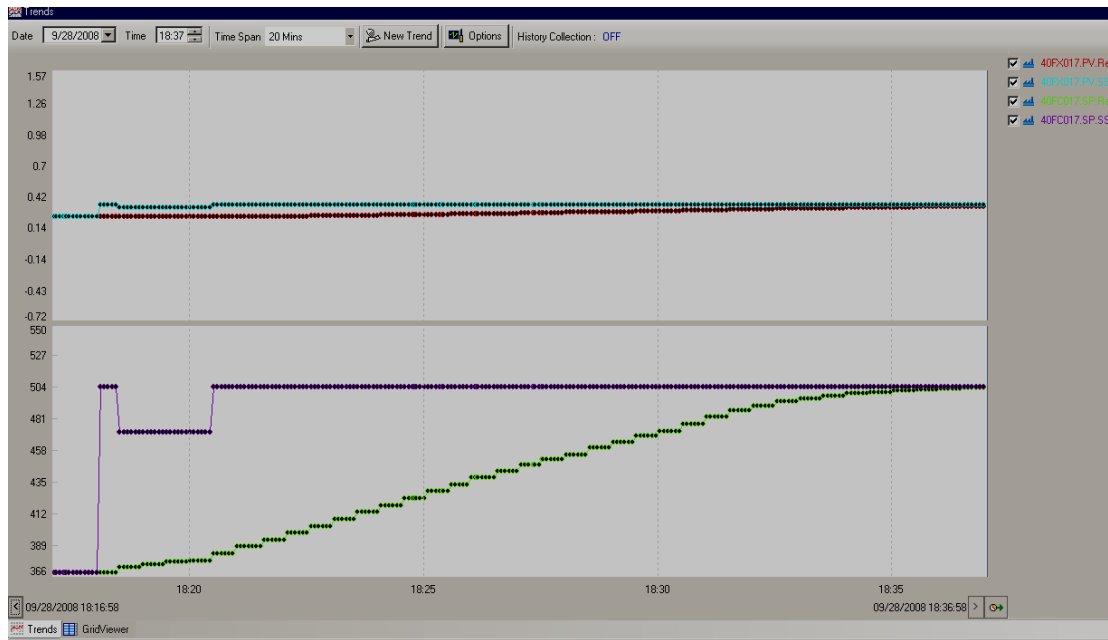


Figura 61. Trends de las variables manipuladas (FC017), con respecto a la variable controlada (FX017) (Elaboración Propia)

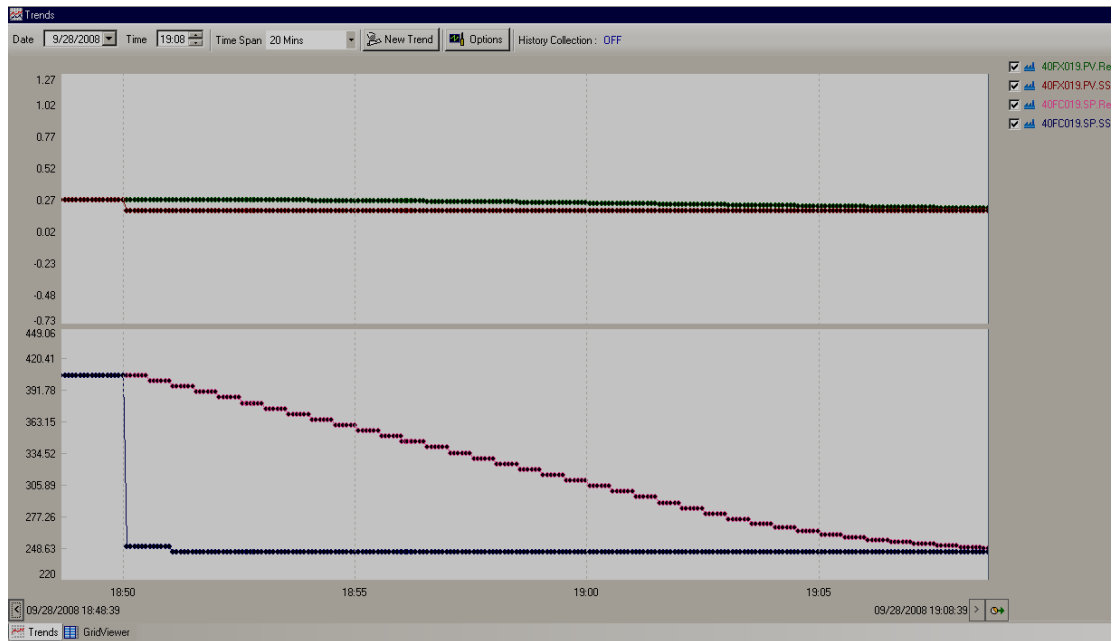
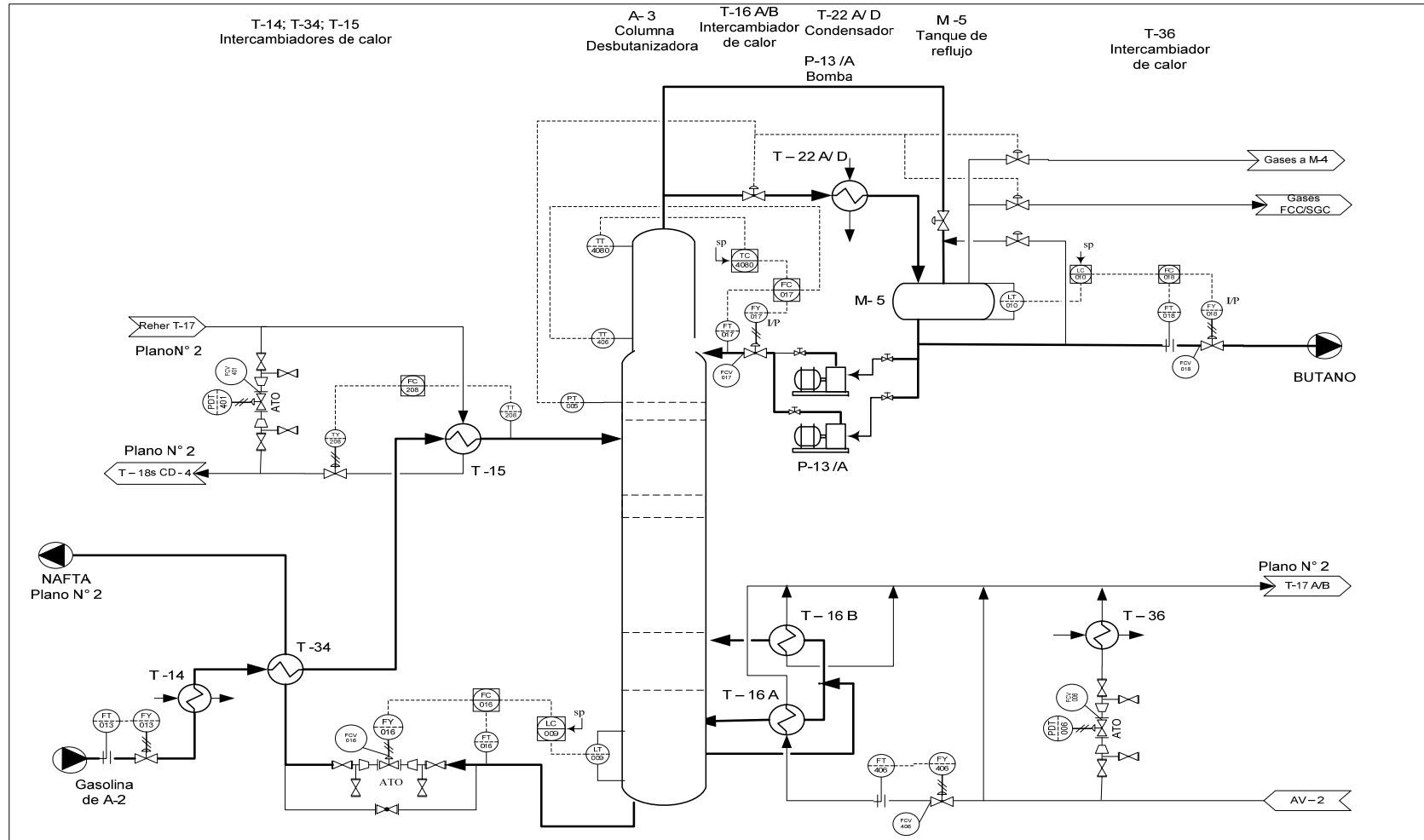


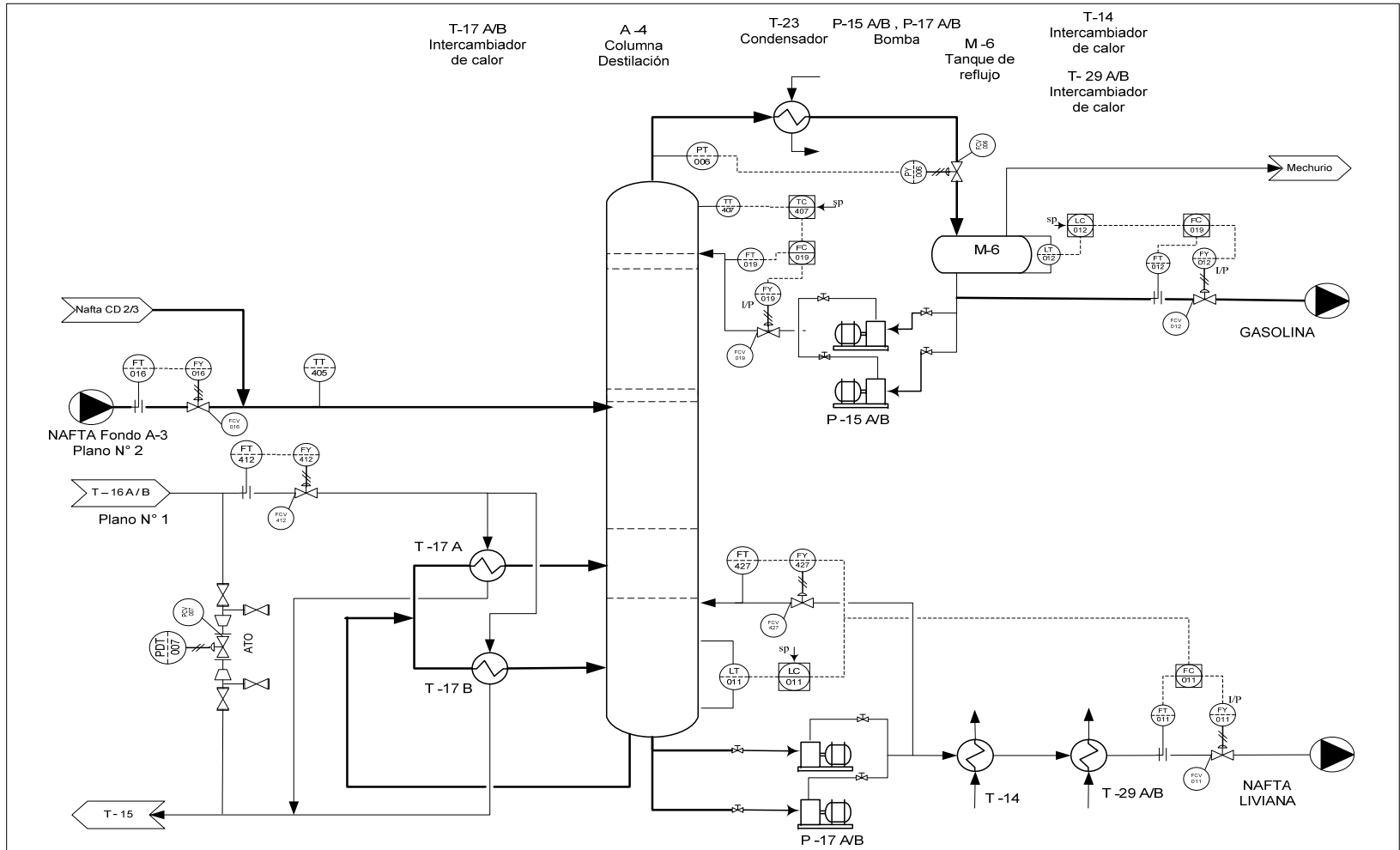
Figura 62. Trends de las variables manipuladas (PC006, FC019, FC412), con respecto a la variable controlada (FX019) (Elaboración Propia)

APÉNDICE H

DIAGRAMAS DE TUBERÍA E INSTRUMENTACIÓN DEL PROCESO DE DESTILACIÓN DE NAFTA (CD4N)



NOTAS:	FECHA: Oct 2008	DIBUJADO: Mireya Vargas	FECHA: Oct 2008	TÍTULO: DFP: Desbutanización A-3		
		REVISADO: Prof. Johnny Vásquez	FECHA: Oct 2008	ESCALA: S/E	PROYECTO N°:	
		APROBADO: Prof. Johnny Vásquez	FECHA: Oct 2008	PLANO N°: 1	DOCUMENTO N°:	REV.
						UNIVERSIDAD CENTRAL DE VENEZUELA FACULTAD DE INGENIERÍA ESCUELA DE INGENIERÍA QUÍMICA



NOTAS:	FECHA: Oct 2008	DIBUJADO: Mireya Vargas	FECHA: Oct 2008	TÍTULO: DTI: Separación de Gasolina			 UNIVERSIDAD CENTRAL DE VENEZUELA FACULTAD DE INGENIERIA ESCUELA DE INGENIERIA QUÍMICA
		REVISADO:	FECHA: Oct 2008	ESCALA: 1/5E	PROYECTO N°:	ARCHIVO N°:	
		APROBADO:	FECHA: Oct 2008	PLANO N°: 1	DOCUMENTO N°:	REV.:	