

TRABAJO ESPECIAL DE GRADO

**CONTROL DE UNA COLUMNA DESBUTANIZADORA SIMULADA EN
ASPEN HYSYS UTILIZANDO EL CONTROLADOR C-200 DE
HONEYWELL**

Presentado ante la Ilustre
Universidad Central de Venezuela
Por la Br. Hernández B, Anabel A,
Para optar al Título
de Ingeniero Químico

Caracas, 2015

TRABAJO ESPECIAL DE GRADO

**CONTROL DE UNA COLUMNA DESBUTANIZADORA SIMULADA EN
ASPEN HYSYS UTILIZANDO EL CONTROLADOR C-200 DE
HONEYWELL**

TUTORES ACADÉMICOS: Prof. Johnny Vásquez

Prof. Domingo Ramírez

Presentado ante la Ilustre
Universidad Central de Venezuela
Por la Br. Hernández B, Anabel A,
Para optar al Título
de Ingeniero Químico

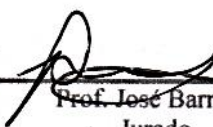

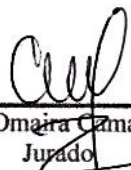
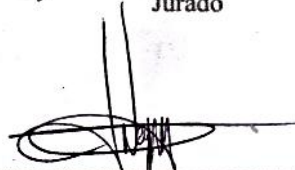
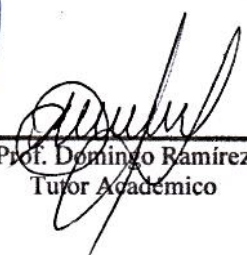
Caracas, 2015

Caracas, Junio de 2015

Los abajo firmantes, miembros del Jurado designado por el Consejo de Escuela de Ingeniería Química, para evaluar el Trabajo Especial de Grado presentado por la bachiller Anabel A. Hernandez B., titulado:

**“CONTROL DE UNA COLUMNA DESBUTANIZADORA
SIMULADA EN ASPEN HYSYS UTILIZANDO EL
CONTROLADOR C-200 DE HONEYWELL”**

Consideran que el mismo cumple con los requisitos exigidos por el plan de estudio conducente al título de Ingeniero Químico, y sin que esto signifique que se hacen solidarios con las ideas expuestas por el autor, lo declaran **APROBADO**

 Prof. José Barriola Jurado		 Prof. Omaira Camacaro Jurado
 Prof. Johnny Vásquez Tutor Académico		 Prof. Domingo Ramírez Tutor Académico

AGRADECIMIENTOS

Primeramente quiero agradecer a Dios por guiar mis pasos durante esta trayectoria, por escuchar cada oración, por ayudarme a sobrepasar todos los obstáculos. Gracias Señor por ser mi guía y mi fortaleza, por darme salud, por darme una familia genial y por colocar en mi camino a personas maravillosas que han sido guía esencial de mi vida y del crecimiento profesional.

A mis padres y a mi hermano por apoyarme incondicionalmente, por siempre estar allí en momentos difíciles, por cada aliento y palabra que sirvieron para reconfortarme y seguir adelante.

Gracias a Delgüis Bermúdez, por estar a mi lado en todos los momentos de mi vida, en las buenas y en las malas, por cada detalle que hizo sacarme una sonrisa de mi rostro, por hacerme feliz y ser el punto de apoyo en esos momentos más difíciles de mi vida. Por comprenderme, por escucharme y por aceptar mis decisiones.

Gracias a la casa que vence las sombras, mi U.C.V. por recibirme bajo sus techos y permitirme crecer como persona y como profesional de este país.

Gracias al profesor Johnny Vásquez por confiar en mí en la realización de este trabajo, por su dedicación, su guía, por sus buenos consejos y por ayudarme siempre que lo necesite.

Gracias al profesor Domingo Ramírez, por estar siempre presente, por tener el interés de ofrecer sus conocimientos y su colaboración a los estudiantes sin esperar recibir nada a cambio, por sus buenos consejos. De verdad mis más sinceros agradecimientos, admiración y respeto para usted.

Gracias al Ingeniero Ricardo Caballero, a quien admiro y respeto mucho como persona. Gracias por dedicarme su tiempo en apoyo a la realización de este trabajo, por su humildad y sencillez, por ofrecerme sus sabios consejos y conocimientos. Por ser simplemente una persona ejemplar y digna de admiración.

Gracias al Ingeniero José Barriola a quien respeto y aprecio mucho, por toda su ayuda prestada en el ejercicio de este trabajo.

Gracias a los Ingenieros Nelson Álvarez, Romer Moncada, Carlos Meléndez y Luis Hernandez, por prestarme su ayuda incondicional, por dar sin recibir nada a cambio. Por sus conocimientos aportados y por ser también mi guía en el desarrollo de este trabajo.

Gracias al profesor Humberto Kum, quien ha sido parte importante en mi crecimiento profesional, a quien admiro, respeto y aprecio mucho, por esa sencillez que lo caracteriza, por siempre estar allí y por el interés de siempre ofrecer sus conocimientos.

Gracias a los profesores de la escuela de Ingeniería química que han permitido ser la guía y el apoyo en el crecimiento profesional de los estudiantes.

Gracias a mi mejor amiga y hermana de toda la vida Gabriela Ochoa, por tantos momentos compartidos, risas, tristezas, felicidad, por su amistad incondicional, por cada aliento, cada palabra, por ser simplemente mi amiga y ser parte esencial de mi crecimiento personal.

A mis amigos, Kevin Herrera, Hilmar Guzmán, Karen Julio, Neyla Rondo, Luis Roca, Belén Vázquez, y a todos lo que estuvieron conmigo y fueron parte de este hermoso transitar. Gracias a Todos.

Gracias Dios padre por poner en mi camino a todas estas personas y por hacer que mi sueño se hiciera realidad.

Anabel Alejandra Hernández Briceño

Hernandez B, Anabel A.

**CONTROL DE UNA COLUMNA DESBUTANIZADORA SIMULADA EN
ASPEN HYSYS UTILIZANDO EL CONTROLADOR C-200 DE
HONEYWELL**

**Tutores Académicos: Prof. Johnny Vásquez y Prof. Domingo Ramírez. Tesis.
Caracas, U.C.V Facultad de Ingeniería. Escuela de Ingeniería
Química. 2015, 87 pp.**

Palabras Claves: Control de Procesos Químicos, Simulación de Procesos, Software LabView, Sistema Experion® PKS, Protocolos de Comunicación, Controlador C-200, Control Multivariable.

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, incorporando herramientas que permitan la comprensión de los principios básicos en el área de control y automatización, tales como prácticas de laboratorio, simulación de procesos e interacción con equipos de instrumentación. Actualmente, en la Escuela de Ingeniería Química no se realizan prácticas en el área de Control de Procesos, donde el estudiante se relacione con los elementos tecnológicos y de alguna forma con el quehacer de su profesión en esta área. El presente Trabajo Especial de Grado forma parte de la consolidación de un Laboratorio de Control de Procesos en la Escuela de Ingeniería Química, mediante el diseño de una práctica virtual que involucre los componentes de los lazos de control y además permita el estudio de procesos industriales. Para lograr los objetivos, se contempló la identificación y clasificación de las variables involucradas en el proceso de Desbutanización. Se realizaron los diagramas de bloques que relacionan las variables de entradas con respecto a las variables de salida. Posteriormente se efectuó la comunicación de la planta simulada en Aspen Hysys con el software LabView vía ActiveX. Luego se elaboraron los esquemas de control básico y de instrumentación en tiempo real para la comunicación del software LabView con el sistema Experion® PKS usando el protocolo Modbus TCP/IP. Además, se diseñaron estrategias avanzadas de control a partir de la construcción del control Multivariable (RMPCT) mediante la obtención de los modelos matemático o funciones de transferencia con el software Profit Stepper. El sistema de control fue configurado en la arquitectura establecida, usando el controlador C-200 mediante una comunicación Ethernet con el sistema Experion PKS. Finalmente, para el desarrollo de la práctica virtual, se elaboraron los despliegues del proceso y así, el estudiante podrá supervisar y monitorear el proceso simulado usando el programa HMIWeb.

ÍNDICE DE CONTENIDO

CAPITULO I.....	3
FUNDAMENTOS DE LA INVESTIGACIÓN.....	3
1.1. PLANTEAMIENTO DEL PROBLEMA	3
1.2. ANTECEDENTES.....	5
1.3. OBJETIVOS	7
1.3.1. Objetivo general	7
1.3.2. Objetivos específicos.	7
CAPITULO II.....	8
MARCO TEÓRICO.....	8
2.1. REFINERÍA.....	8
2.2. REFINACIÓN	8
2.3. DESTILACIÓN	8
2.4. DESCRIPCIÓN DEL PROCESO DE DESBUTANIZACIÓN.....	9
2.5. CONTROL DE PROCESOS.	10
2.5.1. Variables de un sistema de control.....	10
2.5.2. Componentes de un sistema de control.....	11
2.5.3. Modelo matemático de un sistema.....	11
2.5.4. Función de transferencia	11
2.5.5. Diagrama de bloques.....	12
2.5.6. Configuración de los sistemas de control.....	12
2.5.7. Tipos de controladores.	12
2.5.8. Métodos de ajuste.....	14
2.5.9. Estrategias de control.	16
2.5.9.1. Control Retroalimentado (FeedBack)	16
2.5.9.2. Control Anticipativo (FeedForward).....	16

ÍNDICE DE CONTENIDO (CONTINUACIÓN)

2.5.9.3. Control de Relación	17
2.5.9.4. Control Cascada	18
2.5.9.5. Control de Rango Dividido	18
2.5.9.6. Control Selectivo.....	18
2.5.9.7. Control Sobreposición.....	19
2.6. NORMAS SAMA	19
2.7. CONTROL MULTIVARIABLE.....	20
2.7.1. Control adaptativo.....	21
2.7.2. Control Robusto	21
2.7.3. Control experto.....	22
2.7.4. Control de Lógica Difusa.....	22
2.7.5. Control por Redes Neuronales.....	22
2.8. SISTEMA DE CONTROL DISTRIBUIDO (DCS)	23
2.9. SISTEMA SCADA.....	23
2.10. LENGUAJES DE PROGRAMACION	23
2.10.1. Matlab/Simulink.....	24
2.10.2. Visual Studio.....	24
2.10.3. ActiveX	25
2.10.4. LabView	25
2.11. PROGRAMAS Y SIMULADORES	26
2.11.1. Hysys.....	26
2.11.2. Programa Experion.....	26
2.11.2.1. Sistema Experion® PKS (Process Knowledge System).....	27
2.11.2.2. Experion® PKS Interfaz Humano-Máquina (HMIWeb).....	28
2.11.2.3. Profit Design Studio (PDS).....	28

ÍNDICE DE CONTENIDO (CONTINUACIÓN)

2.11.2.4. Profit PID (RPID)	28
2.11.2.5. Profit RMPCT (Robust Multivariable Predictive Control Technology)	29
2.11.2.6. Profit Stepper	29
2.12. CONTROLADOR C-200 DE HONEYWELL	29
2.13. PROTOCOLO	31
2.13.1. Protocolo Modbus TCP/IP	31
2.13.1.2 Estructura de un mensaje Modbus/TCP	32
2.13.1.3. Ventajas del protocolo Modbus/TCP	34
2.13.2. Protocolo OPC	34
CAPITULO III	36
MARCO METODOLÓGICO	36
CAPITULO IV	42
RESULTADOS Y ANÁLISIS	43
4.1. Clasificación de las variables involucradas en el proceso de Desbutanizacion.	43
4.2. Diagramas de bloque del proceso.	45
4.2.1. Presión de Tope	45
4.2.2. Temperatura de Tope	46
4.2.3. Temperatura de Fondo	47
4.2.4. Nivel en el acumulador de Tope	48
4.2.5. Nivel en el Reboiler	48
4.3. Comunicación de la planta simulada en Aspen Hysys y el software LabView.	48

ÍNDICE DE CONTENIDO (CONTINUACIÓN)

4.4. Esquemas de control básico y de instrumentación.....	51
4.5. Comunicación entre el software LabView y el programa Experion ® PKS de la empresa Honeywell.....	54
4.6. Ajuste de los lazos de control.	58
4.7. Estrategias de control diseñadas bajo las normas SAMA y configuradas en el DSC.....	60
4.8. Estrategias de control avanzado.	62
4.8.1. Modelos matemáticos.....	62
4.8.2. Configuración del controlador Multivariable.....	64
4.9. Análisis de beneficios del proceso con el optimizador del Profit Controller...	67
4.9.1. Pruebas de desempeño	68
4.10. Arquitectura del sistema de control.....	78
4.11. Interfaz Humano Maquina.	80
CAPITULO V	83
CONCLUSIONES	83
CAPITULO VI.....	84
RECOMENDACIONES	84
CAPITULO VII	85
REFERENCIAS	85
APÉNDICE A	88
Diagrama de Bloques	88
APÉNDICE B	90

ÍNDICE DE CONTENIDO (CONTINUACIÓN)

Codigo programado en LabView para la comunicacion con Aspen Hysys y el Sistema Experion [®] PKS.	90
APÉNDICE C	94
Esquemas de control basico y de instrumentacion.....	94
APÉNDICE D	101
Estrategias de control diseñadas bajo las normas SAMA y configuradas en el DSC	101
APÉNDICE E	105
Parametros configurados en el controlador Multivariable o Profit Contrioller. ...	105
APÉNDICE F.....	108
Pruebas de desempeño	108
APÉNDICE F1	109
Cambio en la temperatura de entrada en el plato cuatro (4)	109
APÉNDICE F2.....	112
Cambio en el flujo de entrada en el plato cuatro (4).....	112
APÉNDICE F3.....	115
Cambio en temperatura de entrada en el plato ocho (8)	115
APÉNDICE F4.....	118
Cambio en el flujo de entrada en el plato ocho (8)	118

ÍNDICE DE FIGURAS

Figura N°1. Columna Desbutanizadora.....	10
Figura N°2. Símbolos publicados por las normas SAMA.....	20
Figura N°3. Arquitectura del sistema Experion® PKS	27
Figura N°4. Esquema del chasis del controlador de Procesos C-200	31
Figura N°5. Estructura de un mensaje Modbus TCP.	34
Figura N°6. Diagrama de Bloque para el control de presión de tope (58PCV416) ...	46
Figura N°7. Diagrama de Bloque para el control de presión de tope (58PCV417)	46
Figura N°8. Diagrama de bloque del control de temperatura en el tope (58TIC406) .	47
Figura N°9. Bloque para definir la referencia de controles ActiveX.	49
Figura N°10. Diagrama de flujo para la lectura de las corrientes simuladas en Aspen Hysys.	50
Figura N°11. Configuración del lazo de control de presión (58PCV417)	52
Figura N°12. Configuración del lazo de control de presión (58PCV416)	52
Figura N°13. Configuración del lazo de control de temperatura de fondo (58TIC405)	53
Figura N°14. Configuración del lazo de control de flujo de calor en el fondo (58FIC4505).....	54
Figura N°15. Diagrama de comunicación entre Aspen Hysys, Labview, Experion® PKS y el controlador C-200.	56
Figura N°16. Diagrama detallado de la comunicación vía OPC Integrator	58
Figura N°17. Diagrama de control de Presión de tope (58PCV416) bajo las normas SAMA.	61
Figura N°18. Diagrama de control de temperatura de tope (58TIC406) bajo las normas SAMA.	61
Figura N°19. Selección de funciones de transferencias identificadas con el Profit Stepper a partir de la simulación en Hysys.	63
Figura N°20. Rango de operación de las CV's	64

ÍNDICE DE FIGURAS (CONTINUACIÓN)

Figura N°21. Ajustes de las CV's para el parámetros de optimización.	65
Figura N°22. Ajuste de las CV's para el parámetro control.....	66
Figura N°23. Carga máxima de Butano tope empleando el Optimizador del Profit Controller.	68
Figura N°24. Arquitectura del sistema de control	79
Figura N°25. Despliegue del proceso asociado al tope de la columna.....	82
Figura N°26. Despliegue del proceso asociado al fondo de la columna.	82
Figura N°27. Diagrama de bloque del control de temperatura en el fondo (58TIC405).....	89
Figura N°28. Diagrama de bloque del control de nivel en el tope (58LCA409).....	89
Figura N°29. Diagrama de bloque del control de nivel en el fondo (58LCA408).....	89
Figura N°30. Comunicación de LabView y Aspen Hysys vía ActiveX	91
Figura N°31. Lectura de apertura de las válvulas.....	91
Figura N°32. Lectura de las variables de procesos provenientes de Aspen Hysys.	92
Figura N°33. Lectura de los códigos de función Modbus TCP/IP tipo Holding Register.	92
Figura N°34. Lectura de los códigos de función Modbus TCP/IP tipo Input Register.	93
Figura N°35. Configuración del lazo de control de temperatura de fondo (58TIC406)	95
Figura N°36. Configuración del lazo de control de flujo de temperatura de tope (58FIC414).....	95
Figura N° 37. Configuración del lazo de control de nivel en el fondo (58LCA408)..	96
Figura N°38. Configuración del lazo de control de nivel en el tope (58LCA409).	96
Figura N°39. Configuración del lazo de control de flujo de nivel en el tope (58FIC416).	97
Figura N°40. Configuración del lazo de control de flujo de entrada en el plato cuatro (4) (58FI412).....	97

ÍNDICE DE FIGURAS (CONTINUACIÓN)

Figura N°41. Configuración del lazo de control de flujo de entrada en el plato ocho (8) (58FI413).	98
Figura N°42. Configuración del lazo de control de temperatura de entrada en el plato cuatro (4) (58TI422).....	98
Figura N°43. Configuración del lazo de control de temperatura en el plato ocho (8) (58TI423).	99
Figura N°44. Configuración del lazo de control de n-Butano tope (58AC02).....	99
Figura N°45. Configuración del lazo de control n-Butano fondo (58AC_C02).	100
Figura N°46. Diagrama de control de nivel de tope (58LCA409) bajo las normas SAMA.	102
Figura N°47. Diagrama de control de presión de tope (58PCV416) bajo las normas SAMA.	102
Figura N°48. Diagrama de control de nivel de fondo (58LCA408) bajo las normas SAMA.	103
Figura N°49. Diagrama de control de temperatura de fondo (58TIC405) bajo las normas SAMA.	104
Figura N°50. Rango de operación de las MV's.....	106
Figura N°51. Ajuste de las MV's para el parámetro control.	106
Figura N°52. Ajuste de las MV's para el parámetro Proceso.	106
Figura N°53. Ajuste de las CV's para el parámetro Proceso.	107

ÍNDICE DE TABLAS

Tabla N°1. Fórmulas de ajuste para el método de Ziegler-Nichols de razón de asentamiento $\frac{1}{4}$	14
Tabla N°2. Fórmulas de ajuste con el método de Ziegler- Nichols para el modelo de POMTM a lazo abierto.....	15
Tabla N°3. Códigos de funciones Modbus TCP/IP de Experion PKS	33
Tabla N°4. Clasificación de las variables manipuladas del proceso de Desbutanización	43
Tabla N°5. Clasificación de las variables controladas del proceso de Desbutanización	44
Tabla N°6. Clasificación de las variables de perturbación en el proceso de Desbutanización	44
Tabla N°7. Relación entre las variables manipuladas y Ccontroladas.	45
Tabla N°8. Variables de tipo Holding Register.....	56
Tabla N°9. Variables de tipo Input Register	56
Tabla N°10. Parámetros de ajuste del controlador correspondiente a la temperatura de tope.....	60

ÍNDICE DE GRÁFICOS

Gráfico N°1. Curva de ajuste para el lazo de temperatura de fondo	59
Gráfico N°2. Respuesta de la temperatura de tope ante un cambio en la temperatura de entrada en el plato cuatro (4).....	69
Gráfico N°3. Respuesta de la temperatura de fondo ante un cambio en la temperatura de entrada en el plato cuatro (4).....	70
Gráfico N°4. Acción de las MV's ante un cambio en la temperatura de entrada en el plato cuatro (4).....	70
Gráfico N°5. Respuesta de la composición de n-Butano de tope y fondo ante un cambio en la temperatura de entrada en el plato cuatro (4).....	71
Gráfico N°6. Respuesta de la temperatura de tope ante un cambio en el flujo de entrada en el plato cuatro (4).....	71
Gráfico N°7. Respuesta de la temperatura de fondo ante un cambio en el flujo de entrada en el plato cuatro (4).....	72
Gráfico N°8. Acción de las MV's ante un cambio en el flujo de entrada en el plato cuatro (4).....	72
Gráfico N°9. Respuesta de la composición de n-Butano de tope y fondo ante un cambio en el flujo de entrada en el plato cuatro (4).....	73
Gráfico N°10. Respuesta de la temperatura de tope ante un cambio en la temperatura de entrada en el plato ocho (8).....	74
Gráfico N°11. Respuesta de la temperatura de fondo ante un cambio en la temperatura de entrada en el plato (8).....	74
Gráfico N°12. Acción de las MV's ante un cambio en la temperatura de entrada en el plato ocho (8).....	75
Gráfico N°13. Respuesta de la composición de n-Butano de tope y fondo ante un cambio en la temperatura de entrada en el plato ocho (8).....	75
Gráfico N°14. Respuesta de la temperatura de tope ante un cambio en el flujo de entrada en el plato ocho (8).....	76

ÍNDICE DE GRÁFICOS (CONTINUACIÓN)

Gráfico N°15. Respuesta de la temperatura de fondo ante un cambio en el flujo de entrada en el plato ocho (8).....	77
Gráfico N° 16. Acción de las MV's ante un cambio en el flujo de entrada en el plato ocho (8).	77
Gráfico N°17. Respuesta de la composición de n-Butano de tope y fondo ante un cambio en el flujo de entrada en el plato ocho (8).	78
Gráfico N°18. Respuesta de la presión de tope ante un cambio en la temperatura de entrada en el plato cuatro (4).....	110
Gráfico N°19. Respuesta del flujo de n-Butano tope ante un cambio en la temperatura de entrada en el plato cuatro (4).....	110
Gráfico N°20. Respuesta del nivel de tope y fondo ante un cambio en la temperatura de entrada en el plato cuatro (4).	111
Gráfico N°21. Respuesta de la presión de tope ante un cambio en el flujo de en el plato cuatro (4).....	113
Gráfico N°22. Respuesta del nivel de tope y fondo ante un cambio en el flujo de entrada en el plato cuatro (4).	113
Gráfico N°23. Respuesta del flujo de n-Butano tope ante un cambio en el flujo de entrada en el plato cuatro (4).....	114
Gráfico N°24. Respuesta de la presión de tope ante un cambio en la temperatura de entrada en el plato ocho (8).....	116
Gráfico N°25. Respuesta del nivel de tope y fondo ante un cambio en la temperatura de entrada en el plato ocho (8).	116
Gráfico N°26. Respuesta del flujo de n-butano tope ante un cambio en la temperatura de entrada en el plato ocho (8).	117
Gráfico N°27. Respuesta de la presión de tope ante un cambio en el flujo de entrada en el plato ocho (8)	119
Gráfico N°28. Respuesta del nivel de tope y fondo ante un cambio en el flujo de entrada en el plato ocho (8).....	119

ÍNDICE DE GRÁFICOS (CONTINUACIÓN)

Gráfico N°29. Respuesta del flujo de n-Butano tope ante un cambio en el flujo de entrada en el plato ocho (8).....	120
--	-----

LISTA DE SÍMBOLOS Y SIGLAS

<i>Símbolos/Siglas</i>	<i>Significado</i>	<i>Unidades</i>
C_4^+	Corriente rica en Butanos	Dependen del sistema
C_5^+	Corriente rica en componentes pesados	Dependen del sistema
K_c	Ganancia del proceso	Depende de la variable
τ_i	Tiempo integral	Tiempo
τ_d	Tiempo derivativo	Tiempo
P	Controlador Proporcional	----
PI	Controlador Proporcional-Integral	----
PID	Controlador Proporcional-Integral-Derivativo	----
MIMO	Multiple Input Multiple Output	----
SIMO	Single Input Single Output	----
k_{cu}	Ganancia última del controlador	Depende de la variable
T_u	Periodo último del controlador	Depende de la variable
k	Ganancia	Depende de la variable
τ	Constante de tiempo	Tiempo
D	Tiempo muerto	Tiempo
SAMA	Scientific Apparatus Manufacturers Association	----
RMPCT	Robust Multivariable Predictive Control Technology	----
OPC	Open Process Control	----
SP	Set Point	----
PV	Process Value	----
OP	Operating Value	----
MV's	Variables Manipuladas	----
CV's	Variables Controladas	----

INTRODUCCIÓN

El control automático de procesos es una de las disciplinas que ha evolucionado rápidamente con el paso de los años, convirtiéndose en una de las ramas de la ingeniería más importantes para el avance de la tecnología y de los procesos industriales. Su estudio y aplicación ha contribuido al reconocimiento universal de sus ventajas y beneficios asociados al ámbito industrial, debido a la necesidad de controlar un gran número de variables, mejorar la productividad, reducir el trabajo de muchas operaciones manuales repetitivas, optimizar procesos, reducir los costos de operaciones, entre otros. Esta situación, plantea la necesidad de contar con profesionales de la ingeniería altamente especializados desde una perspectiva multidisciplinaria, con capacidad de innovar, diseñar, analizar y optimizar estrategias de control automático. Para lograr esto, el ingeniero debe contar con herramientas que le permitan adquirir y poner en práctica sus conocimientos, mediante la experimentación con simuladores donde puedan realizar balances de masa y energía, determinar el comportamiento del sistema, evaluar y modificar condiciones de proceso sin necesidad de hacerlo desde una planta.

Es por ello, que la cátedra de Control de Procesos de la Escuela de Ingeniería Química, se plantea como objetivo implementar un laboratorio virtual para la realización de prácticas, haciendo uso del controlador industrial C-200 y el software Experion® PKS, ambos de la empresa Honeywell. Sin embargo, debido a que no se dispone de procesos industriales para conectar dicho controlador, se propone el uso de simulaciones, empleando Aspen Hysys; con el propósito de representar la planta industrial que se desea controlar.

Por lo expuesto anteriormente, este Trabajo Especial de Grado tiene como finalidad realizar el control de un proceso simulado en Aspen Hysys mediante la conexión con el software LabView como medio de intercambio de datos y el software Experion® PKS utilizando un protocolo de comunicación, con el propósito de que el estudiante puede efectuar pruebas en el proceso, tomar decisiones al enfrentarse a problemas reales en el área de control y simulaciones de procesos, estudiar su comportamiento y

proponer mejoras en el mismo, haciendo uso de programas y equipos que actualmente son utilizados en la industria química.

Para llevar a cabo este proyecto, fue necesario realizar un estudio exhaustivo del proceso donde se clasificaron las variables según su naturaleza (manipulada, controladas y de perturbación), así como efectuar una serie de actividades para lograr el cumplimiento de los objetivos planteados en este Trabajo Especial de Grado. Entre las actividades realizadas se pueden mencionar:

- Comunicación de la planta simulada en Aspen Hysys con el software LabView vía ActiveX.
- Construcción de los esquemas básicos de control haciendo uso del software Experion[®] PKS de Honeywell.
- Comunicación de LabView y el sistema Experion[®] PKS a través de Modbus TCP/IP
- Ajuste de los lazos de control mediante el programa Profit RPID.
- Obtención de los modelos matemáticos en el Profit Stepper a través de cambios en escalón.
- Implementación del control Multivariable (RMPCT) en el programa Profit Controller
- Implementación de un optimizador en el sistema.
- Elaboración de los despliegues que representan el detalle del proceso a nivel de control para poder monitorearlo y supervisarlo.

Todos los procedimientos llevados a cabo coinciden perfectamente con los que realizan los ingenieros de control de una planta industrial, por lo que a través de esta comunicación se logró el control de las variables involucradas en el proceso.

CAPITULO I

FUNDAMENTOS DE LA INVESTIGACIÓN

1.1. PLANTEAMIENTO DEL PROBLEMA

El ingeniero químico además de diseñar, operar y monitorear los procesos de transformación de productos químicos, debe ser capaz de mantenerlos bajo una serie de condiciones establecidas, con la finalidad de maximizar la eficiencia, optimizar y mejorar la producción. El Control de Procesos es un área de las más importantes para los procesos industriales, por tal motivo, la incorporación de herramientas que permitan la comprensión de los principios básicos en el área de control y automatización, tales como prácticas de laboratorio, simulación de procesos e interacción con equipos de instrumentación, son de vital importancia para la formación y desempeño de todo ingeniero.

Actualmente, en la escuela de ingeniería química no se realizan prácticas en el área de Control de Procesos, donde el estudiante pueda interactuar con un controlador y la instrumentación asociada. Sin embargo, se dispone de un controlador marca Honeywell modelo C-200, empleado a nivel industrial para el control de procesos y el cual puede ser parte de la formación académica de los estudiantes en esta área. Para ello, es necesario disponer de procesos industriales donde se pueda conectar y utilizar dicho controlador; en virtud de que no se cuenta con esa posibilidad, se plantea utilizar simulaciones en Aspen Hysys, las cuales representarían el proceso a ser controlado.

Por tal motivo, la cátedra de Control de Procesos de la Escuela de Ingeniería Química con el apoyo de la empresa Honeywell de Venezuela, especializada en automatización y control, tiene como proyecto la construcción de un laboratorio virtual, que permita al estudiante complementar los conocimientos adquiridos dentro de la asignatura, logrando una visión más intuitiva de aquellos fenómenos que ocurren dentro de los procesos industriales, además de interactuar con los distintos componentes que conforman los lazos de control, en conjunto con las simulaciones de procesos. De acuerdo a esto, el estudiante podrá tomar decisiones y aportar soluciones a los

problemas que ocurren a nivel industrial. Gracias a esta iniciativa, el presente Trabajo Especial de Grado, tiene como finalidad realizar el control de un proceso simulado en Aspen Hysys, mediante la conexión con un protocolo de comunicación con el software Experion y el controlador C-200, ambos de la empresa Honeywell, empleando el programa LabView como medio de intercambio de datos; esto con el propósito de que el estudiante pueda identificar las variables controladas, manipuladas, perturbaciones, sintonizar lazos de control y evaluar el comportamiento de todas las variables involucradas en el proceso.

Con el resultado de este proyecto se pretende promover el desarrollo de un laboratorio de Control de Procesos multidisciplinario, en el cual puedan participar estudiantes y docentes de la Escuela de Ingeniería Química, Mecánica y Eléctrica, para llevar a cabo todo tipo de actividades que conlleven a adquirir conocimientos acerca de cómo se obtienen y analizan los datos de un proceso real, cómo se manejan y controlan las variables de un proceso, así como comprender el manejo de algunos software y equipos utilizados a nivel industrial.

1.2. ANTECEDENTES

A continuación se mencionan algunos de los trabajos más relevantes que han permitido sustentar las bases teóricas del presente Trabajo Especial de Grado.

León, P. (2008). “Simulación del proceso y lazos de control de una unidad de destilación atmosférica y el tren de precalentamiento asociado con la finalidad de realizar prácticas virtuales”.

Este Trabajo Especial de Grado (TEG) tuvo como objetivo fundamental la simulación de una unidad de destilación atmosférica y el tren de precalentamiento asociado utilizando el simulador Hysys, así como la implementación de los distintos lazos de control con el programa Experion PKS (Process Knowledge System) de Honeywell. En él, se identificaron y clasificaron las variables involucradas en el proceso y se elaboraron los distintos diagramas de bloques o esquemas de control para ser simulados en el proceso. Asimismo se realizaron estrategias de control avanzadas, mediante la comunicación vía OPC realizada por primera vez en Venezuela entre el sistema PKS Experion® y el programa Profit Suite para la construcción de un control Multivariable (RMPCT), con la finalidad de observar las causas- efectos de los cambios en las variables, así como visualizar, interactuar y monitorear las variables mediante la creación de una interfaz Humano-Maquina empleando el programa HMIWeb de Honeywell.

Gómez, M y Rebolledo, J. (2012). “Simulación de un algoritmo de control de los fenómenos de Surge y Stonewall en un compresor centrífugo, utilizando los software Matlab® e Hysys®”

Este Trabajo Especial de Grado, consistió en desarrollar un algoritmo de control de Capacidad y Prevención Antisurge/Antistonewall en la plataforma Matlab, para un compresor centrífugo de la planta METOR simulado en Aspen Hysys. Asimismo se desarrolló la comunicación de Hysys-Matlab mediante los protocolos OLE y TCP/IP a través de internet usando Visual Studio como medio de intercambio de datos. Además,

se implementaron estrategias de control en el proceso para lograr llevar al compresor a su zona de operación normal, que asegurara estabilidad y eficiencia.

Ordoñez, O; Guzmán, S; Hernández, R y Cardona, M. (2011) “Desarrollo de un Sistema de Monitoreo en Tiempo Real para Subestaciones Eléctricas Utilizando LabView” Convención internacional organizada por el Instituto de Ingenieros Electricistas y Electrónicos, miembros IEEE, sección El Salvador.

Este proyecto de investigación consistió en el desarrollo de un sistema de monitoreo bajo la arquitectura SCADA (Sistemas de Supervisión, Control y Adquisición de Datos) puesto en marcha en la subestación eléctrica de la Universidad de Sonsonate (USO), utilizando LabView para monitorear en tiempo real los parámetros eléctricos como tensiones de línea y de fase, corrientes de fase, potencias, factor de potencia, distorsión armónica de voltaje y corriente, empleando un medidor de energía para llevar historiales de demandas alcanzadas. Además, se realizó una interfaz humano-Maquina con el software LabView que permite almacenar valores de todos los parámetros para su posterior análisis o generación de informes. La adquisición de datos se realizó mediante la comunicación con el protocolo Modbus bajo una señal RS232 (puerto serial) para visualizar la recepción de datos después que LabView haya recibido la información del medidor de energía. Los resultados obtenidos fueron validados mediante instrumentos de medición y se compararon con los valores que registraba el sistema en el momento de la medición, obteniéndose una mínima diferencia de error de 1 %. Una de las contribuciones más importantes que encontraron del proyecto fue la capacidad y alto rendimiento que tiene LabView para el intercambio de información vía red, así como la facilidad para crear interfaz Humano-Maquina y gestionar datos en tiempo real e histórico.

1.3. OBJETIVOS

1.3.1. Objetivo general

Implementar un protocolo de comunicación entre Aspen Hysys y el controlador C-200 de Honeywell para el control de una columna Desbutanizadora.

1.3.2. Objetivos específicos.

- Seleccionar una simulación de la librería de Aspen Hysys.
- Elaborar los Diagramas de Bloque del proceso.
- Efectuar la comunicación de la columna simulada en Aspen Hysys con el software LabView por medio de la aplicación ActiveX para la adquisición de todas las señales de control de la planta.
- Establecer los esquemas de control básico y de instrumentación mediante la simulación con el software Control Builder del paquete Experion® PKS de Honeywell.
- Establecer la comunicación entre el software LabView y el programa Experion de la empresa Honeywell.
- Realizar la sintonía de los lazos de control.
- Diseñar las estrategias de control y/o adecuación de las mismas bajo las normas SAMA (Scientific Apparatus Makers Association) a ser configuradas en el Sistema de Control Distribuido (DCS).
- Implementar estrategias de control avanzado para el proceso utilizando la tecnología Profit Controller.
- Realizar un análisis de beneficios del proceso con la optimización de Profit Controller
- Configurar la arquitectura del sistema de control.
- Crear una interfaz humano-maquina con el fin de desarrollar prácticas virtuales con el software HMIWeb de Experion de la empresa Honeywell.

CAPITULO II

MARCO TEÓRICO

En este capítulo se presentan los conceptos básicos y enfoques teóricos relacionados con el presente Trabajo Especial de Grado que permitirán la comprensión del mismo.

2.1. REFINERÍA

Una refinería es una plataforma industrial destinada a la separación, transformación y conversión del petróleo en diversos productos de alto valor agregado que satisfacen las necesidades de la sociedad, tales como: gasolina, kerosene, aceites, grasas, gases, gasóleo y otros productos de gran utilidad.

2.2. REFINACIÓN

Se conoce como refinación al conjunto de procesos que permiten transformar el petróleo crudo o sus fracciones en una serie de productos acabados, con un alto valor agregado. Esta transformación se logra mediante un conjunto de procesos, la cual comienza con la destilación o fraccionamiento del crudo donde se aprovechan las propiedades físico-químicas de la materia prima para separarlas en diferentes fracciones sin producir cambios en la estructura química original del compuesto, así mismo estos productos de destilación se convierten a su vez en productos más útiles cambiando su estructura física y molecular mediante craqueo, reforma y conversión, para luego someterlos a diversos procesos de tratamiento, separación y obtener productos terminados.

2.3. DESTILACIÓN

El proceso de separación más utilizado en la industria química es la destilación. Esta operación unitaria también es conocida como fraccionamiento o destilación fraccionada. Es una operación unitaria que consiste en separar dos o más componentes de una mezcla líquida de hidrocarburos en función de su temperatura de ebullición, aprovechando las diferencias de volatilidades del mismo.

Mediante la destilación atmosférica se obtiene progresivamente fracciones de compuestos de características y temperaturas de ebullición semejantes. Entre ellos se tiene, compuestos incondensables como metano y etano, Gases licuados de petróleo (GLP) como propano y butano, Nafta Liviana, Nafta pesada, Kerosén, Gasóleos y residuos atmosféricos.

2.4. DESCRIPCIÓN DEL PROCESO DE DESBUTANIZACIÓN

Las refinerías de petróleo utilizan la destilación para una gran variedad de procesos, donde una de sus principales aplicaciones es la separación de la mezcla de Butanos (normal e isobutanos) para su uso comercial. La columna de destilación que realiza esta operación se llama “Columna Desbutanizadora” cuya función principal consiste en proporcionar una eficiente separación entre los butanos (normal e isobutanos) de los componentes más pesados (pentano, heptanos, etc.). En la Figura N° 1 se muestra una columna Desbutanizadora la cual está compuesta por 15 platos, un intercambiador y acumulador de Tope (E-100 y V-100) y un Reboiler en el fondo de la columna. La alimentación consiste principalmente por una mezcla, propano, isobutano, n-butano, i-buteno, isopentano, n-pentano, n-hexano y demás pesada a la que ingresan en las etapas 4 y 8 de la columna.

El proceso consiste básicamente en enfriar los vapores de tope de la columna para ser almacenado en el acumulador de Tope (V-100), donde parte del líquido es devuelto a la sección superior de la torre como reflujo y por el fondo del acumulador se obtiene una corriente rica en Butanos. La presión es controlada mediante dos válvulas de presión, una válvula de bypass (VLV-101) que desvía parte del vapor caliente directamente hacia acumulador de tope (V-100) y otra válvula (VLV-102) que permite enviar los vapores hacia el intercambiador de Tope (E-100) para ser condensados. El líquido de fondo de la columna es calentada en el Reboiler de fondo donde se obtienen una corriente de vapor (Boilup) que es recirculada de nuevo a la columna y otra corriente rica en componentes pesados C_5^+ .

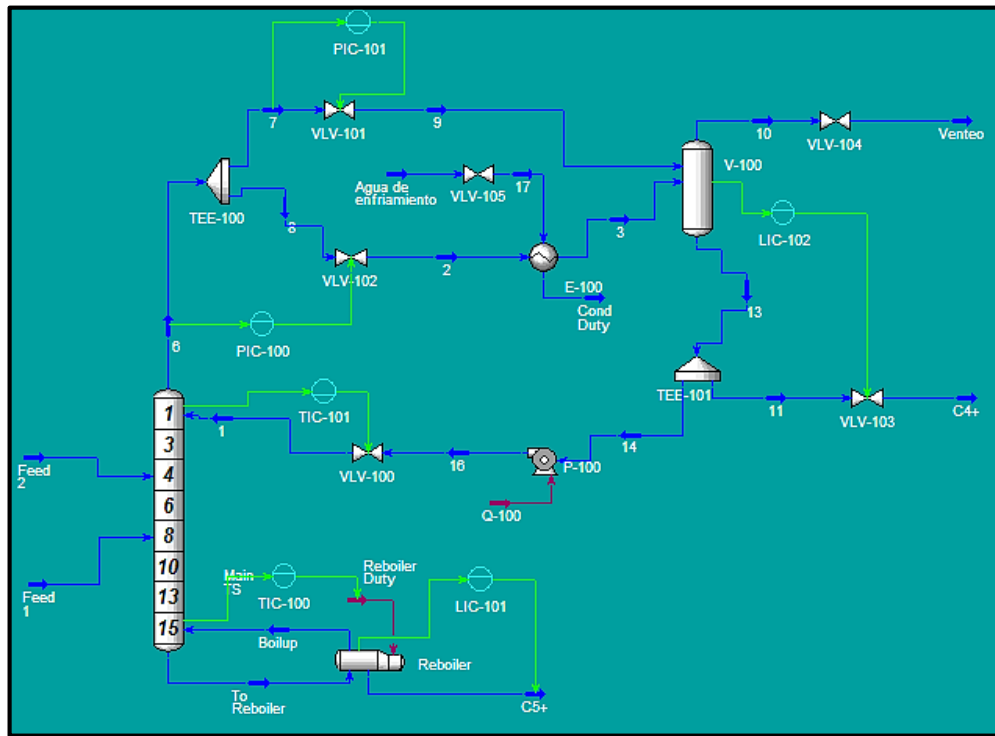


Figura N°1. Columna Desbutanizadora.

2.5. CONTROL DE PROCESOS.

En todos los procesos existen cientos de variables que se deben mantener en algún valor determinado, para lograrlo es necesario un control automático, el cual consiste en mantener una variable dentro de ciertos rangos, de tal manera que se puedan alcanzar especificaciones deseadas. Las ventajas de un control Automático son principalmente económicas ya que permite: mejorar la calidad de los productos, disminuir tiempos de operación, reducir la dependencia de operarios para manejar procesos, reducir costos de operación entre otros. (François, s.f)

2.5.1. Variables de un sistema de control

En los procesos existen diferentes variables que se deben tomar en cuenta a la hora de diseñar lazos de control. Estas variables se pueden clasificar en variables de entrada y variables de salida. Entre las variables de entradas se tienen: (a) variables manipuladas que se pueden definir como las responsables de mantener a la variable controlada en el valor óptimo a través de la dinámica de la planta; (b) Las perturbaciones que ocasionan

una desviación en el valor de la variable controlada y c) Las variables controladas la cual corresponden a las variables de salidas que son aquellas que se desean mantener en un valor deseado. (León, 2008)

2.5.2. Componentes de un sistema de control.

Un proceso es (automáticamente) controlado cuando existen componentes básicos del lazo de control que permiten recibir valores deseados o Set Points, de manera tal que las variables controladas evolucionen automáticamente hacia esos valores especificados, aún en presencia de perturbaciones externas. En ellos tenemos: a) Sensor la cual son los dispositivos encargados de realizar la medición de las variables en un proceso. b) El Transmisor la cual son los encargados de convertir la magnitud física medida por el sensor en una señal eléctrica, neumática o digital hasta el controlador. c) El controlador que tiene como función tomar la decisión en el sistema de control y para hacerlo el controlador compara la señal del proceso que llega desde el transmisor con el valor del punto de control o Set Point y envía la señal apropiada al elemento final de control para mantener la variable controlada en el punto de control. Y por último d) Los elementos finales de control encargados de tomar las acciones correctivas en el sistema. Estos pueden ser: las válvulas, bombas, ventiladores, sin embargo las válvulas de control son los elementos finales que se emplean con mayor frecuencia. (Corripio & Smith, 1991)

2.5.3. Modelo matemático de un sistema

Para efectuar el análisis de un sistema, es necesario conocer el comportamiento de los elementos que conforman el mismo. Este comportamiento se puede expresar en forma de un modelo matemático, la cual consiste en un conjunto de ecuaciones matemáticas basadas en símbolos matemáticos y funciones que representan el comportamiento dinámico de un sistema. (François, s.f)

2.5.4. Función de transferencia

Se define como la relación entre la transformada de Laplace (L) de la salida (función respuesta) y la transformada de Laplace de la entrada (función excitación) bajo la

suposición de que todas las condiciones iniciales son cero. Permite expresar las relaciones de las variables de entrada y las variables de salida de un sistema, por medio de ecuaciones diferenciales lineales invariantes en el tiempo, sin embargo no brinda ninguna información acerca de la estructura física del sistema ya que pueden existir sistemas físicamente distintos pero con misma función de transferencia. (François, s.f)

2.5.5. Diagrama de bloques

Es una representación gráfica simplificada de un sistema físico que ilustra las relaciones funcionales entre los componentes del sistema. Este nos permite evaluar el comportamiento individual de las variables de entrada con respecto a las variables de salidas. Los diagramas de bloques constan de varios elementos como son, bloque, fechas, puntos de suma y punto de bifurcación. (François, s.f)

2.5.6. Configuración de los sistemas de control

En base a su funcionamiento existen dos configuraciones de sistemas de control: a lazo cerrado y a lazo abierto, la diferencia radica principalmente en la retroalimentación de la señal del sistema. En el sistema de control a lazo abierto, la salida o resultado del proceso no tiene ningún efecto sobre la acción de control, es decir, no se mide (no se retroalimenta) para comparar con lo que deseamos obtener y así verificar qué tanto nos estamos desviando de ello, mientras que el sistema de control a lazo cerrado la señal de salida tiene efecto directo sobre la acción de control, es decir se introduce de nuevo en el sistema como una entrada más. En él, la variable de salida es medida por un dispositivo de medición o sensor, la cual es comparada con el valor de referencia (entrada) o Set Point, esta diferencia llamada “señal de error” es alimentada al controlador con el fin de reducir la desviación y llevar la salida del sistema a un valor deseado. (Pérez et al., 2008).

2.5.7. Tipos de controladores.

A continuación se describe 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: es el sistema de control más básico, donde el elemento final de control adopta solo dos posiciones fijas, encendido o apagado. En este tipo de control la variable manipulada tiene su valor más grande (100%) cuando el error es positivo, es decir, cuando la variable medida es menor que el punto de referencia o Set Point, en este caso el control se activa en (On), por otro lado, adopta su valor más pequeño (0%) cuando el error es negativo, es decir, cuando la variable medida es mayor que el punto de referencia o Set Point y el control se desactiva a (Off). (Corripio & Smith, 1991)

b) Acción proporcional (P): Es el más sencillo de los distintos tipos de control, donde la señal de accionamiento es proporcional a la señal de error del sistema. Poseen la ventaja de contar con un solo parámetro de ajuste, ganancia del controlador (K_c), pero tienen la desventaja de operar con una desviación o error en el estado estacionario conocido como offset. (Corripio & Smith, 1991)

c) Acción proporcional-integral (PI): la mayoría de los procesos no se pueden controlar con una desviación, es decir, se deben controlar en el punto de control, en estos casos se debe eliminar la desviación y esto se logra con un nuevo modo de control, que es la acción integral, con este el controlador cambiara su respuesta mientras exista una desviación en la variable controlada, y por lo tanto, estará integrando el error para eliminarlo hasta que desaparezca. Este tipo de controlador posee dos parámetros de ajuste, ganancia del controlador (K_c) y tiempo integral (τ_i) que se deben ajustar para obtener un control satisfactorio. (Corripio & Smith, 1991)

d) Acción proporcional-integral-derivativa (PID): tiene como propósito anticipar el valor futuro de la señal de error mediante su razón de cambio o derivada. La acción de control es la suma de tres términos, una acción proporcional que actúa directamente sobre el error, una acción integral que elimina errores en estado estacionario y una acción derivativa, que en general ayuda a mejorar la respuesta del sistema mediante la predicción del valor futuro del error. Posee tres parámetros de ajuste, ganancia del controlador (K_c), tiempo integral (τ_i) y tiempo derivativo (τ_d). (Corripio & Smith, 1991)

2.5.8. Métodos de ajuste.

El paso final para la implementación de un lazo de control consiste en ajustar los parámetros del controlador es decir: K_c , τ_I y τ_D , para obtener una respuesta satisfactoria del proceso. Generalmente existen varias consideraciones que se debe tomar en cuenta para evaluar la respuesta de un lazo de control frente a una perturbación como lo es el tiempo que tarde en alcanzar condiciones estacionarias o la variable manipulada no debería estar sometida a grandes cambios, ya que frecuentemente afecta a otras partes del proceso. A continuación se describen los métodos analizados para ajustar los parámetros de los controladores PID:

a) Método de Ziegler- Nichols de razón de asentamiento $\frac{1}{4}$ a lazo cerrado.

Este método tiene como objetivo ajustar el controlador para una curva con razón de asentamiento $\frac{1}{4}$, determinando las características dinámicas del proceso, ganancia última de un controlador proporcional, con la finalidad de que el lazo oscile indefinidamente a una amplitud constante (k_{cu}), al mismo tiempo que se registra y se mide el período de oscilación último (T_u), el cual representa el tiempo que existe entre una oscilación y otra correspondiente a la respuesta. Una vez que se determina la ganancia última y el periodo último, se utilizan las siguientes fórmulas para calcular los parámetros de ajuste del controlador con los cuales se producen respuestas de razón de asentamiento de $\frac{1}{4}$. (León, 2008)

Tabla N°1. Fórmulas de ajuste para el método de Ziegler-Nichols de razón de asentamiento $\frac{1}{4}$. (Corripio & Smith, 1991)

Tipo de Controlador	Parámetros de ajuste		
	Ganancia proporcional K_c	Tiempo integral τ_I	Tiempo derivativo τ_D
Proporcional (P)	$k_{cu}/2$	-	-
Proporcional-Integral (PI)	$k_{cu}/2,2$	$T_u/1,2$	-
Proporcional-Integral-Derivativo (PID)	$k_{cu}/1,7$	$T_u/2$	$T_u/8$

b) Método de Ziegler- Nichols a lazo abierto.

Este método aproxima la respuesta del sistema real a un sistema caracterizado por un modelo simple de 1er orden más tiempo muerto (POMTM) de la respuesta a lazo abierto. Los parámetros característicos de este modelo son: la ganancia (K), el tiempo muerto (D) y la constante de tiempo (τ). Al igual que el método de lazo cerrado, Ziegler y Nichols proponen un conjunto de fórmulas basadas en los parámetros del modelo POMTM que tenga una razón de asentamiento igual a $\frac{1}{4}$. En la siguiente Tabla N° 2 se muestra las fórmulas de ajuste a partir de los parámetros determinados, ganancia (K), constante de tiempo (τ) y tiempo muerto (D).

Tabla N°2. Fórmulas de ajuste con el método de Ziegler- Nichols para el modelo de POMTM a lazo abierto. (Corripio & Smith, 1991)

Tipo de Controlador	Parámetros de ajuste		
	Ganancia proporcional K_c	Tiempo integral τ_I	Tiempo derivativo τ_D
Proporcional (P)	$\frac{1}{K} \left(\frac{D}{\tau}\right)^{-1}$	-	-
Proporcional-Integral (PI)	$\frac{0,9}{K} \left(\frac{D}{\tau}\right)^{-1}$	$3,33D$	-
Proporcional-Integral-Derivativo (PID)	$\frac{1,2}{K} \left(\frac{D}{\tau}\right)^{-1}$	$2,0D$	$0,5D$

c) Método de integración mínima de error.

Este método se basa en obtener una respuesta con un mínimo error o desviación en estado estacionario de la variable controlada respecto al Set Point, empleando la integral del error en el tiempo mediante la utilización de relaciones de ajuste. (Corripio & Smith, 1991)

Existen otros métodos que permiten sintonizar los parámetros de un controlador basados en procedimientos analíticos como Síntesis de Dahlin, Método de Haalman, Controlador por modelo Interno (IMC); otros basados en optimización como López y

Rovira, Módulo Óptimo y Simetría Óptima, Desigualdad Matricial Lineal (LMI) y otros se basan fundamentalmente en encontrar un controlador que produzca los polos deseados en el lazo cerrado como lo es el Método de Cohen-Coon. (Calderón, 2009)

2.5.9. Estrategias de control.

En la actualidad nos encontramos con procesos relativamente complejos donde las exigencias de producción, seguridad, estabilidad y competencia son cada vez mayor, por lo que se hace necesario disponer de sistemas de control o de mando que permitan mejorar y optimizar una gran cantidad de procesos, en donde la sola presencia del hombre es insuficiente para gobernarlos. Esta necesidad hace que los ingenieros se muestren interesados en estudiar detalladamente los procesos para implementar estrategias capaces de mantener controlados los sistemas y satisfacer los requerimientos de producción, haciendo que la planta pueda operar confiablemente bajo distintas condiciones de producción y ante cualquier perturbación del sistema.

A continuación se describen algunas estrategias de control que generalmente son aplicados en diferentes procesos industriales.

2.5.9.1. Control Retroalimentado (FeedBack)

Tiene como objetivo tomar la acción del control una vez que la variable controlada se ha desviado de su Set Point, es decir, la variable de salida del proceso se mide y se retroalimenta al controlador la cual lo compara con el valor de referencia o Set Point y los envía a la variable manipulada para ejercer una acción correctiva, sin embargo esta acción correctiva ocurre una vez que la variable controlada se ha desviado de su Set Point. Este tipo de control tiene como ventaja que se requiere poco conocimiento del proceso para su implementación.

2.5.9.2. Control Anticipativo (FeedForward)

Este tipo de control tiene como principal objetivo compensar las perturbaciones de un sistema antes que afecten a la variable controlada. Básicamente consiste en medir las perturbaciones, predecir el efecto en el proceso y aplicar la acción correctiva

correspondiente. Este tipo de control requiere un conocimiento exacto y completo de las características estáticas y dinámicas del proceso, así como conocer cuáles son las perturbaciones que pueden llegar a afectar el sistema. Su diseño se basa en un sistema de cómputo donde se emplean bloques de cálculo y unidades Lead/Lag (utilizadas para representar alguna variable de dinámica diferente) que tiene como entradas las señales que provienen de la medición de las perturbaciones y como salida la modificación que debe hacerse en la variable manipulada para que la variable controlada no se desvíe de su punto de referencia.

A continuación se describen las distintas estrategias que comúnmente empleadas en estos casos.

2.5.9.3. Control de Relación

El objetivo principal de esta estrategia es mantener una relación entre dos variables de proceso en valor específico que puede ser una relación de mezcla, relación estequiometría de dos corrientes a distinta composición o alguna relación de aire/combustible. Para este tipo de estrategia se tienen distintas alternativas: (León, 2008)

- Se pueden controlar directamente las dos variables y ajustar los valores de consigna a valores previamente calculados.
- Medir la variable de referencia (no manipulable), multiplicarla por una relación que debe existir entre ambas, con el propósito de obtener el valor adecuado de la variable que se desea manipular.
- Medir ambas variables, calcular la relación entre ellas y ajustar la válvula de producto.

Por ejemplo en un control de una mezcla de componentes se controla la proporción de uno (o varios) de ellos en función del componente principal para así mantener constante la proporción.

2.5.9.4. Control Cascada

El control en cascada se utiliza principalmente para eliminar el efecto de las perturbaciones en la variable manipulada y mejorar las características dinámicas del proceso. Básicamente el esquema de control en cascada involucra un lazo de control (interno o esclavo) dentro de otro (externo maestro). El objetivo del lazo maestro es controlar la variable deseada mientras que el lazo esclavo se encarga de atenuar el efecto de las perturbaciones antes de que llegue a afectar significativamente a la variable controlada ofreciendo una respuesta más rápida que el lazo externo. Un ejemplo básico es el control de temperatura en un reactor isotérmico. En este caso el controlador maestro actúa de acuerdo a la diferencia entre el valor deseado y la temperatura del reactor, dando como señal de salida el valor deseado en el controlador esclavo, es decir la proporción de agua fría y caliente (recirculación) para ajustar la temperatura por medio de una válvula de control. (François, s.f)

2.5.9.5. Control de Rango Dividido

Es un sistema de control en el cual existe una sola variable controlada y dos variables manipuladas que deben tener el mismo efecto sobre la variable controlada. Dependiendo de las condiciones de proceso se abrirá o se cerrará una de las válvulas para poder alcanzar las especificaciones deseadas.

2.5.9.6. Control Selectivo.

Se emplea cuando se mide una misma variable en varios puntos del sistema empleando un selector de alta o baja para tomar la señal según los requerimientos del proceso. Se utiliza por razones de economía, seguridad y eficiencia en el proceso.

Es importante conocer ciertas restricciones para la aplicación de esta estrategia: (León, 2008)

- 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.

Un ejemplo básico de este tipo de estrategia es el que comúnmente se emplea en los reactores exotérmicos catalíticos tubulares, donde se utiliza un selector de alta para tomar la señal más alta de temperatura a lo largo del reactor, que será utilizada como variable de procesos para un controlador de temperatura.

2.5.9.7. Control Sobreposición

Se utiliza generalmente como protección del proceso para mantener determinadas variables dentro de ciertos límites de restricción.

Esta estrategia presenta las siguientes características: (León, 2008)

- 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 utiliza para controlar la variable de mayor interés en el proceso.
- Permite cambiar de variables controladas, para ello, se utiliza un selector que permite elegir cuál variable toma la prioridad para mantener en el punto de control deseado.

Un ejemplo tipo es el control de nivel en un tanque manipulando el flujo de salida de la bomba que transporta el líquido aguas abajo donde también se debe controlar por seguridad de la bomba la contrapresión para evitar cavitación.

2.6. NORMAS SAMA

En la industria, sobre todo en instrumentación y control, se emplea un sistema especial de símbolos con el objeto de transmitir de una forma clara y sencilla la información

deseada. Esto es indispensable tanto para el diseño, operación y mantenimiento de los sistemas de control. Varias sociedades y organizaciones profesionales han contribuido en la normalización y estandarización de la notación, simbología y terminología que se usan en la instrumentación, de tal forma que pueda ser interpretado por cualquier persona sin importar su nacionalidad, una de ellas fue desarrollado por la Asociación de Fabricantes de Aparatos Científicos conocido como las normas (SAMA por sus siglas en ingles) que tiene por objetivo describir estrategias de control mediante símbolos y diagramas, proporcionando información específica sobre el proceso a controlar. Las normas SAMA permiten definir el número que identifica la función del proceso y el lazo de control localizado en el mismo, el tipo de señal empleada en el proceso (neumática, eléctrica) según la simbología empleada en el Diagrama de Instrumentación y Tubería (DTIs), el tipo de controlador empleado (P, PI, PID), y otros símbolos como señales altas o baja según el selector utilizado.

En la Figura N°2 se presenta algunos símbolos publicados por las normas SAMA.





SÍMBOLOS	FUNCION	SÍMBOLOS	FUNCION	SÍMBOLOS	SIGNIFICADO
Σ	SUMA	$f(t)$	FUNCION DE TIEMPO		MEDIDOR O LECTOR
Σ/n	PROMEDIO	$>$	ALTO		PROCESAMIENTO DE SEÑAL AUTOMÁTICA
Δ	DIFERENCIA	$<$	BAJO		PROCESAMIENTO DE SEÑAL MANUAL
K or P	PROPORCIONAL	\triangleright	LIMITE ALTO		ELEMENTO FINAL DE CONTROL
\int or I	INTEGRAL	\triangleleft	LIMITE BAJO		
du/dx or D	DERIVATIVO	$-K$ or $-P$	PROPORCIONAL INVERSO		
X	MULTIPLICANDO	$V \triangleright$	LIMITADOR DE VELOCIDAD		
\div	DIVIDIENDO	$+ or - or \pm$	POLARIZACION		
$\sqrt{\quad}$	EXTRACCION RAIZ	A	GENERADOR DE SEÑAL ANALÓGICA		
x^n	EXPONENCIAL	T	TRANSFERENCIA		
$f(x)$	NO LINEAL O FUNCION NO ESPECIFICADA	H/L or H/L	MONITOR DE SEÑAL		

Figura N°2. Símbolos publicados por las normas SAMA. (León, 2008)

2.7. CONTROL MULTIVARIABLE

Existen procesos que están compuestos por una entrada y una salida estos se conocen como sistemas (SISO, *Single Input Single Output*) con lo cual pueden ser controlados perfectamente por medios de algoritmos PID estándar vistos anteriormente. Pero existen también sistemas con múltiples entradas y salidas conocidos como sistemas

(MIMO, *Múltiple Input Múltiple Output*), en los que una entrada afecta a varias salidas y recíprocamente una salida es afectada por varias entradas. El principal objetivo al diseñar un sistema de control Multivariable para procesos industriales es llegar a una estructura que minimice la interacción que causan unas variables a otras. Si la interacción no estuviera presente, no habría necesidad de utilizar una estrategia de control Multivariable. Pero sabemos que la interacción siempre existe en casi todos los procesos industriales. (Garrido, 2012)

A continuación, se presentan algunas de las estrategias de control avanzadas más aplicadas en el sistema MIMO (Instituto Nacional de Capacitación Profesional, s.f):

2.7.1. Control adaptativo

Un sistema de control adaptable, es un sistema que en forma continua y automática, mide las características dinámicas de la planta, las compara con las características dinámicas deseadas, y usa la diferencia para variar los parámetros ajustable del sistema (que suelen ser las características del controlador), o generar una señal actuante, de modo que se mantenga el desempeño óptimo, independientemente de las modificaciones ambientales; de otra forma el sistema puede medir continuamente su propio desempeño de acuerdo con algún índice de eficiencia y modificar, en caso necesario, sus propios parámetros para mantener el desempeño optimo, independientemente de las modificaciones ambientales.

2.7.2. Control Robusto

Una aproximación razonable para asegurar que el controlador diseñado basado en un modelo matemático, funcione adecuadamente, consiste en asumir desde el comienzo que existe una incertidumbre o error entre la planta real y su modelo matemático e incluir dicha incertidumbre o error en el proceso de diseño del sistema de control. El sistema de control diseñado basado en esta aproximación se denomina sistema de control robusto. La robustez determina la tolerancia o insensibilidad del controlador ante los cambios o perturbaciones que se puedan presentar en las condiciones de trabajo. Su objetivo es el control de plantas de características dinámicas desconocidas

sometidas a perturbaciones desconocidas.

Un ejemplo básico que ha sido aplicado en las industrial es el algoritmo RMPCT (Robust Multivariable Predictive Control Technology, Tecnología de Control Robusto Multivariable Predictiva) empleando la tecnología Profit Control de la empresa Honeywell.

2.7.3. Control experto.

Bajo el término de Sistemas Expertos se entiende un nuevo tipo de software que imita el comportamiento de un experto humano en la solución de un problema. Pueden almacenar conocimientos para un campo determinado y solucionar un problema mediante deducción lógica de conclusiones. La función de un Sistema Experto es la de aportar soluciones a problemas, como si de humanos se tratara, es decir ser capaz de mostrar soluciones inteligentes.

2.7.4. Control de Lógica Difusa.

Los mayores éxitos en el campo de las aplicaciones industriales y comerciales de los controles difusos se han logrado con el regulador difuso. Los reguladores difusos son reguladores no-lineales donde se transforman variables de entrada en variables de salida, que actúan en el proceso o en el sistema de control. Múltiples variables de entrada y salida se pueden enlazar entre sí de forma que sistemas complejos se pueden regular fácilmente. Los valores de entrada y salida son valores exactos en forma de señales.

2.7.5. Control por Redes Neuronales.

Este tipo de control imita el funcionamiento de las neuronas del sistema nervioso que están conectadas entre sí en una forma semejante a la del cerebro humano. La señal procedente de las diversas entradas genera excitación en la salida. Un proceso que se presta al control por redes neuronales es el control de pH, el cual es difícil tener un control por retroalimentación con un controlador PID, ya que el proceso es altamente no lineal. Mediante el modelo predictivo del proceso y el del controlador, el módulo de aprendizaje es capaz de llegar al punto de consigna en varias pruebas.

2.8. SISTEMA DE CONTROL DISTRIBUIDO (DCS)

Un sistema de control distribuido es una arquitectura que integra los diferentes sistemas de control y de información del proceso en un entorno interactivo y coordinado lo que permite manipular el proceso de una forma total y remota, es decir permite visualizar, documentar y sobre todo controlar el funcionamiento global de la planta de producción. (Capa, 2006)

Una de las ventajas más importantes de utilizar este tipo de sistema es que, si alguno de los sub-sistemas falla el resto puede seguir operando de acuerdo a las restricciones del sistema.

2.9. SISTEMA SCADA.

Los sistemas SCADA, acrónimo de Supervisory Control and Data Acquisition (en español, Control Supervisor y Adquisición de Datos) son paquetes de software comercial usados extensivamente en industria para la supervisión y el control de los procesos industriales, de forma automatizada y en tiempo real. Proporcionan comunicación con los dispositivos de campo (controladores autónomos, autómatas programables, etc.) y con otros usuarios (redes locales y de gestión), siendo esta comunicación totalmente transparente al usuario. Además, registran toda la información que se genera en el proceso, poniéndola a disposición de los distintos usuarios (tanto del mismo nivel como de otros niveles de control). (Sambade, 2007)

Los sistemas SCADA poseen una arquitectura flexible, distribuida y abierta que permite realizar diseños específicos para un área de aplicación determinada, lo que justifica su aplicación en una amplia variedad de dominios industriales. (Sambade, 2007)

2.10. LENGUAJES DE PROGRAMACIÓN

Un programa es conjunto de pasos u órdenes que se almacenan en una computadora para realizar una tarea determinada, esto se realiza a través de un lenguaje de programa lo que permite representar un algoritmo de tal forma que es comprensible tanto para el

humano como para el ordenador. Una de las partes importantes de este Trabajo Especial de Grado, será el software empleado para desarrollar la aplicación que permitirá el intercambio de información. En este sentido, se comenzará estableciendo un panorama general acerca de los lenguajes de programación más usados a nivel industrial para el intercambio de información.

2.10.1. Matlab/Simulink.

Es un ambiente de programación de alto nivel desarrollado por MathWorks para la construcción de algoritmos, análisis de datos, visualización y cálculo numérico. Con el uso del Matlab es posible resolver problemas técnicos de computación más rápido que con lenguajes de programación tradicionales, tal como C, C++ y Fortran, así como también crear interfaces de usuario sin embargo su principal desventaja radica en que se requiere un alto conocimiento en lenguaje computacional, ya que su ambiente se desarrolla mediante códigos, archivos y datos. (Gómez & Rebolledo, 2012)

2.10.2. Visual Studio

Es un conjunto de herramientas de desarrollo basadas en componentes para compilar aplicaciones eficaces de alto rendimiento. Soporta varios lenguajes de programación tales como Visual C++, Visual C#, Visual Basic.NET, entre otros. Además, está optimizado para el diseño, el desarrollo y la implementación en equipo de soluciones empresariales, donde algunas de sus características son: Herramientas para ayudar a explorar el código con rapidez, depuración, compatibilidad con el desarrollo de pruebas en primer lugar, generación de código y plantillas de texto. (Gómez & Rebolledo, 2012).

La ventaja principal de este lenguaje de programación es su facilidad para programar aplicaciones de cierta complejidad para Windows, sin embargo se requiere conocimiento en programación ya que su ambiente se desarrolla mediante códigos.

2.10.3. ActiveX

Es el nombre general para un conjunto de tecnologías de Microsoft que permiten reutilizar el código y vincular diversos programas para transferir datos y satisfacer necesidades informáticas. Es un entorno en el que mediante unos servicios basados en objetos, se permite a diversos componentes comunicarse entre sí para acceder o intercambiar información. La clave para entender la automatización se encuentra en el concepto de clase y objetos. En general, una “clase” es una representación abstracta de algo, mientras que un “objeto” es un ejemplo utilizable de lo que representa la clase. Un objeto es un contenedor que contiene un conjunto de funciones y variables relacionadas. En la terminología de automatización, las funciones de un objeto se denominan métodos y las variables se denominan propiedades que son atributos de un objeto. (Lajara & Pelegrí, 2011).

2.10.4. LabView

Es el acrónimo de (Laboratory Virtual Instrument Engineering Workbench), es un lenguaje de programación gráfico (lenguaje G) para el diseño de adquisición de datos, instrumentación y control. Permite interactuar con las señales del mundo real, analizar los datos para obtener información significativa y compartir los resultados a través de la Web, informes y pantallas de visualización intuitivas, sin importar la experiencia en programación. Posee extensas librerías de funciones y subrutinas, con iconos, términos e ideas familiares apoyadas bajo símbolos gráficos, lo que resulta mucho más intuitivo y dinámico que otros lenguajes de programación convencionales. (Barsoum & Rui, 2011).

Su principal característica es la facilidad de uso, válido para programadores profesionales como para personas con pocos conocimientos en programación que quieran hacer sistemas relativamente complejos e imposibles de hacer con otros lenguajes tradicionales. La plataforma puede comunicarse de forma sencilla con todo tipo de hardware, desde una computadora personal hasta controladores lógicos programables (PLC). Asimismo, también es compatible con otras aplicaciones,

pudiendo compartir datos con otras interfaces de comunicación como: Puerto serie, Puerto paralelo, TCP/IP, OPC, USB entre otros. Además, cuenta con la capacidad de interactuar con otras aplicaciones y lenguajes de comunicación como: ActiveX, Matlab/Simulink, DLL (Librería de Funciones dinámicas), AutoCad etc. (Albornoz & Lagos, 2008).

2.11. PROGRAMAS Y SIMULADORES

Un simulador es un programa que permite modelar fenómenos de la realidad con el propósito de estudiar las causas y efectos de dicho fenómeno, su propósito es que el usuario construya conocimiento a partir del trabajo exploratorio, la inferencia y el aprendizaje por descubrimiento. A continuación se describen algunos de los programas y simuladores comerciales empleados en la industria:

2.11.1. Aspen Hysys

Es un programa de simulación desarrollado por la empresa AspenTech utilizado para simular procesos en estados estacionario y dinámico, cuya función es servir de apoyo para el diseño y modelado de procesos tanto químicos como de refinación. Sus operaciones y propiedades permiten modelar una amplia gama de procesos de manera fácil y flexible, mediante algoritmos de cálculo: método secuencial modular que permite al usuario alimentar la información en el orden y método orientado a ecuaciones, con una avanzada interfaz gráfica.

Aspen Hysys dinámico proporciona la capacidad de realizar modelos de procesos sencillos y rigurosos, eliminando deficiencias de operación y permitiendo la incorporación de controladas PID, para conocer el comportamiento en tiempo real de cualquier variable de proceso y lograr su estabilización.

2.11.2. Programa Experion

Es una plataforma de automatización avanzada y control de procesos que unifica un conjunto de subsistemas dentro de una planta de procesos, permitiendo a los operadores monitorear variables y parámetros que inciden en dicho proceso, además está diseñado

para reunir todas las soluciones de automatización en una sola arquitectura, así como funciones avanzadas para análisis e interpretación de los resultados. (Honeywell Experion Process Knowledge System (PKS) C.A, s.f)

2.11.2.1. Sistema Experion® PKS (Process Knowledge System)

Es un sistema robusto, escalable y de control completamente integrado a (procesos y recursos humanos) la cual unifica su arquitectura, haciendo uso de la funcionalidad del DCS (Sistema de Control Distribuido), para facilitar la captura de datos y promover la distribución de los mismos, logrando que el proceso pueda realizarse de manera óptima y segura. (León, 2008).

En la Figura N°3 se muestra una representación de la arquitectura que puede utilizarse en el Sistema Experion, la cual es altamente escalable y no todos los nodos son necesarios o requeridos.

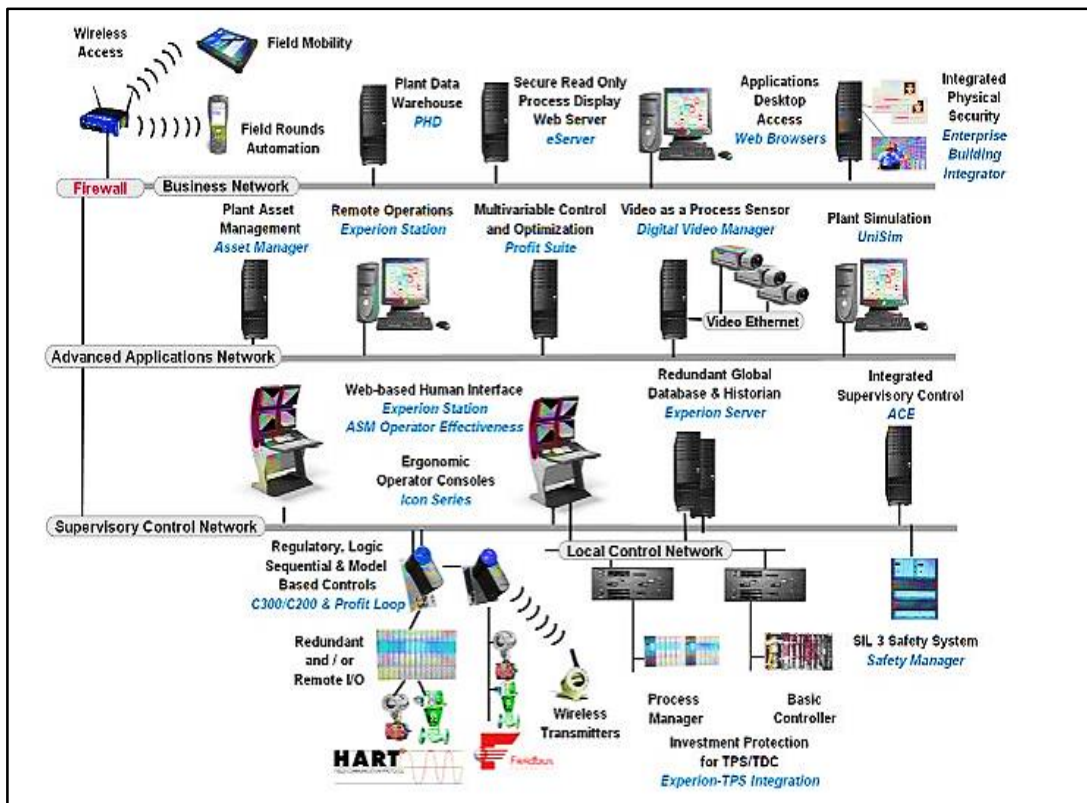


Figura N°3. Arquitectura del sistema Experion® PKS. (Honeywell, 2012)

2.11.2.2. Experion® PKS Interfaz Humano-Máquina (HMIWeb)

Es una aplicación de dibujo especializado que permite crear una interfaz gráfica personalizada del proceso en estudio, logrando presentar toda la información requerida, como valores de las variables del sistema, alarmas, tendencias, el estado del sistema, grupos operativos, ajuste de los lazos de control, pantallas de diagnóstico, etc. Permitiendo a los operadores una visualización más clara del proceso, operando la planta de manera segura, fiable y eficaz logrando reducir la probabilidad de errores. (Honeywell, 2001).

El programa utilizado para el desarrollo de la interfaz Humano-Máquina de este Trabajo Especial de Grado se denomina HMIWeb Display Builder, el cual forma parte del Sistema Experion® PKS Honeywell.

2.11.2.3. Profit Design Studio (PDS)

Profit Design Studio (PDS) anteriormente conocido como APC Development Environment (APCDE). Es el centro de análisis de datos de los productos de la Profit Suite de Honeywell. Posee un conjunto de herramientas que proveen los componentes para la recolección, organización, visualización y modelado a partir de data de procesos complejos de la planta, que facilitan el análisis, diseño, desarrollo, modelaje empírico y estadístico y particularmente el tiempo de corrida de procesos avanzados de control. (Honeywell, 2007d).

2.11.2.4. Profit PID (RPID)

Es un paquete de diseño que está disponible como parte del software de Profit Design. Este software se utiliza para calcular los parámetros óptimos de ajuste de un controlador, basado en algoritmos máximos y mínimos para el peor caso de dinámica de procesos. Este software, tiene el potencial para aumentar el rendimiento del proceso, mejorar la calidad del producto, reducir el mantenimiento del equipo y minimizar los riesgos de seguridad. (Honeywell, 2007b)

2.11.2.5. Profit RMPCT (Robust Multivariable Predictive Control Technology)

Es una aplicación de control de multi-salida multi-entrada que controla y optimiza los procesos industriales altamente interactivas, con características altamente robusta y además predictivo basado en modelos matemáticos para predecir el comportamiento del proceso. El modelo general de proceso se compone de una matriz de modelos dinámicos, cada uno de los cuales describe el efecto de las variables independientes (Variables Manipuladas y Perturbaciones) sobre las variables controladas en el tiempo y en función ellos 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. (Honeywell, 2007c).

2.11.2.6. Profit Stepper

Es una herramienta integrada que proporciona los componentes necesarios para la recolección de data, pruebas automatizadas, visualización de data e identificación de modelos. Profit Stepper realizar tres funciones principales: (a) Data Collection: la cual se encarga solo de recolectar datos, estos datos se guardan en un archivo que es utilizada por Profit Design Studio para la identificación del modelo. (b) Process Stepping tiene como función realizar pruebas de escalón, es decir, se encarga del movimiento de las variables manipuladas y de las perturbaciones para conocer su comportamiento, y (c) Model Identification consiste en identificar un conjunto de modelos a partir de las pruebas de escalón realizadas, donde se obtienen los modelos. (Honeywell, 2007a).

2.12. CONTROLADOR C-200 DE HONEYWELL

El Controlador Híbrido C200 de Honeywell, proporciona un ambiente fácil y flexible de operación para realizar una variedad de tareas del control a diversas velocidades de ejecución. También permite la incorporación de señales, posee módulos de entrada y salida tanto discretas como analógicas para poder adquirir data de campo. Los

Controladores Híbridos son típicamente utilizados en Sistemas de Control Distribuido (DCS), que se caracterizan por realizar las acciones de control en forma automática. Estos sistemas distribuidos utilizan un controlador para uno o varios lazos de control y han sustituido un amplio sistema de comunicaciones por un único sistema. Estos sistemas son destinados al control de grandes o pequeñas plantas de procesos, fundamentalmente de tipo continuo (papeleras, cementeras, petroquímicas, energía, siderurgia, etc.), con capacidad de llevar a cabo el control integral de la planta. Se caracterizan por un fuerte componente informático y una estructura jerarquizada. (Honeywell, 2012)

2.12.1. Descripción de la arquitectura del controlador C-200 de Honeywell. (Honeywell, 2012)

En la figura N°4 se muestra el controlador C-200, la cual está conformado por un chasis (Rack), una Fuente de Poder, un Módulo Procesador de Control (CPM), una Interfaz FTE (FTE Bridge), un Módulo de Redundancia y Módulos I/O.

La Fuente de Poder: La Fuente de Poder posee capacidad para alimentar las tarjetas y está separada del gabinete donde se colocan los equipos (Rack) y por lo tanto no ocupa ningún espacio o ranura (slot). Ésta se ubica en la parte izquierda del Rack La Fuente de Poder está disponible en 120/240 VAC y 24 VDC y está representada por el número 1 encerrado en el círculo rojo.

El Módulo Procesador de Control: es un dispositivo que ocupa dos (2) ranuras con un procesador de 100 MHz Power PC603E y ocho (8) Mbytes de RAM con detección y corrección de errores. Incluye cuatro (4) Mbytes de Flash ROM de protección de paridad, la cual es utilizada para actualizaciones y el almacenamiento permanente del programa. Está representada por el número 2 encerrado en el círculo rojo.

El Módulo Ethernet: soporta comunicación Ethernet FTE entre el Servidor y la Red de Control y provee una red punto-a-punto para establecer interoperabilidad. Los dispositivos externos pueden comunicarse con el Controlador Híbrido a través de la red Ethernet. Esta es una red abierta basada en el hardware de PC y posee un modo de

comunicación eficiente y familiar. Está representada por el número 3 encerrado en el círculo rojo.

El Módulos de Entrada y Salida: Módulos que poseen entradas/salidas digitales y entradas/salidas analógicas al sistema Experion Process Knowledge System (PKS). Está representada por el número 4 encerrado en el círculo rojo, tal como lo muestra la Figura N° 4.

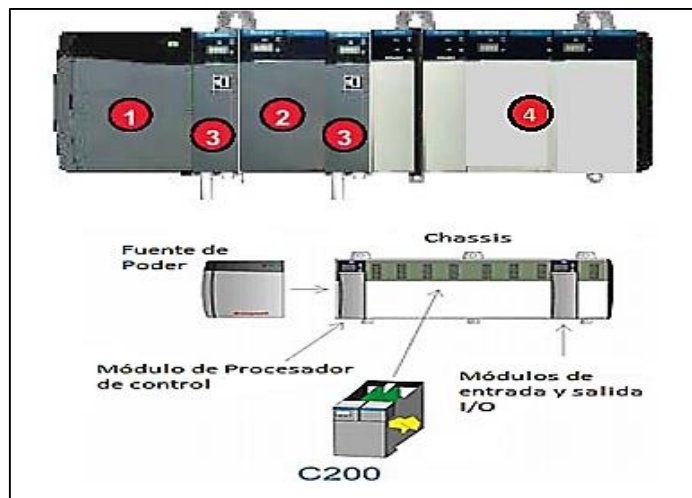


Figura N°4. Esquema del chasis del controlador de Procesos C-200. (Honeywell, 2012)

2.13. PROTOCOLO

Se puede definir un protocolo como el idioma o lenguaje estándar que utilizan dos o “n” dispositivos electrónicos para "entenderse" y comunicarse entre sí. Un protocolo define cómo se identifican dispositivos entre sí dentro de la red, el formato que debe tomar la información en tránsito y cómo es procesada dicha información una vez que llega a su destino. (Monge, 2006)

2.13.1. Protocolo Modbus TCP/IP

Es un protocolo de comunicaciones estándar para la industria, debido a que es el que se utiliza más comúnmente para conectar cualquier dispositivo electrónico industrial, tal como Controladores Lógicos Programables (PLC), computadores, motores, sensores y otros tipos de dispositivos físicos de entrada/salida. Es un protocolo de

mensajes que provee una comunicación Cliente/Servidor entre dispositivos que se encuentran conectados en diferentes redes, en el cual solo un dispositivo (el maestro) puede iniciar transacciones “llamadas” o “peticiones” y los otros dispositivos (los esclavos) responden suministrando al maestro el dato solicitado, o ejecutando la acción solicitada. Esto significa que un dispositivo esclavo no puede ofrecer información, sino que debe esperar a que se lo pregunte el maestro quién es el que controla en todo momento el inicio de la comunicación con los esclavos. Comúnmente se implementa sobre redes de comunicación con seriales, pero también cubre el uso de mensajes Modbus en un entorno Ethernet (tecnología de redes de área local para el intercambio de información entre dispositivos) usando los protocolos TCP/IP (Protocolo de Internet y Protocolo de Control de Transmisión, para el transporte de datos) donde el medio físico de transmisión es el cable de Ethernet. La función principal de TCP es para asegurar que todo el paquete de datos se recibe correctamente, mientras que el protocolo IP se asegura que los mensajes se envíen correctamente. (Vélez & Cervera, 2005)

2.13.1.2 Estructura de un mensaje Modbus/TCP

Un mensaje consiste en una secuencia de caracteres que son interpretados por el receptor. Esta secuencia de caracteres define la trama. La transmisión de los mensajes entre esclavo y maestro es a través del código binario (Bit) que utiliza dos dígitos 0 y 1, por lo que cada signo, letra o carácter es representado por 8 bit que representan 1 byte.

La estructura básica de una trama Modbus TCP es la siguiente: (Asea Brown Boveri, 2013)

Identificador de Transacción: se utiliza para que el cliente Modbus TCP pueda establecer múltiples conexiones con diferentes servidores Esclavos.

Identificador de Protocolo: es el campo donde se identifica el protocolo (el protocolo Modbus se identifica con el valor cero)

Campo Longitud: indica el número de bytes que se obtienen de la suma del código de función y del identificador de unidad

Identificador de Unidad: se utiliza para identificar un servidor remoto que no pertenece a una red TCP/IP. En una red del tipo TCP/IP este campo aparece como cero.

Dirección: indica el dispositivo al que va dirigido el mensaje. Cada dispositivo de la red debe tener asignada una dirección única, diferente de cero. Igualmente, cuando un dispositivo responde a un mensaje, debe enviar en primer lugar su dirección para que el maestro reconozca la procedencia del mensaje.

Código de Función: contiene el código usado para indicar las acciones que se deben realizar. Los datos Modbus TCP están definidos para cuatro tipos de funciones, tales como: Input Registers, Input Status, Holding Registers, Coil Status. Los Input Registers e Input Status son áreas de sólo lectura, utilizados para leer datos de entrada tales como entradas digitales y estadísticas. Los Holding Registers y los Coils Status, en tanto, pueden ser leídos y escritos. Cada función tiene asignado un código, el cual permite ejecutar la función correspondiente. El Sistema Experion PKS los códigos de funciones mostrados en la Tabla N° 3.

Tabla N°3. Códigos de funciones Modbus TCP/IP de Experion PKS. (Asea Brown Boveri, 2013)

Datos	Rango de Direcciones
Coil Status (Digital)	00001-08192 (Lectura/Escritura)
Input Status (Digital)	10001 – 18192 (solo Lectura)
Input Register	30001- 38192 (solo Lectura)
Holding Register	40001 to 48192 (Lectura/Escritura)

Datos: contiene la información necesaria para que los dispositivos puedan ejecutar las funciones solicitadas, o la información enviada por los dispositivos al maestro como respuesta a una función.

Los paquetes de datos TCP se transmiten a través de un puerto que existe reservado exclusivamente para transacciones Modbus dicho puerto es el 502.

A continuación se muestra en la Figura N°5 el encapsulamiento de una trama Modbus TCP/IP.

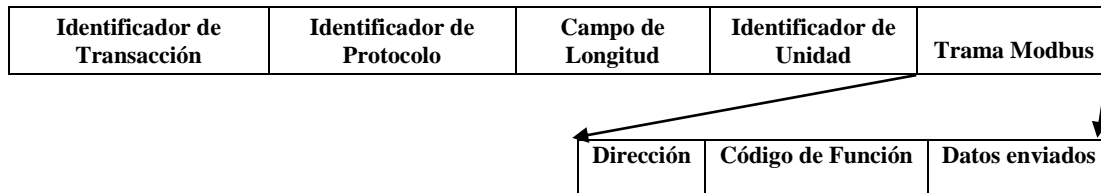


Figura N°5. Estructura de un mensaje Modbus TCP. (Asea Brown Boveri, 2013)

2.13.1.3. Ventajas del protocolo Modbus/TCP

Las razones por las cuales el uso de Modbus es superior a otros protocolos de comunicaciones se pueden resumir en las siguientes: (Ordoñez et al., 2011)

- Es público.
- Es un protocolo abierto, es decir no es necesario equipo o software propietario de algún vendedor.
- Su implementación es fácil y requiere poco desarrollo.
- Maneja bloque de datos sin suponer restricciones.
- Es simple para administrar y expandir.
- Es de muy alto desempeño, limitado típicamente por la capacidad del sistema operativo del computador para comunicarse, además permite el control de una red de dispositivos, por ejemplo un sistema de medida de temperatura y humedad, y comunicar los resultados a un ordenador.

2.13.2. Protocolo OPC

OPC es un estándar de comunicación que permite comunicar dispositivos, controladores y/o aplicaciones sin caer en los problemas habituales de las conexiones basadas en protocolos propietarios. La comunicación de dispositivos se consigue utilizando dos componentes OPC especializados llamados Cliente OPC y Servidor OPC. La relación Servidor OPC/Cliente OPC es de tipo maestro/esclavo, lo que

significa que un Servidor OPC sólo transferirá datos de una fuente de datos si un Cliente OPC así se lo pide. (Kominek, 2009)

El sistema Experion PKS de Honeywell permite transferir información a través de distintas interfaces OPC, cada uno de los cuales ha sido optimizado para un propósito en particular como los son:

- Experion interfaz de cliente OPC.
- Experion OPC Client Avanzada.
- OPC Experion Display Data Client.
- Experion OPC Data Access Servidor.
- Experion OPC Historical Data Access Servidor.
- Experion Alarma OPC y servidor de eventos.
- Experion OPC Integrador.

Para propósitos de esta Trabajo Especial de Grado se empleó la interfaz OPC Integrator la cual permite transferir información entre dos o más sistemas ya sea controladores de procesos, controladores SCADA, sistemas de control distribuido, servidores Experion locales y remotos, para la supervisión, monitorización, alarma y control. OPC Integrator permitirá integrar la transferencia de datos entre los puntos SCADA y el controlador C-200.

CAPITULO III

MARCO METODOLÓGICO

En este capítulo se describen los procedimientos utilizados para lograr el cumplimiento de los objetivos del presente trabajo especial de grado.

3.1. Seleccionar una simulación de la librería de Aspen Hysys.

Se procedió a seleccionar el proceso de Desbutanización que dispone la librería de Aspen Hysys debido a que en la mayoría de los procesos industriales la destilación fraccionada es una operación clave y de suma importancia para la obtención y calidad de los productos derivados del petróleo. Por otro lado se cuenta con la experiencia y el conocimiento de la empresa Honeywell acerca de comportamiento dinámico de las columnas de Desbutanización por lo que es de suma importancia para la validación de los resultados. Para ello se hizo un análisis exhaustivo del proceso para conocer su funcionalidad y finalidad. Con el propósito de mantener algunas variables tales como temperatura, presión, caudal de reflujo que son fundamentales para lograr una especificación determinada de producto, se identificaron todas las variables según sus naturalezas como controladas, manipuladas y de perturbación, realizando cambios en las variables manipuladas y observando el efecto sobre las variables controladas para conocer la relación existente entre ellas.

3.2. Elaborar los Diagramas de Bloque del proceso.

Según la relación existente entre cada una de las variables se seleccionó la estrategia de control más adecuada para lograr las especificaciones de producción así como proveer el buen funcionamiento de los equipos y la seguridad de los mismos, tales como control Feedback y cascada de acuerdo a los objetivos de control. Para mostrar las funciones que realiza cada componente se procedió a elaborar los diagramas de bloques a lazo cerrado que relacionan las variables de entrada (manipuladas y perturbaciones) con las variables de salidas (controladas). Estos diagramas incluyen la dirección del flujo, puntos de suma, los bloques de los componentes principales que

conforma el lazo de control por ejemplo: proceso, controlador, elemento final de control y transmisor. Estos diagramas fueron elaborados en Visual Basic.

3.3. Efectuar la comunicación de la columna simulada en Aspen Hysys con el software LabView por medio de la aplicación ActiveX para la adquisición de todas las señales de control de la planta.

La comunicación se realizó mediante el desarrollo de una aplicación en Labview utilizando las facilidades que ofrece la tecnología ActiveX. Para esta aplicación, LabView actúa como cliente ActiveX y Aspen Hysys como servidor. Para ello se ingresó a la clase de Librerías que posee LabView donde se seleccionó el tipo de aplicación (ActiveX) y se indicó el tipo de objeto a utilizar, en este caso la aplicación Aspen Hysys. Posteriormente para establecer comunicación con Hysys se empleó el Bloque “Automation Refnum” en el contenedor del panel frontal que permitió definir el tipo de objeto, además de abrir y cerrar referencias a controles ActiveX. Este bloque sirvió para llamar al objeto Aspen Hysys y acceder a toda su información. Así mismo, se crearon los Property Node e Invoke Node donde se obtuvieron los nombres de las corrientes y propiedades de cada una de ellas, como temperatura, presión, flujo, composición, lazos de control entre otros. Para extraer las propiedades de la planta así como las señales de control fue necesario utilizar en la simulación de Aspen Hysys la operación unitaria “Spreadsheet” donde allí se elaboró una tabla con todas las propiedades de las corrientes de interés y de los controladores utilizados.

3.4. Establecer los esquemas de control básico y de instrumentación mediante la simulación con el software Control Builder del paquete Experion® PKS de Honeywell.

Se procedió a determinar los rangos de operación de cada una de las variables involucradas en el proceso. Estos rangos fueron determinados realizando pruebas en la simulación en estado dinámico, es decir se realizaron cambios en la variable manipulada y se observó la respuesta de las variables controladas, de tal manera de poder mantener estable el proceso y lograr trabajar dentro de ciertos rangos

operacionales que satisfagan los requerimientos de producción. Seguidamente se procedió a la elaboración de los esquemas de control básico y de instrumentación, para ello se creó un módulo de procesamiento que permite la conexión con la tarjeta de comunicación FTE a través de la red Ethernet con el controlador C-200 y un módulo de control donde se representaron las estrategias de control diseñadas en el Project de “Control Builder”. Estos esquemas contienen: bloques de suma, bloques de cálculo numérico, controladores PID (encargado de estabilizar el valor que debe tener esta variable en un tiempo determinado) y bloques de adquisición de datos DATAACQA por sus siglas en inglés (la cual permite escalar la salida del bloque PID que viene en unidades de porcentaje a unidades de ingeniería). Para cada esquema configurado se le asignó un nombre único en el (Tagname), los cuales permitieron diferenciarlos del resto de los puntos que conforman el esquema de control. Así mismo se le asignaron los rangos de operaciones de las variables presentes en el proceso.

3.5. Establecer la comunicación entre el software LabView y el programa Experion de la empresa Honeywell.

En esta comunicación se utilizó el protocolo Modbus TCP/IP bajo un entorno Ethernet, la cual trabaja sobre una comunicación Maestro/Esclavo. El dispositivo maestro es el software Experion y el dispositivo esclavo es el software LabView. Para ello se ingresó al programa Configuration Studio del sistema Experion® PKS, en la barra Control Strategy/ SCADA y en él se configuraron tres parámetros: a) Configuración del canal Modbus: en este primer paso se configuró el canal de comunicación donde se indicó la dirección IP del dispositivo esclavo con el cual se desea establecer la comunicación Modbus TCP/IP. b) Configuración del controlador: en este paso se crearon dos controladores uno para Input Register llamado MODCTL1 y otro para Holding Register llamado MODCTL2, se indicó el tipo de puerto de comunicación, en este caso para una red Ethernet es de tipo LANVendor bajo una red Modbus TCP/IP y por último la dirección IP del dispositivo Esclavo (LabView) con el cual se desea realizar la comunicación. Cabe destacar que solo se asigna la dirección IP del dispositivo esclavo en Experion® PKS y el esclavo se comunica a través del puerto de

comunicación Modbus TCP/IP definido en ambos como (502). Los demás parámetros ya vienen definidos por defecto y c) Configuración de una dirección para los códigos de funciones: este código es definido por el usuario, los cuales son únicos para cada dispositivo, estos se encuentran en el manual del fabricante del dispositivo maestro. Se asignó un código Modbus para cada Variable manipulada, Controlada y de Perturbación. Posteriormente se realizó una comunicación vía OPC Integrator para lograr la transferencia de datos vía Modbus TCP/IP configurados como puntos SCADA en el Quick Builder y el controlador C-200 a través de la tarjeta FTE Brigde, donde se comunica el controlador con los Puntos configurados en el Control Builder. Esta comunicación consta de una Base de datos donde se indica de donde viene la señal y cuál es su destino. Por otro lado la comunicación del sistema Experion® PKS con el controlador C-200 se realizó por medio de una conexión Ethernet utilizando una tarjeta de FTE Brigde, a través de un cable RJ45.

3.6. Realizar la sintonía de los lazos de control.

Con los lazos de control ya construidos e implementados en el sistema Experion, se procedió realizar la sintonía de los lazos de control empleando el programa Profit RPID de la empresa Honeywell, la cual consistió en hallar los parámetros de ajuste de los controladores de acuerdo a la respuesta de la variable ante un cambio en el Set Point considerando el tiempo que tarda la variable en alcanzar las condiciones estacionarias, es decir, se realizaron variaciones en el tiempo de ejecución para determinar qué tan rápido o lento se generan los parámetros de ajustes, de acuerdo a esto se seleccionó aquellos parámetros que produjeran una respuesta estable (sin oscilaciones) y alcanzaran condiciones estacionarias en el menor tiempo posible.

3.7. Diseñar las estrategias de control y/o adecuación de las mismas bajo las normas sama (Scientific Apparatus Makers Association) a ser configuradas en el Sistema de Control Distribuido (DCS).

Las estrategias de control diseñadas para el proceso fueron representadas bajo las normas SAMA y configuradas en el Sistema de Control Distribuido (DCS). Estos

diagramas contienen los nombres de las variables controladas y manipuladas, así como varios algoritmos matemáticos de control y símbolos siguiendo la notación SAMA, que se combinan para describir completamente la lógica de control.

3.8. Implementar estrategias de control avanzado para el proceso utilizando la tecnología Profit Controller.

Se procedió a implementar un sistema de control Multivariable, esquema MIMO, utilizando la Tecnología de Control Predictivo Multivariable Robusto (RMPCT) del Profit Control de manera que se pueda alcanzar las especificaciones deseadas. Para ello, fue necesario obtener el modelo matemático del proceso simulado en Hysys para poder configurar el controlador, utilizando el programa Profit Stepper. El primer paso consistió en seleccionar las Variables Controladas, Manipuladas y Perturbaciones del sistema donde el programa realizó saltos en escalón en las Variables manipuladas para observar los efectos que tienen sobre cada una de las Variables Controladas involucradas. De esta forma se obtuvieron las funciones de transferencia que relaciona la Variable Manipulada sobre las Variables Controladas. En el caso de las perturbaciones se realizaron cambios en las temperaturas y flujos de entrada que alimenta a la columna desde la planta simulada en Hysys, donde el programa Profit Stepper recolecto la data para luego identificar los modelos de acuerdo al efecto que tuvieron sobre las variables controladas. Una vez obtenido el modelo matemático del proceso, se procedió a la configuración del controlador Multivariable (RMPCT) con los datos de rangos de operación de cada variable manipulada y controlada tomando en cuenta las funciones de transferencia del proceso, Estos datos fueron exportados al paquete Profit Controller, donde se crea una plataforma de conexión entre el controlador Multivariable y la simulación creada en el Control Builder para monitorear en tiempo real el proceso.

3.9. Realizar un análisis de beneficios del proceso con la optimización de Profit Controller.

Una vez configurado el RMPCT se procedió a realizar un análisis de beneficios. Para ello se seleccionó como parámetro de optimización la carga de n-Butano en el tope de la columna, utilizando el optimizador del Profit Controller, la cual trabaja en función a los modelos obtenidos y manteniendo las variables dentro de sus rangos operacionales. Para ello se configuró el parámetro “Optimizer” del controlador Multivariable colocando un valor menor a cero (0) para asegurar que el proceso de optimización se realizase de manera efectiva. Una vez ajustado este factor se encendió el controlador y se observó la carga máxima que el controlador logró obtener para el flujo de n-Butano en el Tope.

3.10. Configurar la arquitectura del sistema de control.

Para configurar el sistema de control se especificó la plataforma del Sistema de Automatización del proceso, que incluye, el controlador C-200, el protocolo de comunicación, servidores y estaciones de operación. Las estaciones poseen despliegues gráficos a fin de representar los dispositivos, equipos integrados y esquemas de control utilizados en el proceso.

3.11. Crear una interfaz humano-maquina con el fin de desarrollar prácticas virtuales con el software HMIWeb de Experion de la empresa Honeywell.

Para finalizar, se realizó el diseño de una interfaz humano-máquina que está representado a través de distintos despliegues del proceso siguiendo las normas PDVSA utilizadas en la empresa Honeywell, empleando el programa HMIWeb Builder Display. Esta interfaz está basada en la columna Desbutanizadora simulada en Aspen Hysys, la cual contiene todos los equipos empleados, variables a controlar, líneas de procesos y toda la información pertinente, permitiendo al estudiante interactuar con el proceso, realizar cambios en las variables y evaluar la respuesta del sistema, así como sintonizar lazos de control. Para realizar estos despliegues se utilizaron diversas Herramientas y equipos que dispone la librería del programa HMIWeb, así como

líneas para indicar la dirección del flujo. Otros equipos fueron elaborados manualmente.

CAPITULO IV

RESULTADOS Y ANÁLISIS

En este capítulo se presentan los resultados obtenidos y el análisis del mismo para los objetivos planteados en este Trabajo Especial de Grado:

4.1. Clasificación de las variables involucradas en el proceso de Desbutanización.

Se realizó un análisis estudio exhaustivo del proceso de Desbutanización incluyendo su funcionalidad, finalidad y la relación existente entre cada una de ellas. En teoría las variables que deben ser controladas teniendo en cuenta la seguridad y estabilidad de la planta son la presión y los niveles, de tal forma de poder prevenir la acumulación de vapor y líquido en la columna y evitar daños en el mismo, además la presión también tienen cierta influencia en la separación de los componentes del sistema. Por otro lado la temperatura es una variable fundamental en el proceso de destilación ya que influye significativamente sobre el equilibrio entre las fases Líquido-Vapor, así como la estabilidad de la planta y las especificaciones de pureza de los productos, esta puede ser controlada manteniendo un caudal de reflujo en la columna.

Por esta razón se tiene para el proceso de Desbutanización (6) variables manipuladas, (8) variables controladas y (4) variables de perturbación. A En la Tabla N°4, N°5 y N°6 se puede observar la clasificación de las variables en el proceso de desbutanización incluyendo su descripción.

Tabla N°4. Clasificación de las variables manipuladas del proceso de Desbutanización

Variabes Manipuladas	Descripción	Unidades
58FIC414.OP	Reflujo de Tope	Ton/día
58FIC416.OP	Flujo de C4+	Ton/día
58FIC4505.OP	Flujo de Vapor	GJ/h
58PCV416.OP	Presión de Tope	Bar
58PCV417.OP	Presión de Tope	Bar
58LCA408.OP	Nivel en el Fondo	%

Tabla N°5. Clasificación de las variables controladas del proceso de Desbutanización

Variables Controladas	Descripción	Unidades
58PCV416.PV	Presión de Tope (Bypass)	Bar
58PCV417.PV	Presión de Tope	Bar
58LCA409.PV	Nivel en el acumulador de tope V-100	%
58LCA408.PV	Nivel en el Fondo	%
58TIC406.PV	Temperatura de tope	°C
58TIC405.PV	Temperatura de Fondo	°C
58AC02.PV	Composición de n-Butano Tope	%
58AC_02.PV	Composición de n-Butano Fondo	%

Tabla N°6. Clasificación de las variables de perturbación en el proceso de Desbutanización

Variables de Perturbación	Descripción	Unidades
58FI412.PV	Flujo de alimentación 1	m ³ /h
58TI422.PV	Temperatura de alimentación 1	°C
58FI413.PV	Flujo de alimentación 2	m ³ /h
58TI423.PV	Temperatura de alimentación 2	°C

En el proceso se requiere del control de ciertas variables de proceso como se pueden observar en la Tabla N°5 tales como presión, temperatura, nivel, entre otras, que son fundamentales para lograr las especificaciones de producción. Esto se puede lograr manipulando determinadas variables, sin embargo, es necesario conocer las relaciones entre ellas y el efecto que ocasiona un cambio de las variables manipuladas y de perturbaciones sobre las variables controladas de tal forma de poder mantenerlas bajo condiciones específicas o determinados rangos de operación. A continuación se muestra en la Tabla N°7 un cuadro representativo de la relación existente entre las variables manipuladas y las variables controladas, por ejemplo un cambio en la apertura del reflujo de tope puede afectar a la presión de tope, la temperatura de tope, temperatura de fondo y nivel en el tope.

Tabla N°7. Relación entre las variables manipuladas y controladas.

Variables Controladas	Variables Manipuladas
Presión de Tope (Bypass)	Reflujo de tope, Flujo de Vapor
Presión de Tope	Reflujo de tope, Flujo de Vapor
Nivel en el acumulador de tope V-100	Reflujo de tope, Flujo de n-Butano Tope
Nivel en el Fondo	Flujo de C ₅₊
Temperatura de tope	Reflujo de tope, Flujo de Vapor
Temperatura de Fondo	Reflujo de tope, Flujo de Vapor

4.2. Diagramas de bloque del proceso.

Los Diagramas de Bloques se realizaron de acuerdo según la relación existente entre cada una de las variables para lograr las especificaciones de producción así como proveer el buen funcionamiento de los equipos y la seguridad de los mismos.

Se obtuvieron todos los Diagramas de Bloques de las variables controladas en el proceso de Desbutanización como: presión de tope, temperatura de tope, temperatura de fondo, nivel en el tope y fondo. Sin embargo se mostraron solo los Diagramas de Bloques de presión y temperatura de tope. El mismo procedimiento fue aplicado para el resto de los Diagramas los cuales se pueden observar en el Apéndice A.

4.2.1. Presión de tope.

La columna debe operar a una presión adecuada que permita condensar el producto líquido de cabecera de la torre. Las fluctuaciones de presión modifican los caudales y velocidades de paso de los vapores y alteran el perfil de temperatura de la columna por lo que es importante mantenerla bajo condiciones específicas.

Control de la Variable: manipulando el flujo de vapor (Bypass) que va directo al acumulador de tope V-100 y el flujo de vapor que va hacia al intercambiador E-100.

Estrategia de control: Control FeedBack debido a que solo se requiere producir una acción correctiva ante cualquier perturbación que afecte inmediatamente a la variable controlada, para asegurar la estabilidad de la columna y seguridad de los equipos. La variable es controlada mediante dos válvulas que actúan independientemente. El

objetivo es mantener una presión adecuada tanto en el tope como en el acumulador de tope. En el caso de aumentar la temperatura se abre la válvula de flujo de vapor que va directo al intercambiador para condensar parte de los vapores mientras que la válvula de Bypass se cierra para evitar aumento de la temperatura en el acumulador de tope.

A continuación se muestra en la Figura N°6 y N°7 el Diagrama de Bloque para el control de presión de tope.

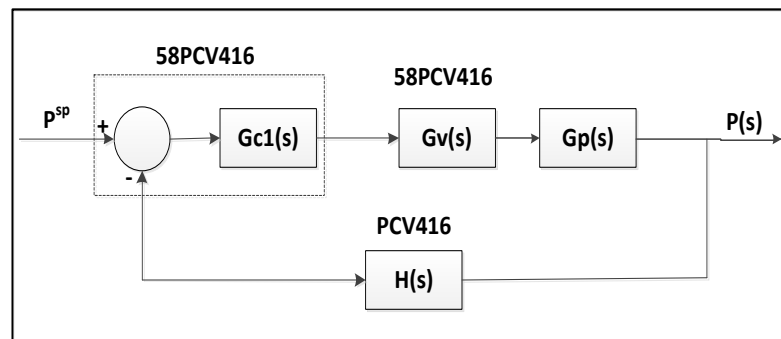


Figura N°6. Diagrama de Bloque para el control de presión de tope (58PCV416)

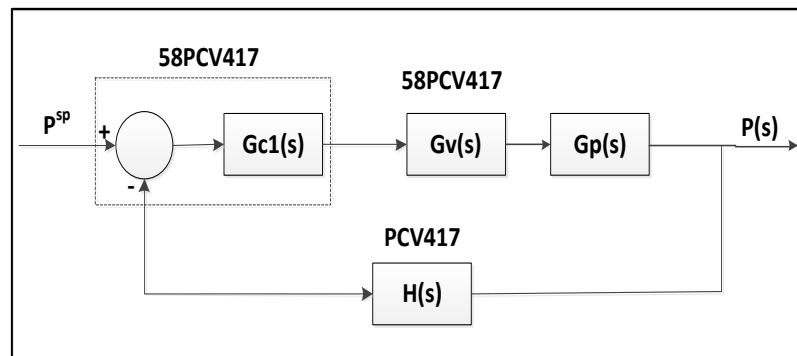


Figura N°7. Diagrama de Bloque para el control de presión de tope (58PCV417)

4.2.2. Temperatura de tope.

El control de temperatura en el tope de la columna 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 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.

Control de la variable: manipulando el reflujo de tope de la columna.

Estrategia de control: Control en Cascada, ya que se requiere eliminar el efecto que ocasiona las perturbaciones en la variable manipulada (reflujo de tope) para lograr la separación de los componentes del sistema. Para ello esto se mide la temperatura de la columna donde esta señal es enviada al controlador de temperatura (maestro) para compararla con el Set-Point (SP) y luego se ingresa como SP para el control de reflujo de la columna (esclavo). A continuación se muestra en la Figura N°8 el Diagrama de Bloque para el control de temperatura de tope de la columna Desbutanizadora.

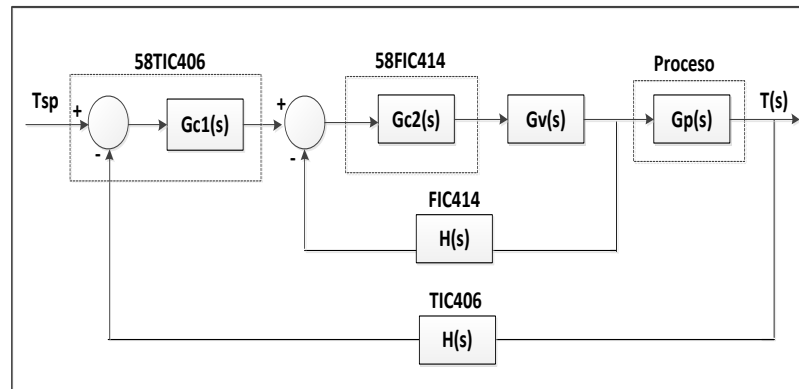


Figura N°8. Diagrama de bloque del control de temperatura en el tope (58TIC406)

4.2.3. Temperatura de fondo.

El objetivo de control consiste en lograr una temperatura adecuada de producto de fondo que permita garantizar la calidad del producto de fondo (C5+) de acuerdo a las especificaciones.

Control de la variable: manipulando el flujo de calor en el Reboiler.

Estrategia de control: control en cascada. Se utiliza principalmente para eliminar los efectos que pueden ocurrir en el flujo de vapor como consecuencia de las perturbaciones. El control de esta variable está relacionado con el control de flujo de

calor en el Reboiler. El lazo de control maestro es el controlador de temperatura y el lazo esclavo es el controlador de flujo.

4.2.4. Nivel en el acumulador de tope

El objetivo principal es mantener un nivel adecuado en el tope de la columna que garantice a su vez un flujo de producto deseado.

Control de la variable: manipulando el flujo de butano en el tope.

Estrategia de control: Control en Cascada. Se utiliza principalmente para controlar las variaciones que puede sufrir el flujo de n-Butano en el tope como consecuencia de las perturbaciones. El control de esta variable está relacionada con el flujo de producto C4+.

4.2.5. Nivel en el Reboiler.

El objetivo de este control consiste en mantener un nivel adecuado en el Reboiler de tal forma de evitar inundación en la columna,

Control de la variable: manipulando el flujo de pesados C₅⁺.

Estrategia de control: Control en FeedBack, debido a que solo se desea mantener el nivel en Reboiler de la columna para garantizar el balance de materia y energía, sin importar las variaciones que puede sufrir el flujo de producto de fondo. El control de esta variable se realiza manipulado en flujo de C₅⁺.

4.3. Comunicación de la planta simulada en Aspen Hysys y el software LabView.

Para lograr la comunicación entre el programa Hysys y el Sistema Experion de la empresa Honeywell, se estudió e investigó la posibilidad de conectarlos directamente, es decir, sin ningún tipo de programa intermedio, sin embargo, no se obtuvieron buenos resultados ya que ambas plataformas no son directamente compatibles en cuanto a transferencia de datos. Es por ello que fue necesaria la inserción de un programa que pudiese comunicar ambas plataformas de una manera sencilla, rápida y eficaz, como lo es el caso del software LabView, que por su ambiente desarrollado mediante bloques

y funciones permite programar de forma intuitiva de una manera fácil y rápida que con otros lenguajes de programación convencionales, utilizando las facilidades que ofrece la tecnología ActiveX.

La comunicación fue hecha a través de la filosofía Cliente-Servidor, este modelo es una comunicación basada en una serie de preguntas y respuestas, donde el cliente comienza la petición, el servidor recibe la solicitud, realiza la ejecución y devuelve los resultados en forma de respuesta para continuar con el proceso. La interfaz del servidor esta representador por el programa Aspen Hysys y la interfaz del cliente por el software LabView, donde éste accederá a todas las propiedades y funciones del objeto en Hysys para incluir y/o extraer variables de la planta simulada utilizando diversos bloques como Property Node e Invoke Node disponibles en LabView .

La función encargada de definir el tipo de objeto así como abrir y cerrar referencias a controles ActiveX es el bloque llamado “Automation Refnum” tal y como se muestra en la Figura N°9. Este bloque es el encargado de acceder a toda la información de la planta simulada en Hysys.

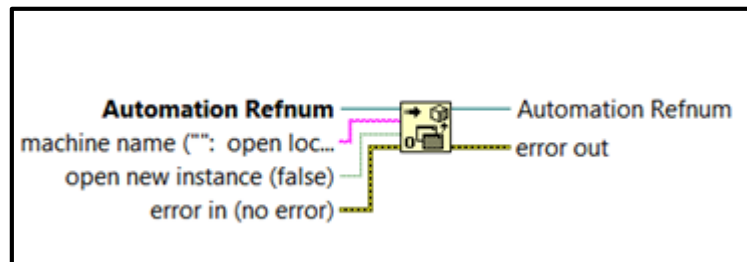


Figura N°9. Bloque para definir la referencia de controles ActiveX.

Para extraer las propiedades de la planta así como las señales de control fue necesario utilizar en la simulación de Aspen Hysys la operación unitaria “Spreadsheet” donde se elaboró una tabla con todas las propiedades de las corrientes de interés y de los controladores utilizados, ya que LabView solo permite extraer propiedades dentro del ambiente de columna (Sub-Flosshet) donde se encuentran todos los equipos empleados, como: bombas, intercambiadores, válvulas, controladores etc. Con la tabla creada en el Spreadsheet se programó en LabView para que pudiera leer directamente todos los valores. A continuación en la Figura N°10 se muestra un diagrama de flujo que

representa la programación hecha en el programa LabView. El código de la programación realizado en LabView puede observarse en el Apéndice B.

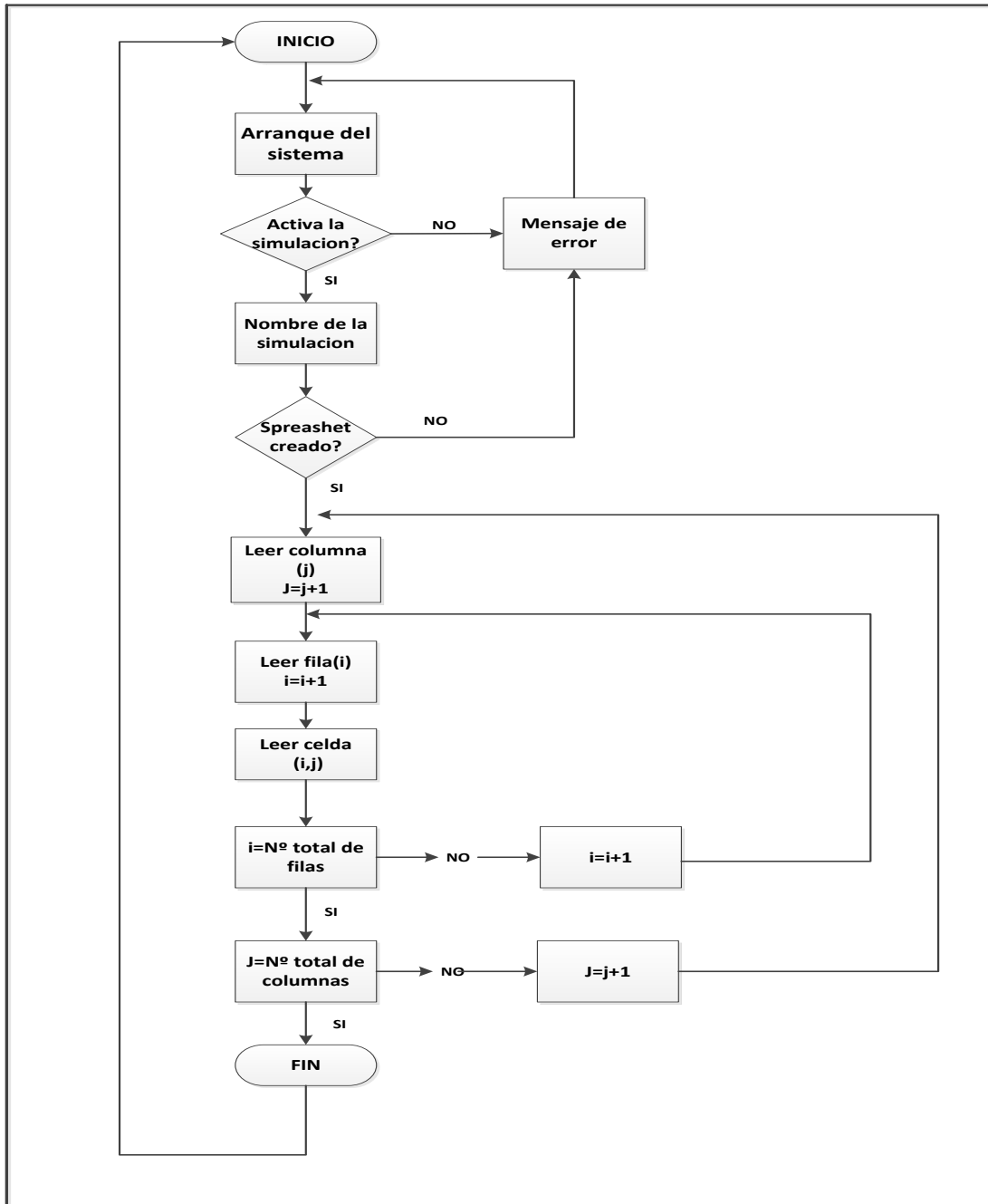


Figura N°10. Diagrama de flujo para la lectura de las corrientes simuladas en Aspen Hysys.

(Elaboración propia)

4.4. Esquemas de control básico y de instrumentación.

Se procedió a la elaboración de los esquemas de control básico y de instrumentación, con los datos de los rangos de operación que fueron determinados en la planta simulada en Aspen Hysys.

A continuación se muestran las estrategias configuradas en el Software Experion® PKS

➤ Configuración del lazo de control de presión de tope

Uno de los problemas que se tiene en el control de la columna Desbutanizadora es el control de presión. Cuando hay una gran cantidad de gases en el tope de la columna, se puede abrir la válvula que va directo hacia el intercambiador E-100 para aumentar la condensación de los gases y disminuir la presión, sin embargo es necesario mantener una presión adecuada en el acumulador de tope V-100, por lo que existe una válvula de Bypass que va directo al acumulador y que permite contrarrestar ese cambio de presión. Para el logro de tal fin fue pertinente realizar la configuración de dos módulos de control, uno para cada variable manipulada. En la Figura N°11 se observa el primer módulo correspondiente a la válvula que va directo al intercambiador (58PCV417). Este módulo está compuesto por un bloque numérico llamado INPUT que se encarga de tomar la señal de la PV proveniente de la planta simulada en Hysys, la salida es enviada a un bloque de DATAACQA llamado DACA encargado de escalonar la variable de proceso a unidades de ingeniería, esto con el fin de generar la señal de entrada del bloque PIDA de acción directa, cuya función es mantener el valor de la variable de proceso en un determinado Set Point tomando en cuenta el rango de operación de la variable, la salida es enviada nuevamente a un bloque numérico llamado OUT que se encarga de enviar la señal de apertura OP hacia la planta simulada en Hysys. En caso de aumentar la presión se abre la válvula. El mismo lazo de control aplica para la válvula de Bypass que va directo al acumulador de tope V-100 ya que ambos miden la misma variable y poseen el mismo set Point. La única diferencia entre ambos lazos es la acción del controlador la cual para este lazo está configurada como acción inversa, es decir en caso de aumentar la presión se abre la válvula (58PCV417)

y se cierra la válvula (58PCV416) para evitar alta presión en el acumulador. El Set Point del controlador (58PCV416) se envía al controlador (58PCV417) el cual está configurada en modo cascada (CAS) para que acepte el Set Point, tal y como se muestra en la Figura N°12.

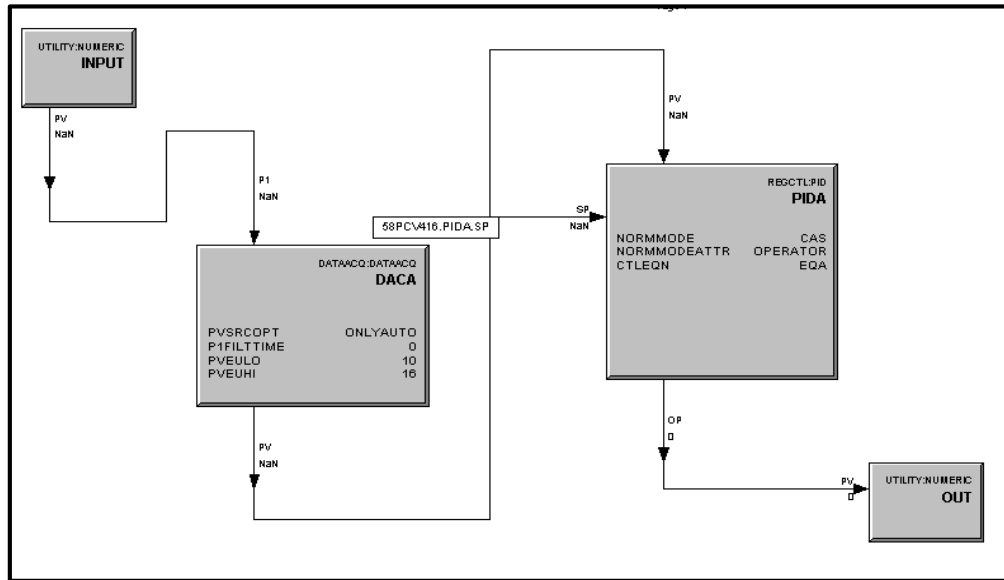


Figura N°11. Configuración del lazo de control de presión (58PCV417)

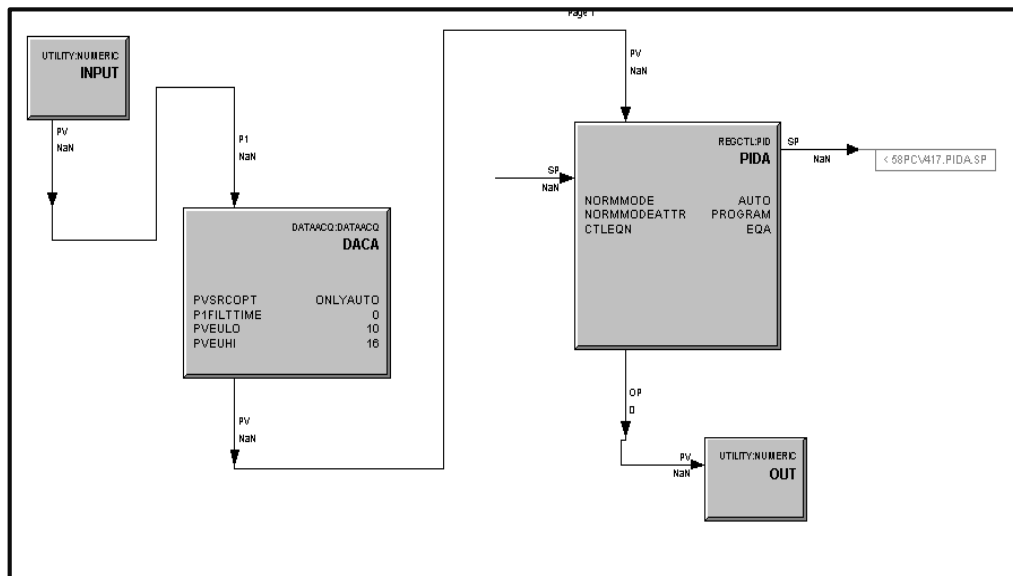


Figura N°12. Configuración del lazo de control de presión (58PCV416)

Este mismo procedimiento fue aplicado para el lazo de control de nivel en el fondo de la columna el cual se encuentra configurado como acción directa, ya que ante un aumento del nivel, la válvula debe abrir para lograr mantenerla en un determinado Set Point. El esquema de control asociado al lazo de control de nivel en el fondo de la columna se muestra en el Apéndice C.

➤ **Configuración del lazo de control de temperatura de fondo de la columna**

Para el control de temperatura de fondo se configuraron dos módulos de control, temperatura y flujo. La forma en que funciona la estrategia mostrada en las Figuras N°13 y N°14 es la siguiente: se supervisa la temperatura y el controlador decide la forma de manipular el reflujo para mantener (58TIC405) en el punto de control, esta decisión es enviada al controlador de reflujo (58FIC4505) en forma de punto de control la cual manipular el flujo para garantizar el valor requerido por el controlador de temperatura. El bloque PIDA de lazo esclavo o flujo se configuró en modo cascada (Cas) para que acepte el Set Point que es proporcionado por el controlador maestro de temperatura. Por ejemplo en caso de un aumento de temperatura se cierra la válvula de flujo de calor para lograr que descienda la temperatura, por lo que la válvula está configurada como acción inversa mientras que la temperatura como acción directa.

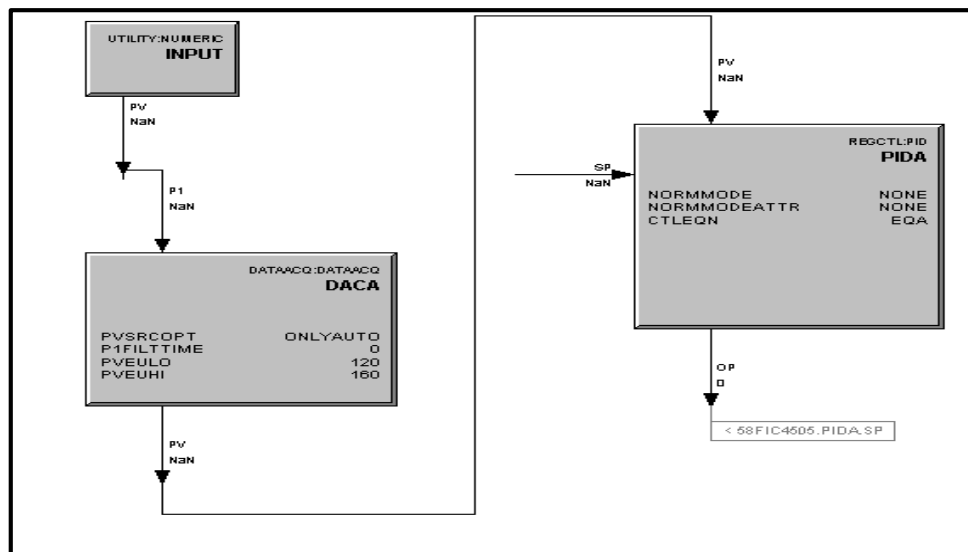


Figura N°13. Configuración del lazo de control de temperatura de fondo (58TIC405)

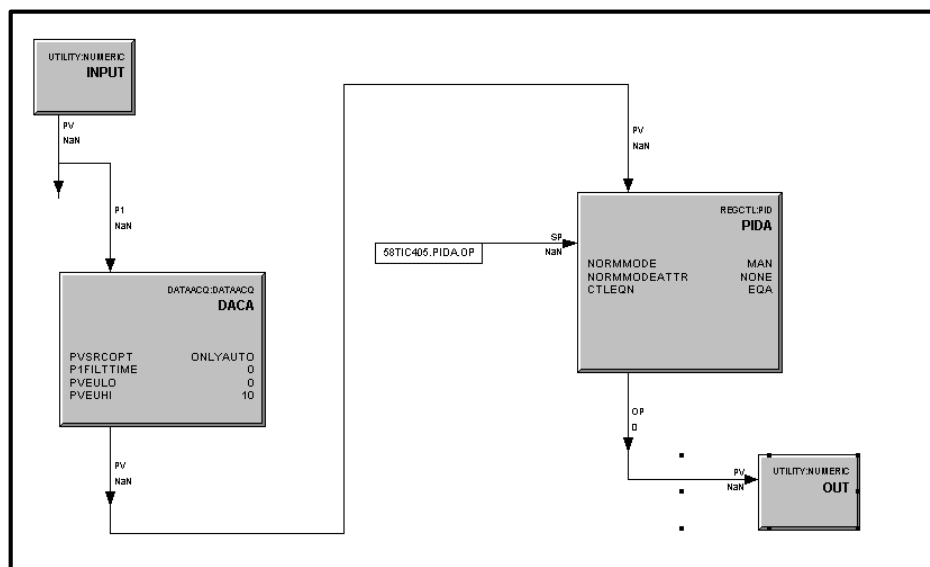


Figura N°14. Configuración del lazo de control de flujo de calor en el fondo (58FIC4505).

Este mismo procedimiento fue aplicado para el control de temperatura y nivel en el tope. Ver Apéndice C.

4.5. Comunicación entre el software LabView y el programa Experion® PKS de la empresa Honeywell.

La comunicación de LabView con el sistema Experion® PKS fue hecha usando el protocolo Modbus TCP/IP por su alto desempeño, poco desarrollo, y la capacidad que tiene para alcanzar altas velocidades de transmisión de datos así como lograr tiempos de respuestas en el rango de milisegundos. Esta comunicación se realizó bajo un entorno Ethernet sobre una filosofía Maestro/ Esclavo, donde el dispositivo maestro representa el programa Experion® PKS y el dispositivo Esclavo el Software Labview. Básicamente el dispositivo maestro (Experion) se encarga de realizar las peticiones correspondientes y el Software LabView (Esclavo) responde enviando lo que se le pide por medio de una estructura o trama Modbus.

La función principal del Software LabView es recibir las señales de las Variables de Proceso (PV) provenientes de la planta simulada en Aspen Hysys. El sistema Experion® PKS por el contrario es el encargado de monitorear estas señales y enviarlas al controlador Físico C-200 a través de una red Ethernet. Por ejemplo, cuando se

introduce una perturbación en el sistema, el Controlador enviará como acción correctiva el valor de la señal OP para mantener las Variables dentro de las especificaciones de producción, por lo que Experion recibirá esta señal, la enviará al programa LabView a través de un registro Modbus, donde LabView se encargará de enviarla a la planta simulada por medio de ActiveX, la cual tendrá disponible controladores PID configurados en manual de tal forma de poder escribir la OP y lograr los objetivos de control. Para que LabView y Experion logren intercambiar información es necesario definir los códigos de función Modbus TCP/IP tanto en LabView como en Experion. Estos códigos se definieron de tipo Holding Register e Input Register disponibles en el manual de Experion® PKS.

Esta comunicación consta de las siguientes etapas:

Etapas 1. Configuración de los códigos de función con Modbus TCP/IP.

En esta primera etapa se configuraron los códigos de lectura de las variables de proceso (PV) (Input Register) y Lectura/Escritura de las señales de Apertura (OP) (Holding Register). Con las variables de proceso y aperturas de la válvula provenientes de Hysys, se programó en LabView para asignarle una dirección a través de Modbus TCP/IP empleando la base de datos Modbus que dispone la Librería (bloques). A cada Variable se le asignó un código según el tipo, Lectura o Escritura y el mismo código fue configurado en Experion PKS.

En el sistema Experion® PKS los códigos de función fueron configurados utilizando la herramienta Quick Builder a través de puntos SCADA de tal forma de almacenar la información de las variables de proceso. Es decir, Experion lee las Variables de Proceso (PV) de tipo Input Register provenientes de LabView y el controlador escribe una señal de apertura (OP) de tipo Holding Register que será enviada a la planta simulada en Aspen Hysys a través de Modbus TCP/IP, tal y como se muestra en la Figura N° 15.

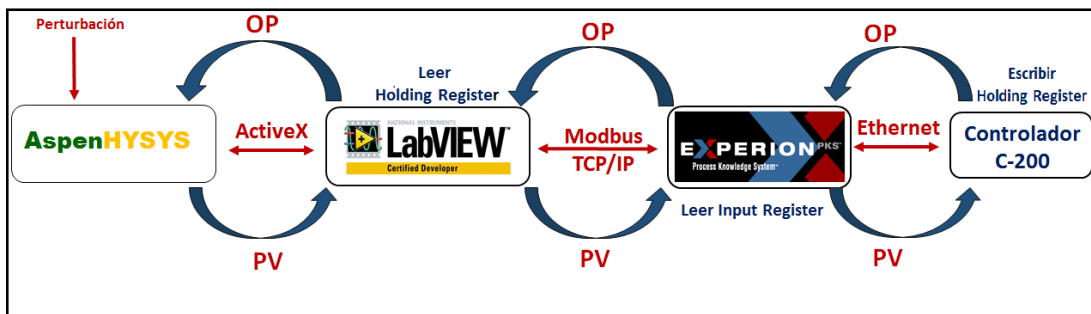


Figura N°15. Diagrama de comunicación entre Aspen Hysys, Labview, Experion® PKS y el controlador C-200.

A continuación se muestran en las Tablas N°8 y N°9, los códigos de funciones asignados para las variables manipuladas y las variables de proceso.

Tabla N°8. Variables de tipo Holding Register.

Holding Register	Descripción	Código de Función
PCV416	Flujo de vapor al acumulador de tope	0001
PCV417	Flujo de vapor al intercambiador E-15	0002
FIC416	Flujo C4+	0003
FIC414	Reflujo de Tope	0004
FIC4505	Flujo de BTU	0005
FIC415	Flujo C5+	0006

Tabla N°9. Variables de tipo Input Register

Input Register	Descripción	Código de Función
TIC406	Temperatura de tope	0001
TIC405	Temperatura de Fondo	0002
LCA408	Nivel en el Acumulador de fondo V-101	0003
LCA409	Nivel en el Acumulador de tope V-100	0004
FIC416	Flujo de C4+	0005
PCA406	Presión de tope	0006
FIC414	Reflujo de tope	0007
FIC4505	Flujo de BTU	0008
FIC415	Flujo de C5+	0009
FI412	Flujo de alimentación 1	0010
TI422	Temperatura de alimentación 1	0011
FI413	Flujo de alimentación 2	0012

Continuación (Tabla N°9)

Input Register	Descripción	Código de Función
TI423	Temperatura de alimentación 2	0013
AC02	Composición de n-Butano Tope	0015
AC_02	Composición de n-Butano Tope	0018
FV01	Fracción de Vapor	0020
P100	Potencia de la Bomba	0021

Mediante la configuración de los códigos de función Modbus TCP/IP mostradas en las Tablas N°8 y N°9 se logró llevar a cabo la comunicación del sistema Experion® PKS con el software LabView.

Etapa 2. Creación de una base de datos en el sistema Experion® PKS con la herramienta OPC Integrator.

En la Figura N°16 se muestra un diagrama representativo de la comunicación vía OPC Integrator donde se indica un ejemplo de una variable (FIC4505), los colores rojo y verde representa las variables que fueron definidas en el Quick Builder, el color amarillo representa el bloque número utilizado para leer la variable en el Control Builder y el color azul el nombre del módulo creado para esa variable. En el caso de las PV estas deben ser enviadas hacia los diferentes módulos de control que fueron creados en el Control Builder definiendo el tipo de bloque encargado de recibir la PV en este caso el bloque numérico llamado INPUT. Por el contrario, las OP de las válvulas son escritas por el Controlador en el control Builder y de allí enviadas al Quick Builder utilizando el bloque de salida OUT; es decir se debe indicar el nombre de la variable definida en el Quick Builder como inicio y como destino el nombre del módulo que fue creado para esa variable en el control Builder con el nombre del bloque y el tipo de variable.

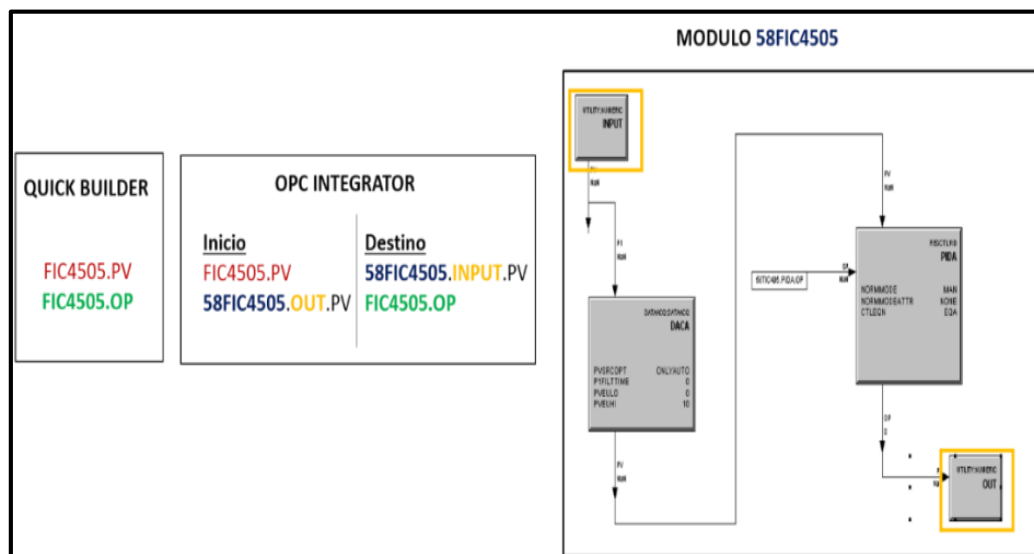


Figura N°16. Diagrama detallado de la comunicación vía OPC Integrator (Elaboración Propia)

La conexión del Sistema Experion PKS con el controlador C-200 se realizó mediante una tarjeta a través de una red Ethernet. Esta red es definida por los sistemas Honeywell como FTE (Faul Tolerant Ethernet). Por medio de esta tarjeta se logró la conexión del controlador con todos los sistemas Experion PKS empleando una conexión de área local a través de un cable RJ45. Verificando a través de la consola de la maquina la comunicación con el controlador C-200 por medio de la dirección IP.

4.6. Ajuste de los lazos de control.

Se realizó el ajuste de los lazos de control con el objetivo de mantener las variables dentro del rango de operación empleando el programa Profit RPID. El procedimiento consistió en hallar parámetros de ajuste adecuados para cada uno de los controladores variando el tiempo de ejecución (rapidez para determinar los ajustes). Los mejores parámetros de ajuste fueron seleccionados de acuerdo a la respuesta de la variable ante un cambio en el Set Point, es decir, se consideró la tendencia de la curva (presencia de oscilaciones) y el tiempo que tarda la variable en alcanzar el estado estacionario. Se realizó un primer ajuste de forma manual variando los parámetros de ajuste y observando la respuesta de la variable, posteriormente se empleó el programa RPID para afinar el ajuste. En el Gráfico N°1 se muestran tres (3) curvas de reacción. La curva

de color rojo representa el Set Point mientras que el resto muestra el comportamiento de la variable para distintos tiempos de ejecución. La curva de color amarilla obtenida a partir de un tiempo de ejecución de 2 minutos muestra un comportamiento inestable presentando picos altos y bajos, mientras que la curva de color verde obtenida para un tiempo de ejecución de 1 minuto presenta una respuesta rápida, suave y estable, al igual que la curva de color azul obtenida mediante la sintonización de forma manual, sin embargo la curva que alcanza con mayor rapidez condiciones estacionarias es la curva de color verde, alcanzó en un tiempo igual a 14 minutos.

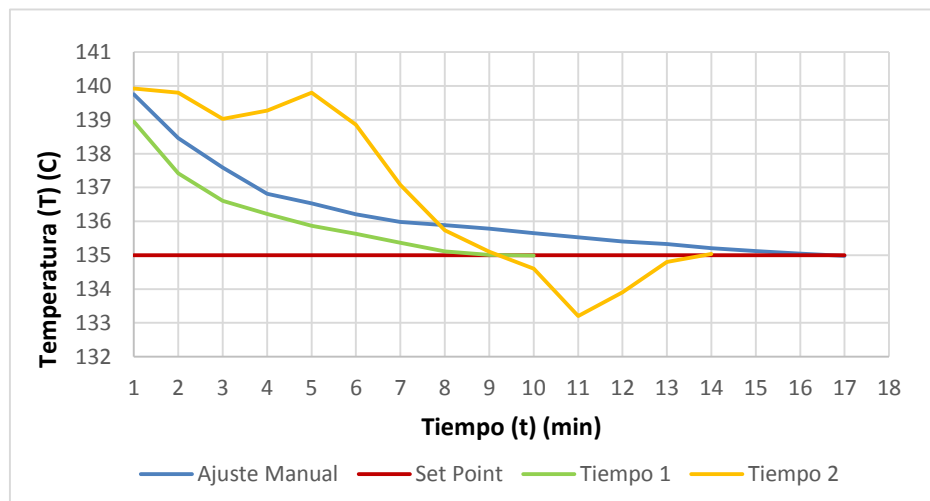


Gráfico N°1. Curva de ajuste para el lazo de temperatura de fondo

En la Tabla N°10 se muestran los valores de los tiempos de ejecución, parámetros de ajuste obtenidos y tiempos en que la variable alcanzó el estado estacionario. Para cada tiempo de ejecución se obtienen parámetros diferentes. Para un tiempo de ejecución de 0,8 minutos se puede observar que los valores de ganancia y tiempo integral son mayores en comparación con los valores arrojados por el tiempo de ejecución de 2 minutos lo que otorga rapidez y estabilidad, sin embargo si el parámetro derivativo suele ser grande produce inestabilidad pero si por el contrario es muy pequeño la variable oscila demasiado con relación al set Point por lo que suele ser poco utilizada debido a la sensibilidad al ruido que manifiesta y a las complicaciones que ello conlleva.

Finalmente se puede decir que la mejor sintonía se alcanzó en un tiempo de ejecución de 10 minutos ya que la curva obtenida fue suave, sin oscilaciones y se alcanzaron las condiciones estacionarias en el menor tiempo. El resto de los parámetros fueron sintonizados manualmente y validados por el personal de Honeywell, utilizando en todo los lazos, controladores tipos PI, ya que con el modo de control Integral se logra disminuir y eliminar el error en estado estacionario provocado por el modo proporcional, mientras que la acción derivativa presenta inestabilidad y oscilaciones cuando el tiempo suele grande o pequeño por lo que es difícil encontrar un valor optimo que permita arrojar una respuesta satisfactoria.

Tabla N° 10. Parámetros de ajuste del controlador correspondiente a la temperatura de tope.

Curva	Tiempo de ejecución (min)	Ganancia, K	Tiempo integral (min)	Tiempo Derivativo (min)	Tiempo en estado estacionario (min)
Azul	---	2	6,3	---	17
Amarilla	2	0,97	6,81	0,44	14
Verde	0,8	1,13	7,29	0,15	10

4.7. Estrategias de control diseñadas bajo las normas SAMA y configuración en el DSC.

Como se mencionó anteriormente el proceso de Desbutanizacion requiere de ciertas estrategias de control adecuadas, que permitan mantener en valores deseados ciertas variables del proceso, así como garantizar la seguridad y la estabilidad de la planta, con el propósito de obtener productos bajo especificaciones. A continuación se muestran los diagramas diseñados bajos las normas SAMA según las estrategias de control empleadas en el proceso.

En el diagrama mostrado en la Figura N°17 el transmisor de presión (PCV417), realiza la medición de la variable de proceso, donde esta señal es enviada al controlador de presión (58PCV417) donde es comparada con el Set Point, si la presión es alta el controlador enviara una señal para abrir la válvula de flujo.

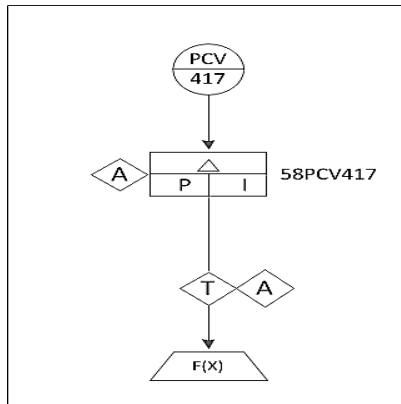


Figura N°17. Diagrama de control de Presión de tope (58PCV416) bajo las normas SAMA.

Para el control de temperatura de Tope mostrado en la Figura N°18, el transmisor de temperatura (58TI406), realiza la medición de la variable de proceso, posteriormente esta señal es enviada al controlador de temperatura (maestro) (58TIC406) donde la compara con el Set Point. El resultado de esta comparación ingresa como Set Point al controlador de flujo (esclavo) (58FIC414). Esta variable también es medida con el trasmisor de flujo (FIC414), para ser comparada con el Set Point correspondiente al valor de reflujo deseado. Como resultado de la comparación, la válvula se abre o se cierra, logrando así el control de la temperatura. El resto de los diagramas se pueden observar en el Apéndice D.

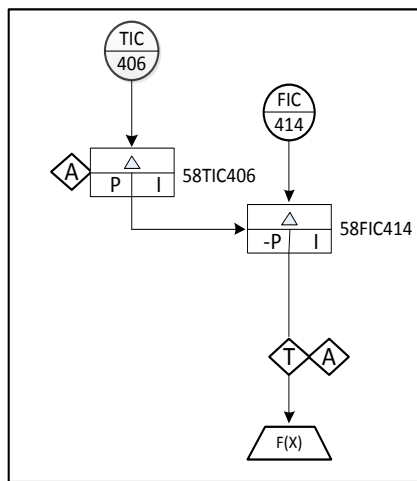


Figura N°18. Diagrama de control de temperatura de tope (58TIC406) bajo las normas SAMA.

4.8. Estrategias de control avanzado.

Debido a que en el proceso una Variable Manipulada (MV) no influye en una sola variable controlada (CV) sino que afecta a otras variables que a su vez están influenciadas por otras (CV), se procedió a implementar un sistema de control Multivariable, esquema MIMO, utilizando la Tecnología de Control Predictivo Multivariable Robusto (RMPCT) del Profit Control de manera que se pueda alcanzar las especificaciones deseadas. Para ello, fue necesario obtener el modelo matemático del proceso simulado en Hysys para poder configurar el controlador.

A continuación se describen las etapas realizadas para la implementación del control Multivariable:

4.8.1. Modelos matemáticos.

Los modelos matemáticos (funciones de transferencia) fueron obtenidas a través del programa Profit Stepper. Para ello, se seleccionaron las variables controladas, manipuladas y de perturbación, donde el programa realizó saltos en escalón de las variables manipuladas, es decir cambios en el Set Point cada cierto tiempo con la finalidad de observar el efecto que tienen sobre las variables controladas. De esta forma se obtuvieron las funciones de transferencia que relaciona la variable manipulada sobre las variables controladas. En el caso de las perturbaciones, se realizaron cambios en la PV desde la planta simulada en Hysys donde el programa Profit Stepper recolectó la data para luego identificar los modelos de acuerdo al efecto que tuvieron sobre las variables controladas.

A continuación se muestra en la Figura N°19 algunas de las funciones de transferencia obtenidas con el programa Profit Stepper, la cual está representada mediante una 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 observa la tendencia de la curva, el modelo matemático, el tipo de función, es decir, si es de primer orden o de orden superior con o sin tiempo muerto y su respectivo valor.

Cada función de transferencia responde a la dinámica de la planta simulada en Aspen Hysys y los resultados arrojados coinciden con que en teoría debe ocurrir cuando se ejecuta una acción en alguna variable manipulada o se introduce una perturbación. Por ejemplo para la variable MV1-58FIC414 (reflujo de tope) el modelo obtenido para la variable controlada CV9-58TIC405 (temperatura de fondo) es una respuesta decreciente debido a que un aumento del reflujo de tope produce un enfriamiento en la temperatura de fondo de la columna con un tiempo muerto de 3,5 minutos para el modelo obtenido.

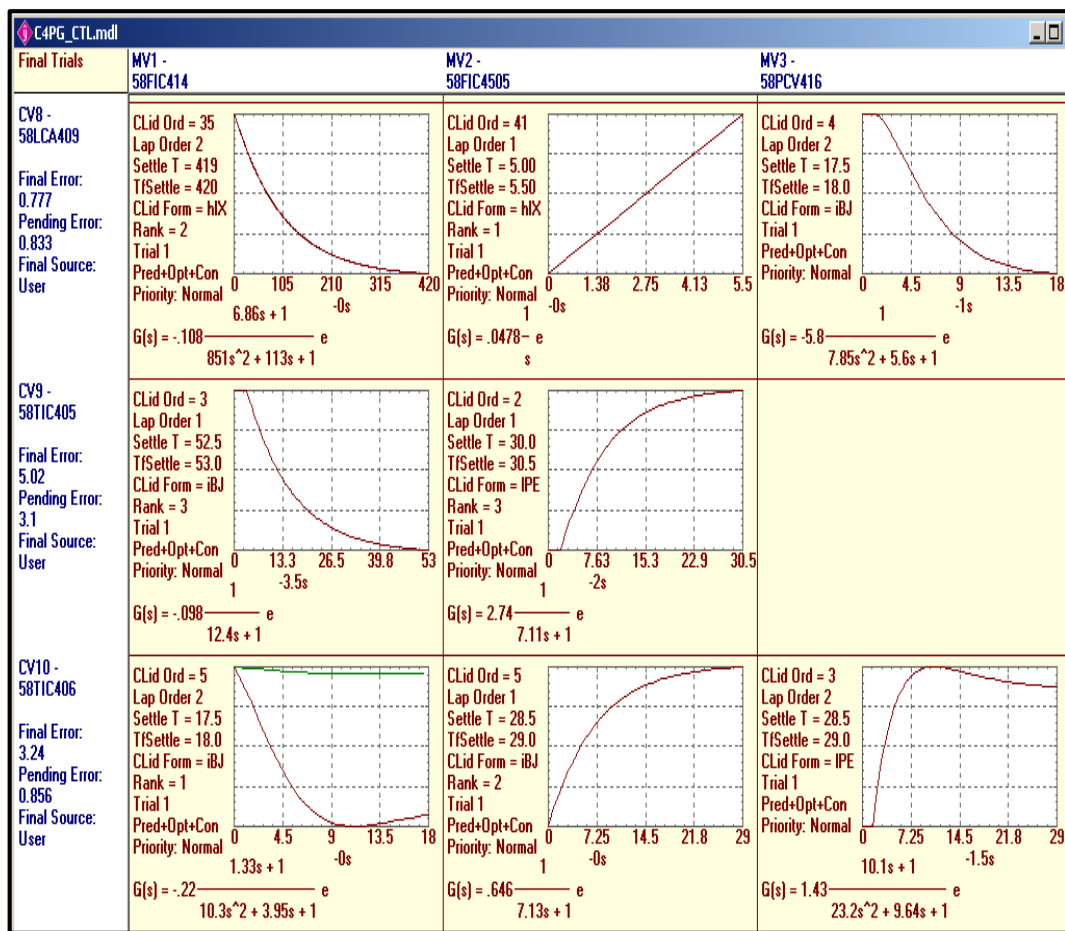


Figura N°19. Selección de funciones de transferencias identificadas con el Profit Stepper a partir de la simulación en Hysys.

4.8.2. Configuración del controlador Multivariable.

Una vez obtenido el modelo matemático, se procedió a configurar el controlador Multivariable, para ello es importante asignarle los rangos de operación de las variables MV's para darle libertad al controlador Multivariable de moverse dentro de ese rango y de esta manera lograr controlar las variables del proceso, tomando en cuenta que las CV's también deben mantenerse dentro de un rango de control. Inicialmente se trabaja sobre un ambiente de simulación generado en el Profit Design Studio, donde se encuentra todas las funciones de transferencias generadas la cual es parte fundamental para la creación del controlador Multivariable. Posteriormente, cuando se han ajustado los parámetros principales de este controlador, se exportan estos datos a Profit Suite Runtime Studio específicamente al paquete Profit Controller, donde se crea la plataforma URT que permitirá la conexión entre el controlador y la simulación creada en el Control Builder. Seguidamente se utilizó el programa Operator Station donde se monitorea en tiempo real la conexión entre el controlador, la simulación, y se hacen los últimos ajustes al controlador Multivariable. En la Figura N°20 se muestra el rango de operación (Low Lim- High Lim) de las CV's asignadas para el proceso de Desbutanizacion, donde también se incluyeron las aperturas de las válvulas OP como variables controladas. El de las MV's se muestran en el Apéndice E.

CV #	CV Description	Status	Value	Future Value	SS Value	Low Limit	High Limit	SetPoint
1	Flujo de Vapor OP	GOOD	66.87955	66.5925	65.69241	30	90	
2	Presion de Tope_intercambiador OP	GOOD	89.65929	89.62167	89.62053	10	90	
3	Presion de Tope_Vessel OP	GOOD	60.76129	60.76035	60.76103	10	90	
4	n-Butano Tope	GOOD	0.35	0.3462733	0.3461819	1	
5	n-Butano Fondo	GOOD	0.06	0.07373141	0.07953057	0.3	
6	Reflujo de Tope OP	GOOD	46.63379	46.62589	46.6305	80	
7	Flujo de C4+	GOOD	80.8	80.66405	80.66369	
8	Nivel de Tope	GOOD	81.21	81.01307	90	80.58	90	
9	Temperatura de fondo	GOOD	132.92	133.4497	133.1611	130	140	
10	Temperatura de Tope	GOOD	84.06	84.16965	84.10126	80	90	

Figura N°20. Rango de operación de las CV's

Para entonar el controlador Multivariable se deben configurar tres (3) parámetros que se encuentran en el Profit Controller: optimización, control y proceso para las MV's y las CV's del proceso de desbutanizacion. Estos parámetros fueron hallados realizando pruebas con el simulador y observando la respuesta de las variables en alcanzar condiciones estacionarias.

El parámetro Optimización fue de gran importancia ya que se empleó para el control de la variable de flujo de butano Tope, permitiendo obtener la mayor cantidad de flujo que dispone la torre pero a su vez manteniendo las MV's y CV's dentro de su rango de operación. Para ello, se configuró el parámetro denominado "Linear Obj Coef", donde se colocó un valor menor a cero, para indicarle al controlador Multivariable que esa variable era la que debía optimizar, mientras menor es el número más importante será para el controlador optimizar esa variable tal y como se muestra en la Figura N°21. Los demás parámetros quedan asignados por defectos como cero (0).

CV #	CV Description	Linear Obj Coeff	Quadratic Obj Coeff	Desired CV Value	Delta Soft Low Limit	Delta Soft High Limit	Error Tolerance
1	Flujo de Vapor DP	0	0	0	0	0	49.07396
2	Presion de Tope_intercambiador OP	0	0	0	0	0	87.66634
3	Presion de Tope_Vessel OP	0	0	0	0	0	89.34043
4	n-Butano Tope	0	0	0	0	0	0.1745394
5	n-Butano Fondo	0	0	0	0	0	0.3186712
6	Reflujo de Tope DP	0	0	0	0	0	15.43162
7	Flujo de C4+	-4	0	0	0	0	1.14744
8	Nivel de Tope	0	0	0	0	0	16.10431
9	Temperatura de fondo	0	0	0	0	3	19.30878
10	Temperatura de Tope	0	0	0	0	0	25.36867

Figura N°21. Ajustes de las CV's para el parámetros de optimización.

Para la variable controlada se configuró en el parámetro de control (Low EU Give up-High EU Give up) el cual es el máximo movimiento que pueden tener las CV's en cada intervalo de ejecución. Generalmente, a los flujos y presión se les permite mover en 2% debido al efecto que ocasionan sobre las variables controladas y a las

temperaturas o composiciones por ser más lentas en 1% o 0,5% debido al retardo que poseen para mantenerse dentro de los rangos operacionales. Por otro lado se estableció la rapidez con que el controlador lleva a la CV al Set Point (Performance ratio). Un valor menor a uno (1) permite aumentar la rapidez de las CV's para alcanzar el SP lo contrario ocurre cuando es mayor a uno (1). Generalmente se coloca por defecto un Performance ratio de uno (1) a todas las variables, ya que la respuesta es estable. Por otro lado se observa, el tiempo que tardará la variable controlada en alcanzar el estado estacionario ante un cambio en el Set Point (Clsd Loop Resp) la cual es directamente proporcional al (Performance ratio). En la Figura N°22 se muestra el ajuste de la CV's para el parámetro control.

The screenshot shows the 'Profit Suite Operator Station - C4PG_CTL' interface. The main window displays a 'Grid/Viewer' with a table of CV parameters. The table has columns for CV #, CV Description, Perf Ratio, Clsd Loop Resp Int, Low EU Give Up, High EU Give Up, Number of Blocks, FF To FB Perf Ratio, and State Estimation. The 'Perf Ratio' column is highlighted in yellow, and the 'State Estimation' column is highlighted in green. The table contains 10 rows of data.

CV #	CV Description	Perf Ratio	Clsd Loop Resp Int	Low EU Give Up	High EU Give Up	Number of Blocks	FF To FB Perf Ratio	State Estimation
1	Flujo de Vapor OP	1	109	2	2	10	1	D-OFF
2	Presion de Tope_intercambiador OP	1	9	2	2	10	1	D-OFF
3	Presion de Tope_Vessel OP	1	12	2	2	10	1	D-OFF
4	n-Butano Tope	1	152	0.1	0.1	10	1	D-OFF
5	n-Butano Fondo	1	152	0.1	0.1	10	1	D-OFF
6	Reflujo de Tope OP	1	13	2	2	10	1	D-OFF
7	Flujo de C4+	1	18	1	1	10	1	D-OFF
8	Nivel de Tope	1	40	100	100	10	1	D-ON
9	Temperatura de fondo	1	58	1	0.5	10	1	D-OFF
10	Temperatura de Tope	1	43	1	1	10	1	D-OFF

Figura N°22. Ajuste de las CV's para el parámetro control.

En cuanto a las MV's en el parámetro control, se configuraron los límites (Max move down – Max move up) con la finalidad de establecer un límite en la que se moverán las MV's cuando las PV se salen del rango de control. En el parámetro Proceso se configuraron los límites de rampa (Low limit ramp rate-High Limit ramp rate) la cual se utilizó la mitad del valor empleado en el (Max move down – Max move up), de esta forma si el operador desea disminuir el rango de operación de algunas de las MV's se

harán de acuerdo al límite de rampa para que el movimiento sea más lento. El parámetro proceso de las MV's y CV's se muestran en el Apéndice E.

4.9. Análisis de beneficios del proceso con el optimizador del Profit Controller

Una vez configurado el controlador RMPCT, correspondiente al proceso de Desbutanización, se procedió a realizar el análisis de beneficio empleando el optimizador del Profit Controller, para ello se asignó un valor menor a cero en el parámetro "Optimizer" de la variable controlada, lo cual indica que se requiere maximizar esto es debido a los criterios de derivadas aplicados para funciones de maximización.

Como objetivo se tiene maximizar la carga de Butano Tope. Se esperó un tiempo relativamente largo para que el controlador fuera capaz de ejecutar las acciones requeridas. El controlador solo logrará optimizar siempre y cuando las variables se encuentren dentro del rango de operación, una vez alcanzadas estas condiciones tomara las acciones requeridas según los modelos encontrados para llevar el flujo a su máxima producción.

Cuando se requiere lograr la optimización de algún producto, lo que se desea es aumentar su producción, para ello, es necesario manipular algunas variables según el modelo que dispone el controlador, en este caso el flujo de Butano solo posee modelo con el reflujo de tope debido a que no se obtuvo variación del resto de las variables controladas con respecto al flujo de butano, por lo que el controlador solo manipulara el reflujo para lograr la optimización del proceso. Para ello, deberá cerrar la válvula de reflujo para aumentar el nivel y como consecuencia la carga de flujo de butano, esto lo hará mientras el resto de las variables estén dentro del rango de operación. En la Figura N°23 se muestra el flujo máximo que la planta puede producir (curva de color verde) mientras que la curva de color rosada es el valor en el cual el optimizador desea llevar la variable. Así mismo se puede observar que la planta puede producir como carga máxima un flujo aproximadamente igual a 172 Ton/día. Cabe destacar que variable depende de las condiciones del proceso.

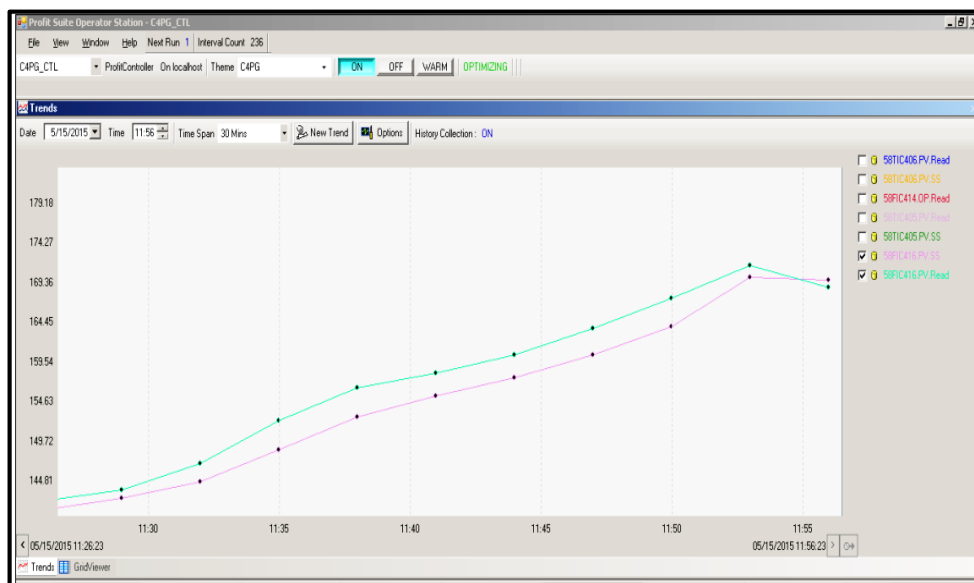


Figura N°23. Carga máxima de Butano tope empleando el Optimizador del Profit Controller.

4.9.1. Pruebas de desempeño

Las pruebas de desempeño se realizaron con la finalidad de corroborar el funcionamiento del controlador Multivariable ante perturbaciones realizadas en el proceso. Para ello se realizaron cambios en las variables de entrada o perturbaciones desde la planta simulada en Aspen Hysys para asemejar lo que ocurre en la realidad con las plantas industriales y observar la dinámica descrita por las variables manipuladas, las variables controladas, y el comportamiento del controlador Multivariable ante los cambios impuestos, trabajando siempre para optimizar el flujo de butano en el tope. El funcionamiento del controlador Multivariable dependerá de los límites de alta y baja o rangos de operación, es decir si ocurre una perturbación pero las variables se encuentran dentro del rango óptimo, el controlador no actuará hasta observar que alguna de ellas se salió del límite, por lo que dejara de optimizar y trabajará para poder llevar todas las variables dentro del rango.

- **Cambio en la Temperatura de entrada en el plato cuatro (4).**

Se introdujo una variación de 20°C de la temperatura de entrada del plato cuatro (4), por lo que paso de 60°C a 80°C. En teoría y según el modelo obtenido de las

perturbaciones con las variables controladas, al ocurrir un incremento de la temperatura de entrada en el plato (4) produce un aumento de la temperatura tanto del tope como de fondo. La alimentación es totalmente líquido y el cambio de la perturbación no es suficiente para vaporizar todo el fluido.

En el Gráfico N°2 y N°3 se muestran la respuesta de la temperatura de tope y fondo una vez introducida la perturbación. En primer lugar se observa un aumento de la temperatura tanto de tope como de fondo, además la temperatura de fondo supero el límite de alta, por lo que el controlador ya no optimizará y trabajará para llevar la temperatura dentro del rango de operación. En este sentido el controlador comienza a disminuir la apertura (OP) del flujo de vapor y abrir la (OP) del reflujo con la finalidad de bajar la temperatura, esto trae como consecuencia una disminución de la presión de tope, por lo que también comienza a disminuir la apertura (OP) de presión de tope y abrir la de Bypass de presión para permitir un mayor flujo de vapor que va hacia el acumulador de tope tal como se muestra en el Gráfico N°4. La acción de abrir aumentar la apertura del reflujo hace que el nivel de tope baje y con ello el flujo de butano.

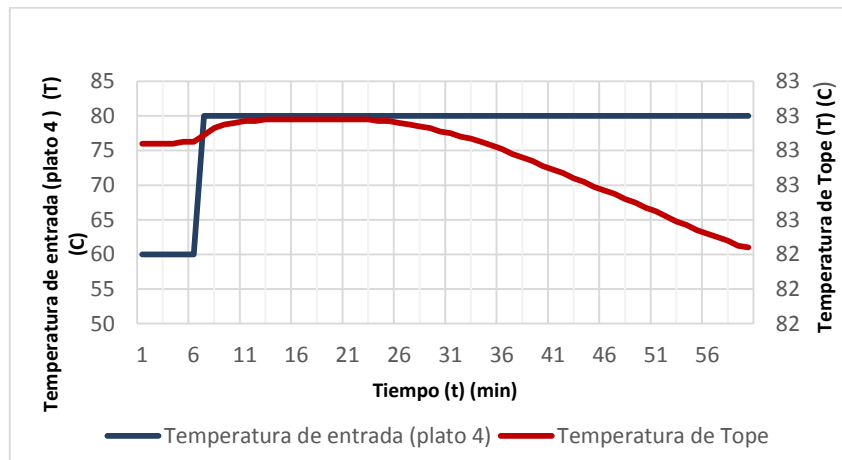


Gráfico N°2. Respuesta de la temperatura de tope ante un cambio en la temperatura de entrada en el plato cuatro (4).

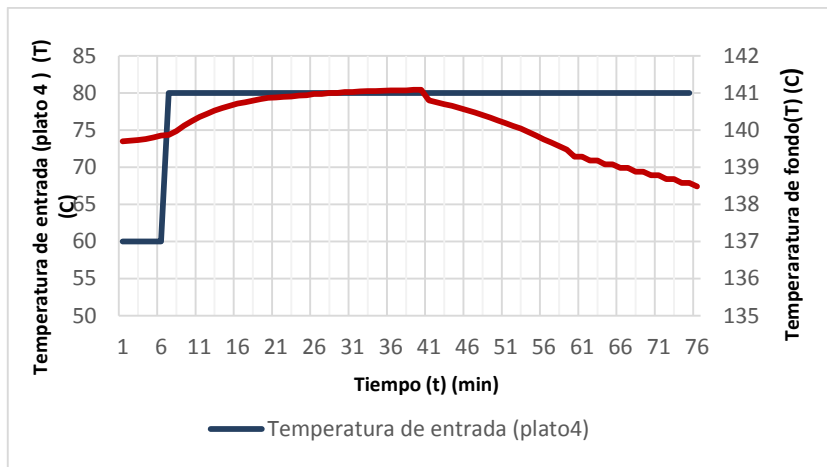


Gráfico N°3. Respuesta de la temperatura de fondo ante un cambio en la temperatura de entrada en el plato cuatro (4).

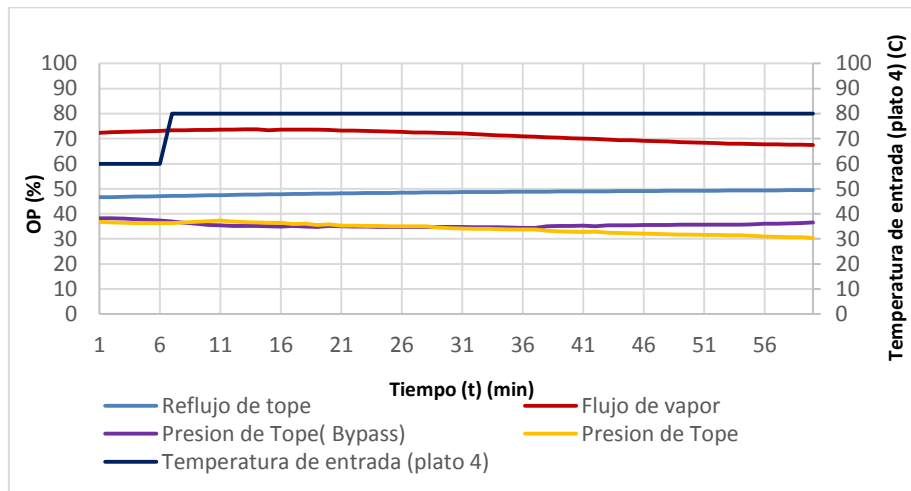


Gráfico N°4. Acción de las MV's ante un cambio en la temperatura de entrada en el plato cuatro (4).

En cuanto a las composiciones de tope y fondo en el Gráfico N°5 no se muestra una variación significativa, la composición de tope aumenta de 0,35 a 0,36 mientras que la de fondo se observa una disminución pero con el tiempo vuelve a su estado inicial. El resto de los gráficos pueden observarse en el Apéndice F1.

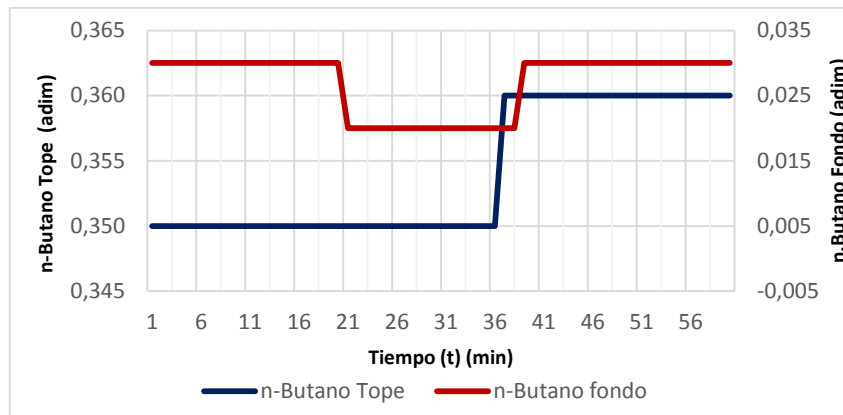


Gráfico N°5. Respuesta de la composición de n-Butano de tope y fondo ante un cambio en la temperatura de entrada en el plato cuatro (4).

- **Cambio en el flujo de entrada en el plato cuatro (4).**

Se introdujo un aumento del flujo de entrada en el plato cuatro (4) (corriente fría). En teoría y según el modelo obtenido se espera que ocurra una disminución de la presión, temperatura de tope y fondo. En los Gráfico N°6 y N°7 se muestra la respuesta de la temperatura de tope y fondo. En primer lugar se observa que ha ocurrido una disminución en ambas temperaturas, ocasionando que la temperatura de fondo se escapara del límite de baja (130°C). Cuando el controlador detecta esto, inmediatamente toma acciones para introducirla de nuevo al rango óptimo de operación.

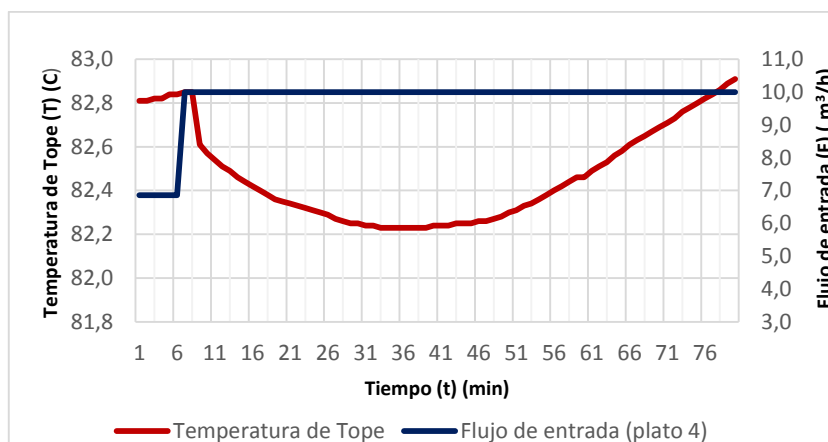


Gráfico N°6. Respuesta de la temperatura de tope ante un cambio en el flujo de entrada en el plato cuatro (4).

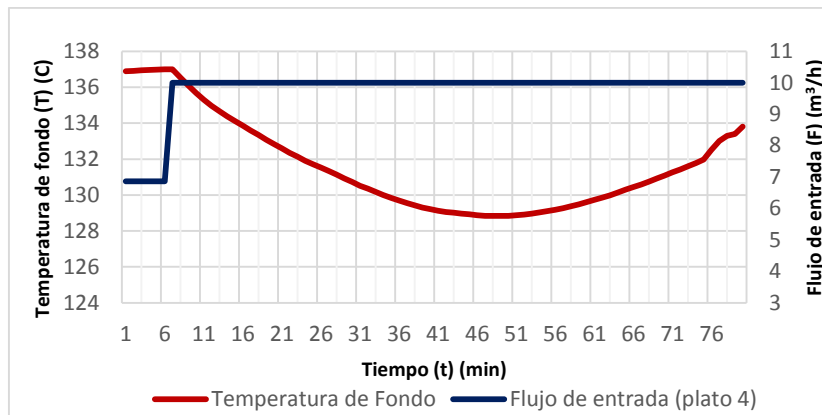


Gráfico N°7. Respuesta de la temperatura de fondo ante un cambio en el flujo de entrada en el plato cuatro (4).

Ante estos cambios, el controlador comienza a aumentar la apertura (OP) de la válvula de reflujo y la de flujo de vapor con la finalidad de aumentar la temperatura de fondo y tope, siempre y cuando logre mantener ambas variables dentro del rango de operación tal y como se observa en el Gráfico N°7. Esto a su vez trae consigo un aumento en el nivel de tope aumentando a su vez el flujo de Butano. Al cabo de un tiempo igual a 51 minutos ambas temperaturas responden a las acciones del controlador aumentando las temperaturas de tope y fondo encontrándose de nuevo dentro de los rangos establecidos.

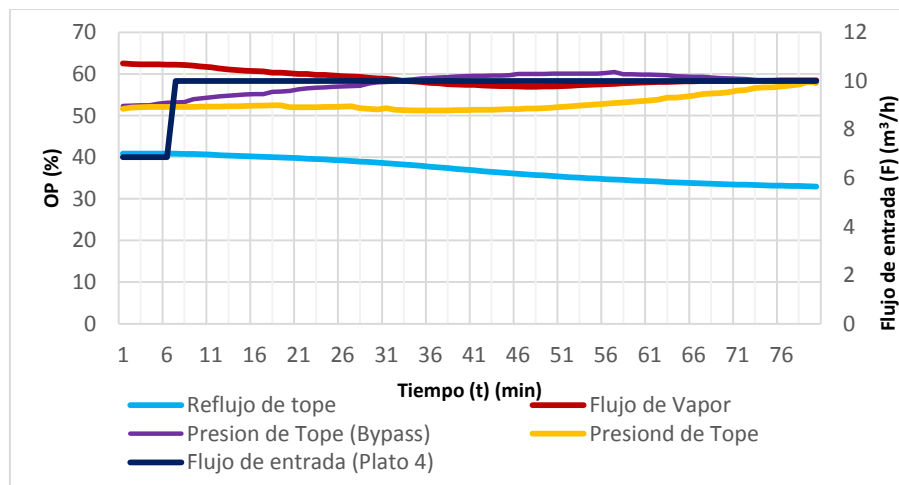


Gráfico N°8. Acción de las MV's ante un cambio en el flujo de entrada en el plato cuatro (4).

Por otro lado en el Gráfico N°9 se observa un aumento de la composición de n-Butano en el fondo mientras que la de tope permanece constante, esto es debido a la disminución de la Temperatura de tope por lo que no se alcanza vaporizar la composición de n-Butano. El resto de los gráficos se encuentran en el apéndice F2.

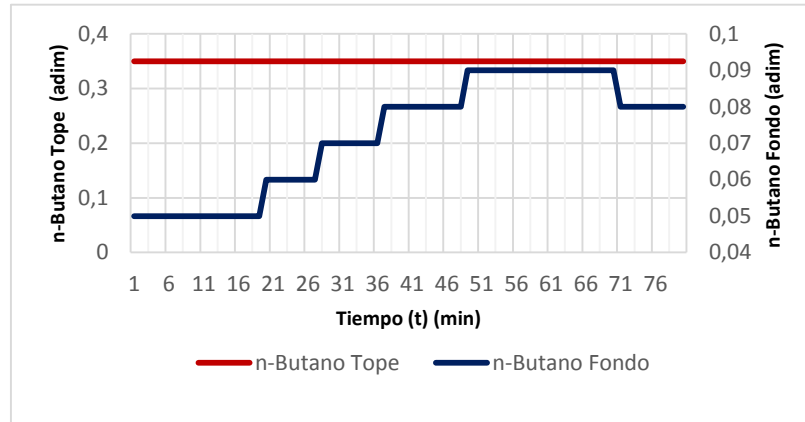


Gráfico N°9. Respuesta de la composición de n-Butano de tope y fondo ante un cambio en el flujo de entrada en el plato cuatro (4)

- **Cambio en la Temperatura de entrada en el plato ocho (8).**

Se introdujo una disminución de la temperatura de entrada en el plato ocho (8) y se observó el efecto que tuvo sobre las variables controladas. En teoría y según los modelos obtenidos se espera que la presión y temperatura tanto de tope y fondo disminuyan. En los Gráfico N°10 y N°11 se muestra la respuesta de la temperatura de tope y fondo. Al ocurrir la perturbación, ambas temperatura disminuyeron, sin embargo cabe destacar que la respuesta de la temperatura de fondo fue al cabo de 1 minuto después de ocurrir la perturbación, esta reacción es propia de la dinámica del sistema, además la variable sobrepaso el límite de baja (130 °C) por lo que el controlador deberá tomar la acción inmediata para llevarla nuevamente dentro del rango de operación.

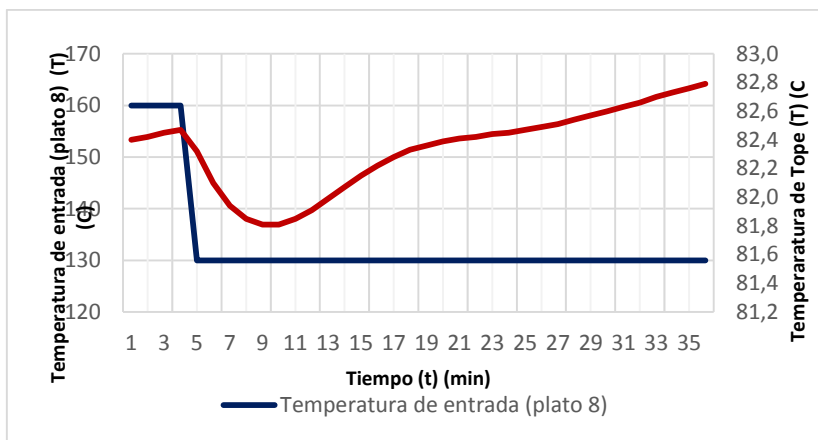


Gráfico N°10. Respuesta de la temperatura de tope ante un cambio en la temperatura de entrada en el plato ocho (8).

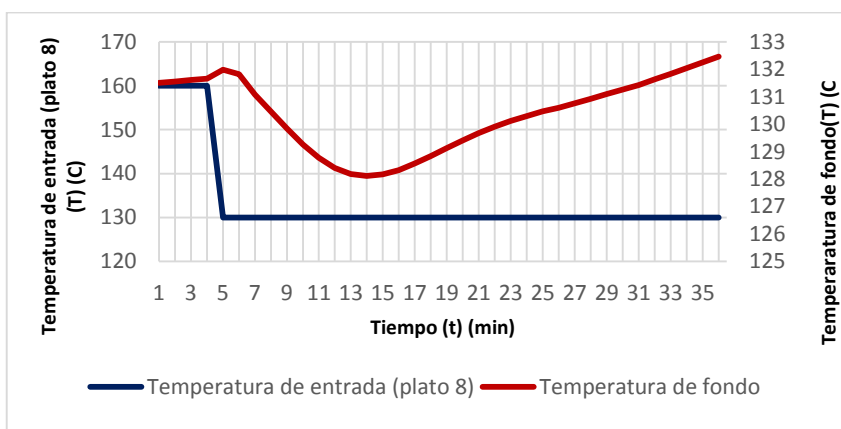


Gráfico N°11. Respuesta de la temperatura de fondo ante un cambio en la temperatura de entrada en el plato ocho (8)

En el Gráfico N°12 se muestra la acción de las variables manipuladas ante el efecto de la perturbación. Al ocurrir una disminución de la temperatura de tope y fondo el controlador comienza a disminuir la apertura (OP) del reflujo y aumentar la del flujo de vapor, con la finalidad de llevar nuevamente la temperatura de fondo dentro del rango. Así mismo, se observa que la válvula de presión comienza a disminuir su apertura (OP) con la finalidad de aumentar la presión, sin embargo el efecto del vapor hace que aumente la presión de tope por lo que nuevamente la abre hasta mantenerla estable.

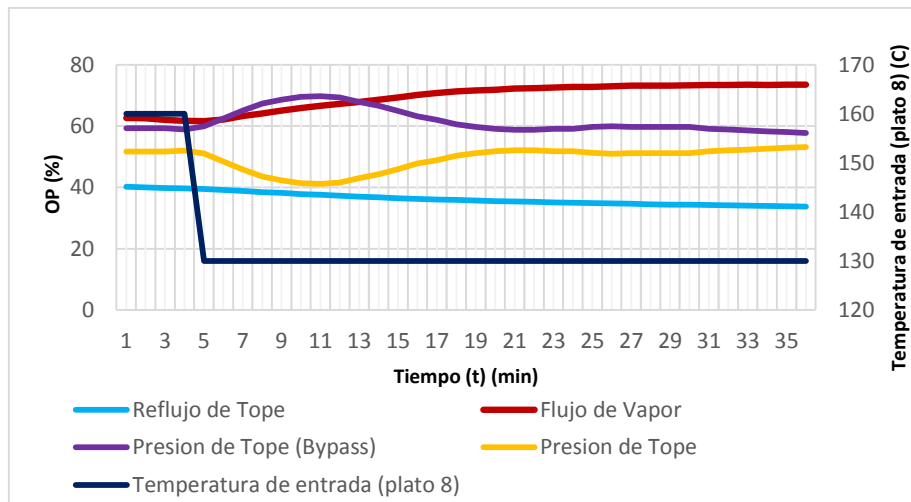


Gráfico N°12. Acción de las MV's ante un cambio en la temperatura de entrada en el plato ocho (8).

En cuanto a las composiciones de tope y fondo, en el Gráfico N°13 no se muestra una variación significativa, la composición de fondo aumento de 0,07 a 0,08 debido a la disminución de la temperatura en el tope de la columna, mientras que la de tope permanece constantes. El resto de los gráficos pueden observarse en el Apéndice F3.

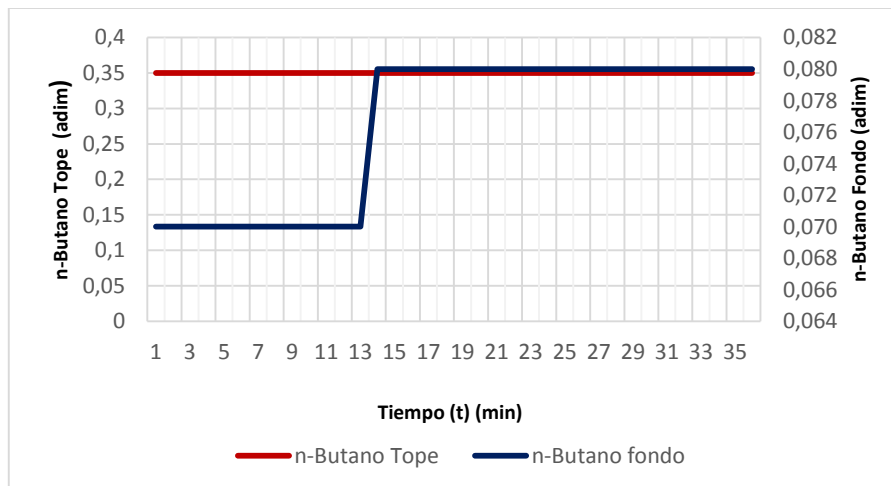


Gráfico N°13. Respuesta de la composición de n-Butano de tope y fondo ante un cambio en la temperatura de entrada en el plato ocho (8).

- **Cambio en el flujo de entrada en el plato ocho (8).**

Se introdujo una disminución del flujo de alimentación en el plato ocho (8) llevándola de un valor de 13 m³/h a 8 m³/h. En teoría y debido a que esta corriente es un fluido caliente 160°C, esta perturbación provocaría una disminución de la temperatura tanto de tope como de fondo. En los Gráficos N°14 y N°15 se puede observar la respuesta de ambas temperaturas. Al introducir la perturbación tanto la temperatura de tope como de fondo disminuyeron, sin embargo se puede observar que la temperatura de fondo supero el límite de baja (130°C), por lo que el controlador debe tomar acción inmediata para llevarla nuevamente dentro del rango de operación (130-140)°C. Al cabo de un tiempo ambas temperaturas aumentan llevar la variable nuevamente a su estado óptimo de operación.

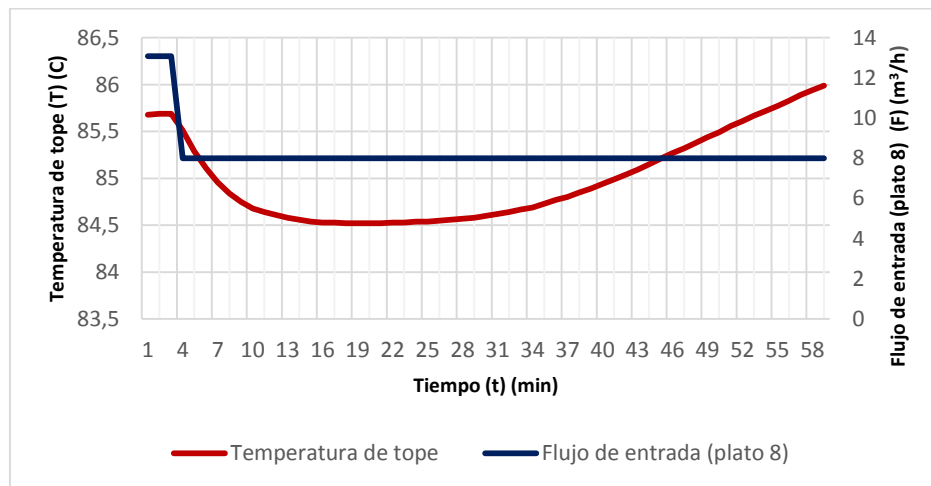


Gráfico N°14. Respuesta de la temperatura de tope ante un cambio en el flujo de entrada en el plato ocho (8)

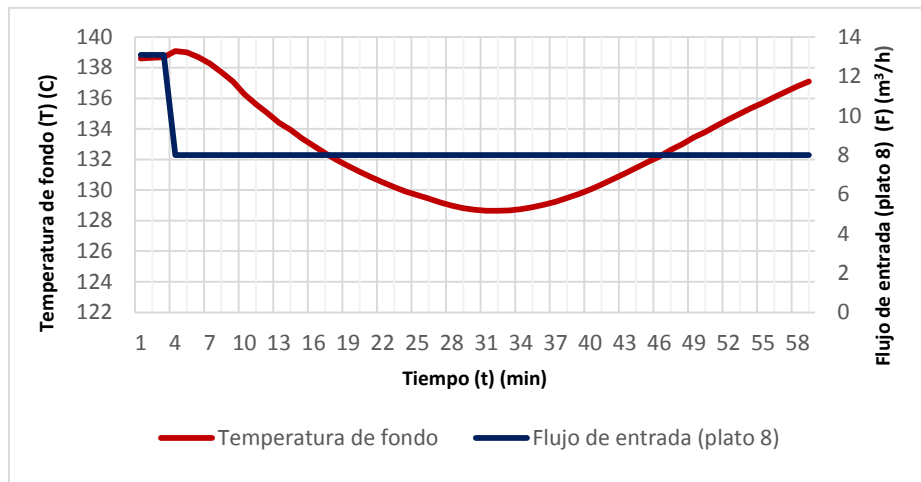


Gráfico N°15. Respuesta de la temperatura de fondo ante un cambio en el flujo de entrada en el plato ocho (8)

En el Gráfico N° 16, se muestra la respuesta de las MV's ante un cambio en el flujo de entrada (plato 8). Al ocurrir una disminución de la temperatura tanto de tope como de fondo, el controlador comienza a disminuir la apertura (OP) del reflujo de tope y aumentar la de flujo de vapor, con la finalidad de aumentar la temperatura de fondo. El efecto del vapor provoca un aumento de la presión de tope por lo que el controlador aumenta la apertura (OP) de presión de tope para disminuirla.

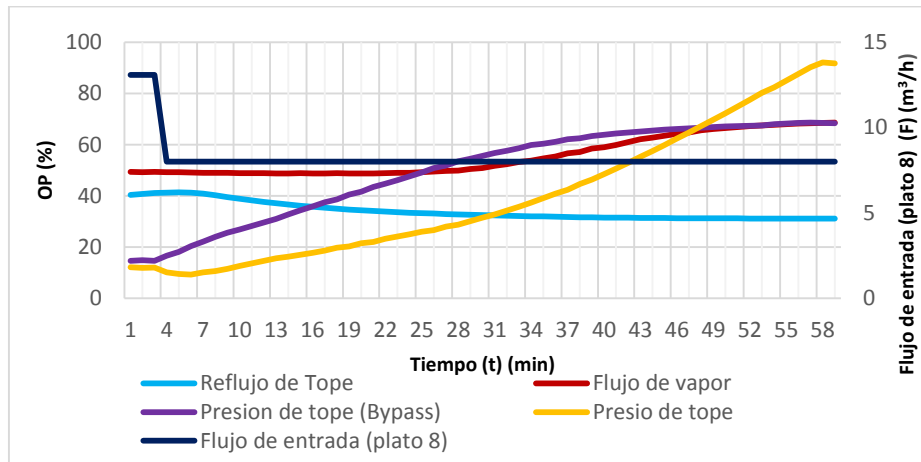


Gráfico N° 16. Acción de las MV's ante un cambio en el flujo de entrada en el plato ocho (8).

En cuanto a las composiciones se observa en el Gráfico N°17 un aumento de n-Butano en el fondo de la columna debido a la disminución de las temperaturas de tope y fondo mientras que en el tope no hubo variación. Por el contrario se logró optimizar el flujo de butano tope debido al cierre de la válvula de reflujo lo cual provoca un aumento del nivel y por ende un aumento del flujo tope. El resto de los gráficos pueden observarse en el Apéndice F4.

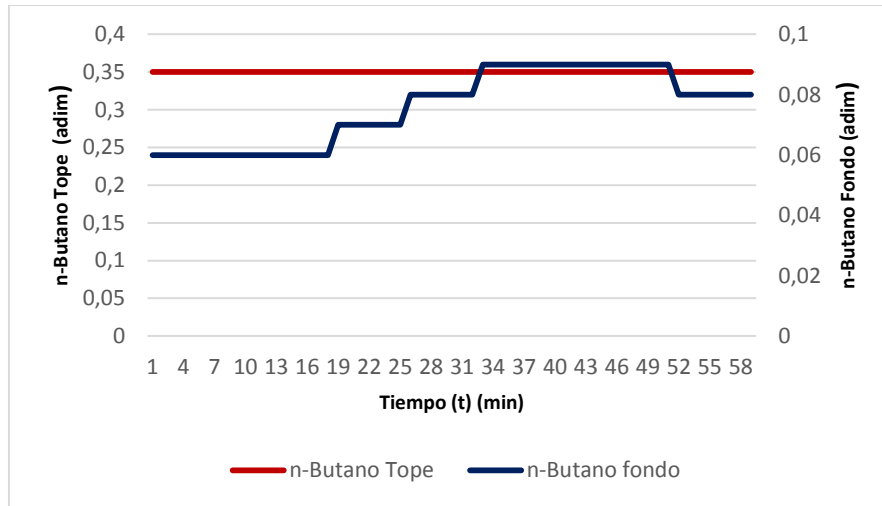


Gráfico N°17. Respuesta de la composición de n-Butano de tope y fondo ante un cambio en el flujo de entrada en el plato ocho (8).

4.10. Arquitectura del sistema de Control.

La arquitectura del sistema de control se elaboró con la finalidad de mostrar todos los equipos involucrados para llevar a cabo el sistema de control. Esta arquitectura incluye todo el sistema de control empleado en el sistema Experion PKS, lo cual incluyen: la estación de operación Experion® PKS, el controlador híbrido C-200 y la infraestructura del sistema (redes) tal y como se muestra en la Figura N°25.

Para la elaboración de la arquitectura del sistema de control, se consideró la comunicación vía OPC que realiza el sistema Experion® PKS con los programas internos utilizados para llevar a cabo el control del proceso como los son: el programa Configuration Studio, HMIWeb Builder Display, Profit Controller, etc. Además

también se incluye la comunicación del sistema Experion® PKS con el controlador C-200 a través de una conexión Ethernet.

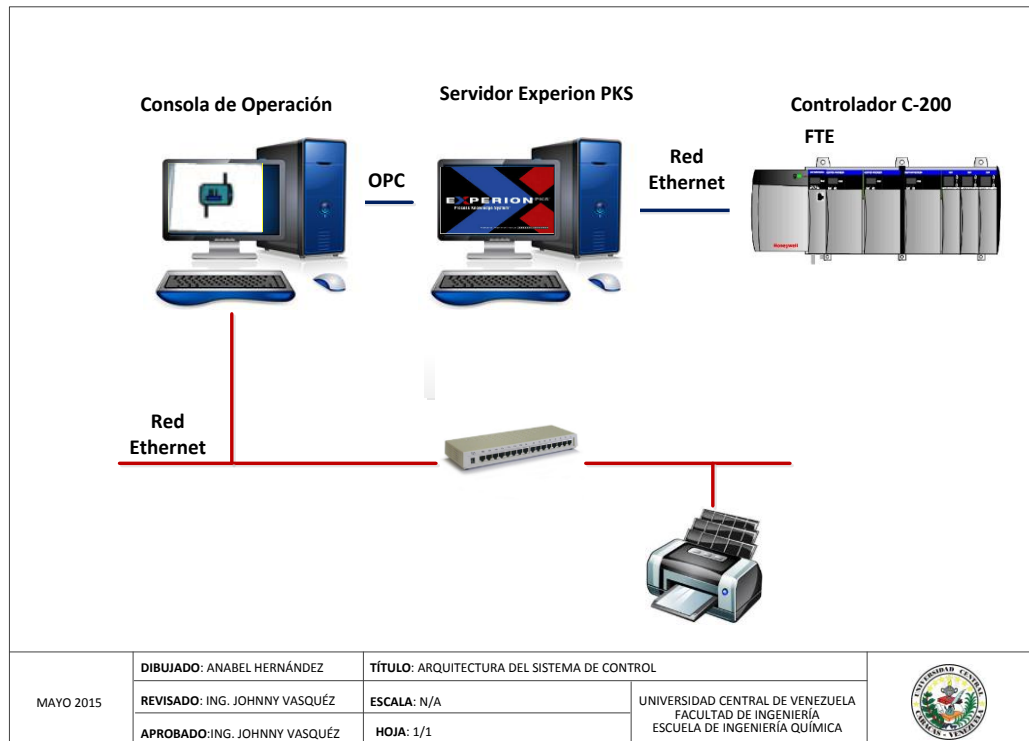


Figura N°24. Arquitectura del sistema de control

El Sistema de Control *Experion PKS* perteneciente a la empresa Honeywell consta de:

a) Experion PKS Server: este servidor se compone de un PC con sistema Operativo Windows Server 2003, la cual posee una gran capacidad para soportar las operaciones de control que se realizan en el sistema, además el servidor permite la conexión de todos los programas que se encuentran instalados en el mismo vía OPC, siendo un estándar de comunicación en el campo del control y la supervisión de procesos industriales. Además, permite que diferentes fuentes de datos envíen información a un mismo servidor OPC, al que a su vez podrán conectarse diferentes programas compatibles con dicho estándar.

b) Controlador C-200 con I/O Local: gracias a la Empresa Honeywell, el controlador C-200 fue suministrado a la escuela de Ingeniería Química con la finalidad de construir

el laboratorio de control de procesos y cubrir con todas las necesidades para tal fin. Este dispositivo está conectado al servidor OPC a través de una plataforma de comunicación llamada Ethernet, que permiten establecer una conexión robusta y confiable, para lograr controlar el proceso simulado, entiendo real y adicionalmente suministrar enlaces seguros con la red.

c) Plataforma de Comunicación: el sistema Experion PKS hace uso de la red Ethernet. Esta red es definida por los sistemas Honeywell como FTE (Fault Tolerant Ethernet). El propósito de esta red es proveer la infraestructura necesaria para una conexión robusta y confiable, así como proporcionar enlaces seguros con el sistema y la red administrativa. La red FTE es quien interconecta los nodos del sistema Experion PKS. Su función primordial no es solamente permitir la comunicación entre el sistema Experion PKS sino además ser tolerante a fallas, también ofrece un alto rendimiento para respuestas rápidas, así como alta confiabilidad y rendimiento.

d) Estaciones de Operación: El laboratorio de Control de Procesos estará constituido por consolas de operación. La consola de operación es un procesador Pentium 4, de 4 GB de memoria RAM, que posee una red de 100Mbps Ethernet o FTE y el Sistema Operativo utilizado es el Windows 7.

e) Switches: permiten la comunicación entre el controlador C-200 y el servidor OPC a través de la conexión Ethernet permitiendo recrear las señales.

4.11. Interfaz Humano Maquina.

La interfaz Humano Maquina del proceso fue representada en el programa HMIWeb Builder Display del sistema Experion PKS. Esta interfaz permite observar todo lo que ocurre en la planta, permitiendo realizar cambios que puedan mejorar el desempeño de los lazos de control; con tan solo un clic se puede visualizar mediante un despliegues toda la información detalla de las variables, como Set Point, rangos máximos y mínimos, bloques utilizados, modo de operación etc, para garantizar que el operador pueda monitorear el proceso de manera eficiente y sin complicaciones. Los despliegues se realizaron siguiendo las normas PDVSA, utilizadas en la empresa Honeywell. Cada

tubería presenta un color de acuerdo al tipo de fluido que circula, por ejemplo, las tuberías de color amarillo representan el traslado de los vapores que circulan por el tope de la columna. Las tuberías de color verde corresponden al crudo que circula a través del sistema y las de color azul representan el fluido de servicio.

Se elaboró dos (2) despliegues del proceso asociado al tope y fondo de la columna. En cada despliegue al hacer clic en la variable o punto deseado en el Station, aparece una pantalla llamada (faceplate) donde se observa el valor que tiene la variable en ese momento, el Set Point, la OP y el modo de operación del controlador (Modo Automático, Manual o Programable). Igualmente, se puede monitorear al mismo tiempo como se está llevando a cabo la simulación en el Control Builder, puesto que permite visualizar con detalle los bloques que la conforman. Así mismo se puede visualizar la tendencia de la variable por medio de una gráfica (Trends) a través del tiempo y se puede observar cómo responde el controlador hacia un cambio en el sistema. Además se empleó una herramienta (Push Button) la cual permitió hacer enlace a otro despliegue, es decir, a otra etapa de la unidad, en este caso hacia el tope y fondo de la columna.

A continuación se presentan los despliegues asociados al control de la Columna Desbutanizadora realizada en el programa HMIWeb Builder Display.

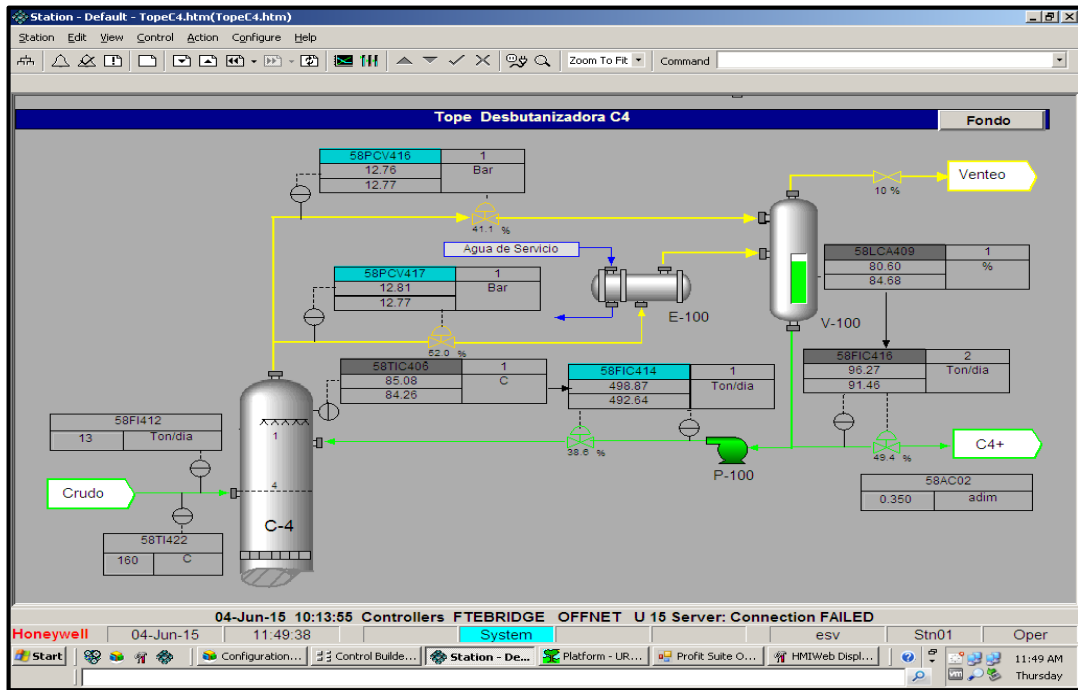


Figura N°25. Despliegue del proceso asociado al tope de la columna.

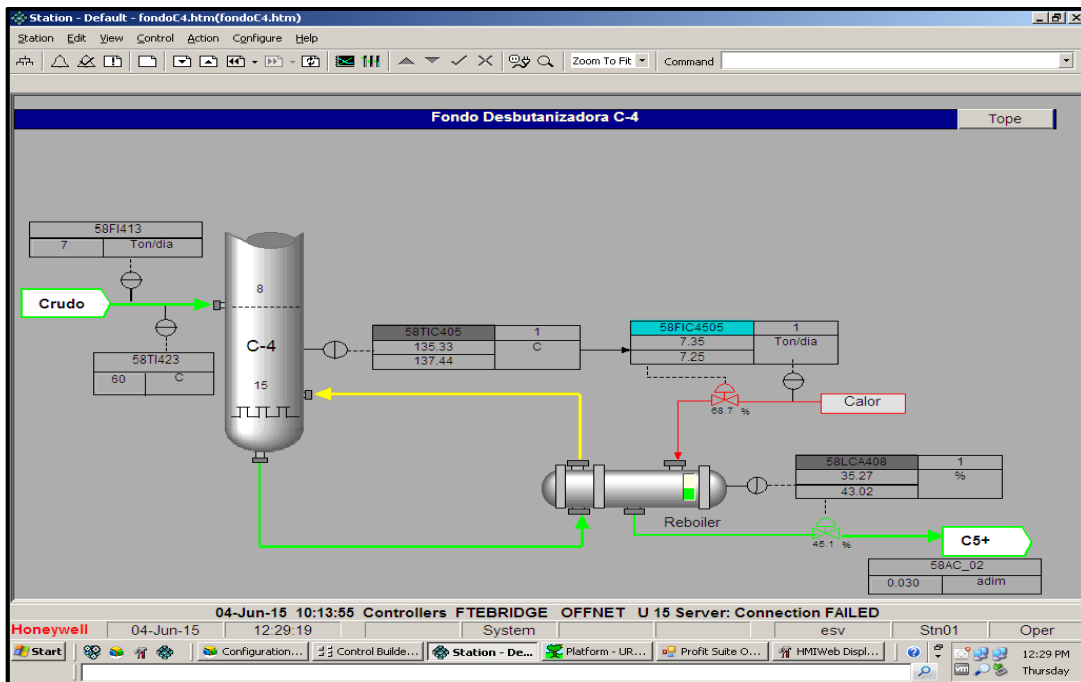


Figura N°26. Despliegue del proceso asociado al fondo de la columna.

CAPITULO V

CONCLUSIONES

- El análisis exhaustivo del proceso permitió la clasificación de las variables así como la función e interacción entre ellas.
- Mediante la herramienta Spreadsheet disponible en Aspen Hysys fue posible establecer la comunicación de la planta con el software LabView.
- El uso del software LabView como medio de transferencia de datos fue bastante sencillo, permitiendo el buen desempeño de la comunicación entre Hysys y el sistema Experion PKS.
- La construcción de los diagramas de bloques facilitó la elaboración de los esquemas de control en Experion PKS.
- La comunicación vía Modbus TCP /IP y OPC Integrator proporcionaron una eficiente recepción y envío de los datos en una red Ethernet.
- El programa Profit RPID permite obtener los parámetros de ajuste del controlador (ganancia, tiempo integral y tiempo derivativo).
- Los programas Profit Design Studio y Profit Stepper permitieron la identificación de los modelos matemático del proceso.
- La tecnología RMPCT permitió desarrollar un control Multivariable con filosofía robusta y predictiva del proceso.
- Con el uso del optimizador del Profit Controller se logró maximizar la carga de n-butano en el Tope.
- Las pruebas de desempeño permitieron corroborar la funcionalidad del sistema de control.
- La interfaz Humano Maquina realizada en el programa Experion® PKS, permite al operador monitorear en tiempo real el proceso.

CAPITULO VI

RECOMENDACIONES

- Construir la simulación a partir de data real de campo, con la finalidad de poder validar dicha simulación y comparar los resultados con los obtenidos por el programa.
- Realizar el control de la planta empleando las herramientas de Automatización y control que dispone el Software LabView.
- Realizar instructivos sobre el manejo básico del software Experion® PKS, con la finalidad de que el estudiante tenga la posibilidad de interactuar con esta herramienta.

CAPITULO VII

REFERENCIAS

- Aitziber M. (s.f). Control de PLCs Siemens S7-1200 mediante el protocolo MODBUS a través del programa LABVIEW para realización de prácticas de comunicación industrial. Trabajo Especial de Grado. Universidad Pública de Navarra.
- Albornoz, J y Lagos, P. (2008). Guía de iniciación en Labview. Universidad de la frontera: Chile.
- Asea Brown Boveri (ABB), S.A. Cuaderno de aplicaciones técnicas N°13. Comunicación vía bus con interruptores ABB. (2012). España: Barcelona.
- Barsoum, N y Rui, C. (2011). Ethernet Control AC Motor via OPC using Labview. *Intelligent control and automation*. 2, 330-339.
- Corripio, A y Smith, C. (1991). Control automático de procesos, teoría y práctica. México: Limusa.
- Calderon, J. (2009). Control de procesos Multivariable mediante un sistema de control distribuido modificado. Trabajo de Tesis Doctoral. Universidad Nacional de Colombia: Medellin.
- Capa, D. (2006). Simulador de programas de un Sistema de Control Distribuido. Trabajo Especial de Grado. Universidad Rovira i Virgili: España.
- François, J. (s.f). Teoría de Control. Escuela de Ingeniería Mecánica. Universidad de los Andes: Mérida.
- Glavan, Yy Torrealba, J. (2009). Simulación del proceso y lazos de control de las secciones de reacción fraccionamiento y planta de gas de una unidad de Craqueo Catalítico Fluidizado (FCC). Trabajo especial de grado. Universidad Central de Venezuela: Caracas.
- Garrido, J. (2012). Diseño de sistemas de control Multivariable por desacoplo con controladores PID. Tesis Doctora. Escuela técnica superior de ingeniería informática: Madrid

- Gómez, M y Rebolledo, J. (2012). Simulación de un algoritmo de control de los fenómenos de Surge y Stonewall en un compresor centrífugo, utilizando los software Matlab® e Hysys®. Trabajo especial de grado. Universidad Central de Venezuela: Caracas.
- Honeywell Experion Process Knowledge System (PKS) C.A. (s.f). Disponible en URL: <http://hpsweb.honeywell.com/Cultures/en-US/Products/Systems/ExperionPKS/ExperionPlatformOverview/default.htm>
- [Consulta 2014, Marzo].
- Honeywell C. A. (2001). HMIWeb Display Building Guide, release 400. Caracas: Honeywell de Venezuela. C. A.
- Honeywell C. A. (2007a). Profit Stepper user Guide, release 300. Caracas: Honeywell de Venezuela. C. A.
- Honeywell C. A. (2007b). Profit PID (RPID) user Guide, release 300. Caracas: Honeywell de Venezuela. C. A.
- Honeywell C. A. (2007c). Profit Controller concepts reference guide, release 300. Caracas: Honeywell de Venezuela. C. A.
- Honeywell C. A. (2007d). Profit Design Studio (PID) user Guide, release 300. Caracas: Honeywell de Venezuela. C. A.
- Honeywell C. A. (2012). Experion Networks & CEE Controller Capacities and Specifications. Caracas: Honeywell de Venezuela. C.A.
- Instituto Nacional de Capacitación Profesional, (s.f). Control Avanzado. Disponible en URL: <http://files.mevol17.webnode.cl/200000017-d27e3d378c/CONTROL%20AVANZADO%20v2.0.pdf>. [Consulta 2014, Julio].
- Kominek, D. (2009). OPC: The Ins and Outs to What It's About. Canadá.
- Lajara, R y Pelegrí, J. (2011). National Instruments, Labview, entorno gráfico de programación. Barcelona: Marcombo.
- León, P. (2008). Simulación del proceso y lazos de control de una unidad de destilación atmosférica y el tren de precalentamiento asociado con la finalidad

de realizar prácticas virtuales. Trabajo especial de grado. Universidad Central de Venezuela: Caracas.

- Monge, J. (2006). Diseño e implementación de una interfaz Modbus para la integración de grupos electrógenos a la plataforma de gestión SCADA. Trabajo especial de grado. Instituto Tecnológico de Costa Rica: Cartago.
- Ordoñez, O; Guzmán, S; Hernández, R y Cardona, M. (2011). Desarrollo de un Sistema de Monitoreo en Tiempo Real para Subestaciones Eléctricas Utilizando LabView. Convención internacional organizada por el Instituto de Ingenieros Electricistas y Electrónicos, miembros IEEE, sección El Salvador.
- Pérez, M; Hidalgo, A y Berenguer, E. (2008). Introducción a los sistemas de control y modelo matemático para sistemas lineales invariantes en el tiempo. Universidad Nacional de San Juan: Argentina.
- Sambade, A. (2007). Implementación y desarrollo de un sistema de control distribuido para el experimento LHCb del CERN. Trabajo especial de grado. Universidade Da Coruña: España.
- Vélez, J y Cervera, N. (2005). Diseño e implementación de una red industrial bajo protocolo Modbus que permita la comunicación digital con instrumentos de campo. Trabajo especial de grado. Corporación Universitaria Rafael Núñez: Cartagena.

APÉNDICE A
DIAGRAMAS DE BLOQUES

A continuación se muestran los Diagramas de Bloque asociado al proceso de Desbutanización simulado en Aspen Hysys.

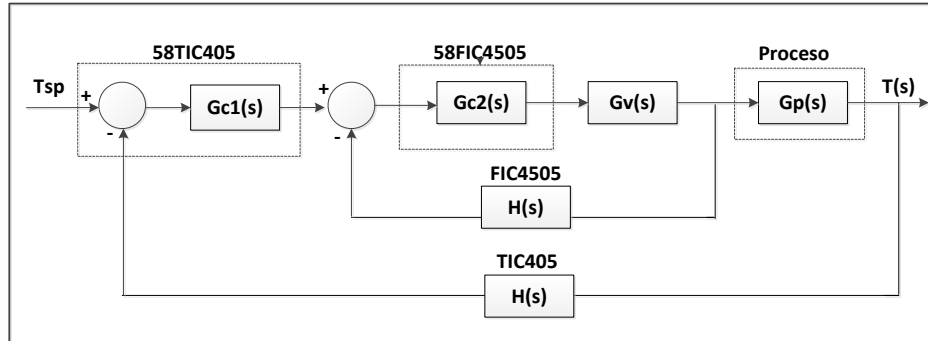


Figura N°27. Diagrama de bloque del control de temperatura en el fondo 58TIC405

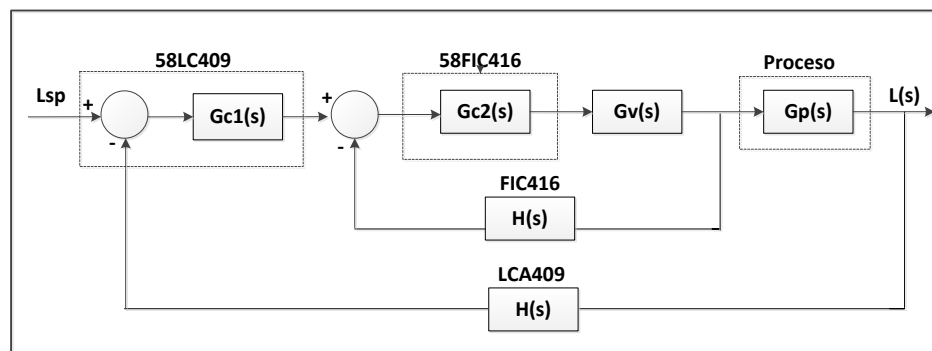


Figura N°28. Diagrama de bloque del control de nivel en el tope 58LCA409

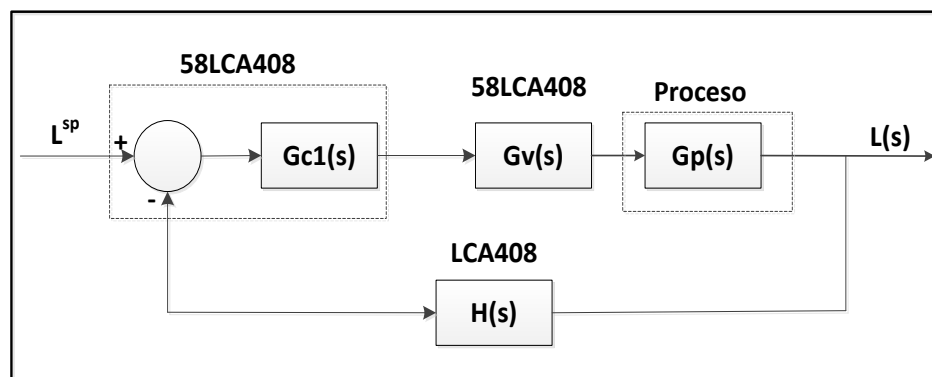


Figura N°29. Diagrama de bloque del control de nivel en el fondo 58LCA408.

APÉNDICE B

**CODIGO PROGRAMADO EN LABVIEW PARA LA COMUNICACIÓN
ENTRE HYSYS, LABVIEW Y EL SISTEMA EXPERION[®] PKS.**

A continuación se muestran el código de programa realizado para la establecer la comunicación entre Aspen Hysys, Labview y el Sistema Experion® PKS.

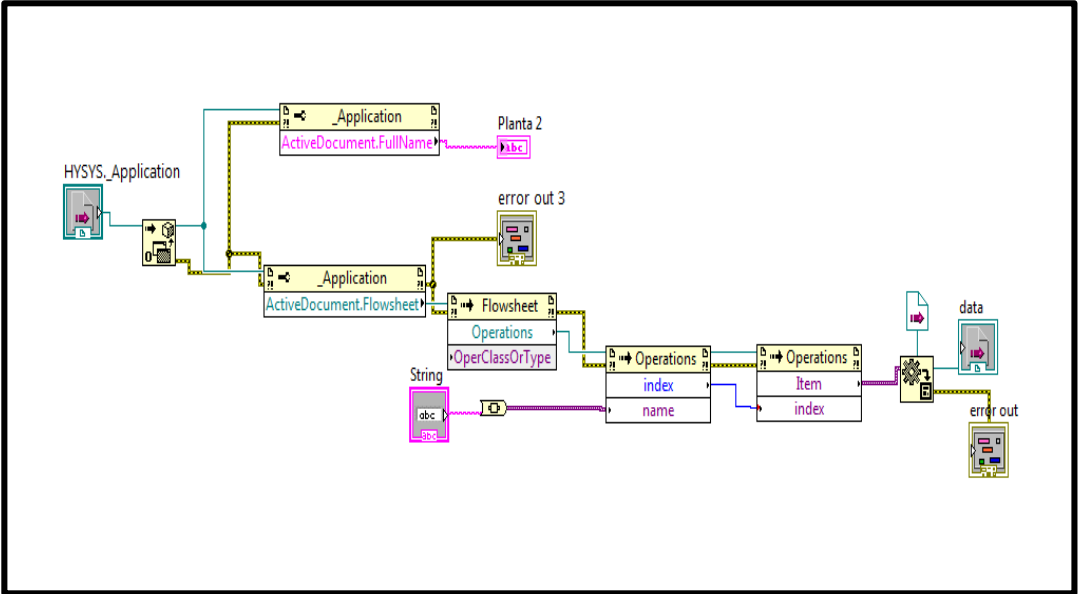


Figura N°30. Comunicación de LabView y Aspen Hysys vía ActiveX

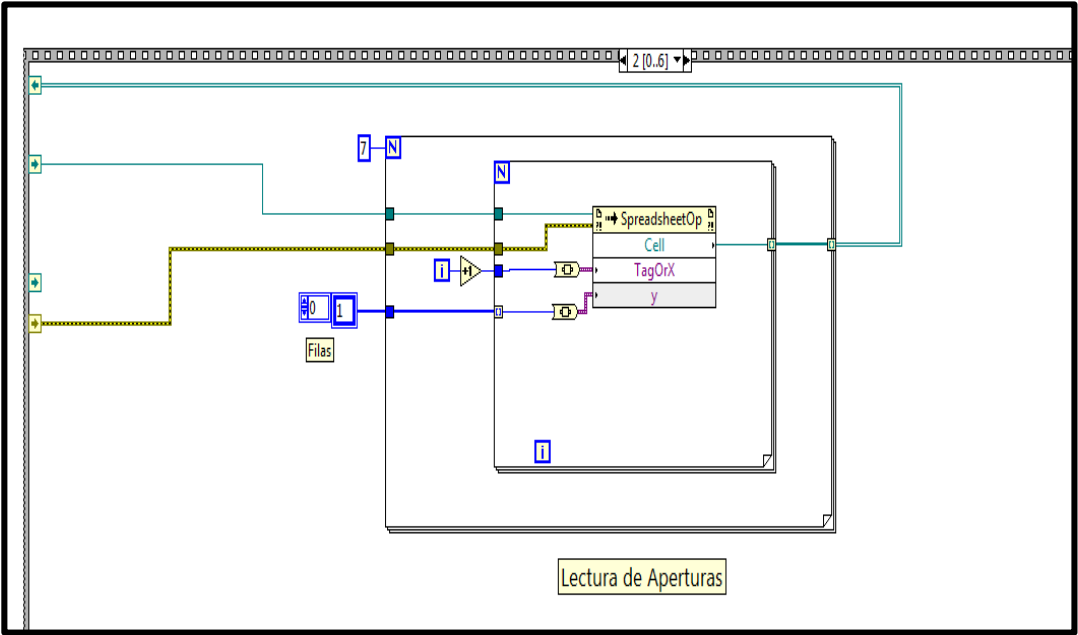


Figura N°31. Lectura de apertura de las válvulas.

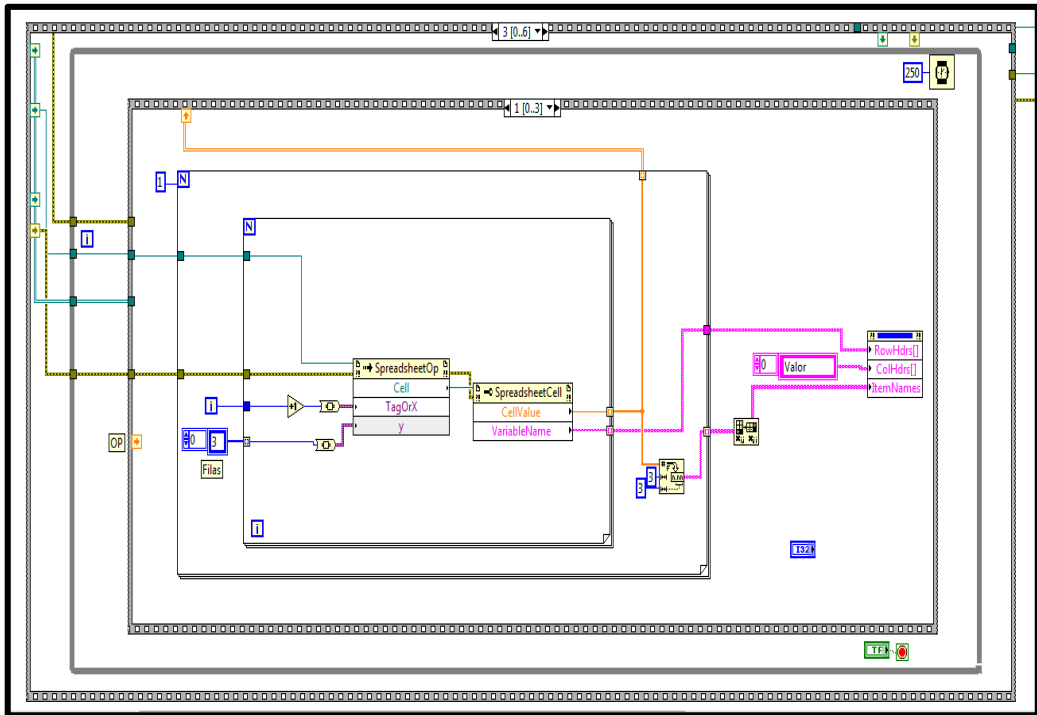


Figura N°32. Lectura de las variables de procesos provenientes de Aspen Hysys.

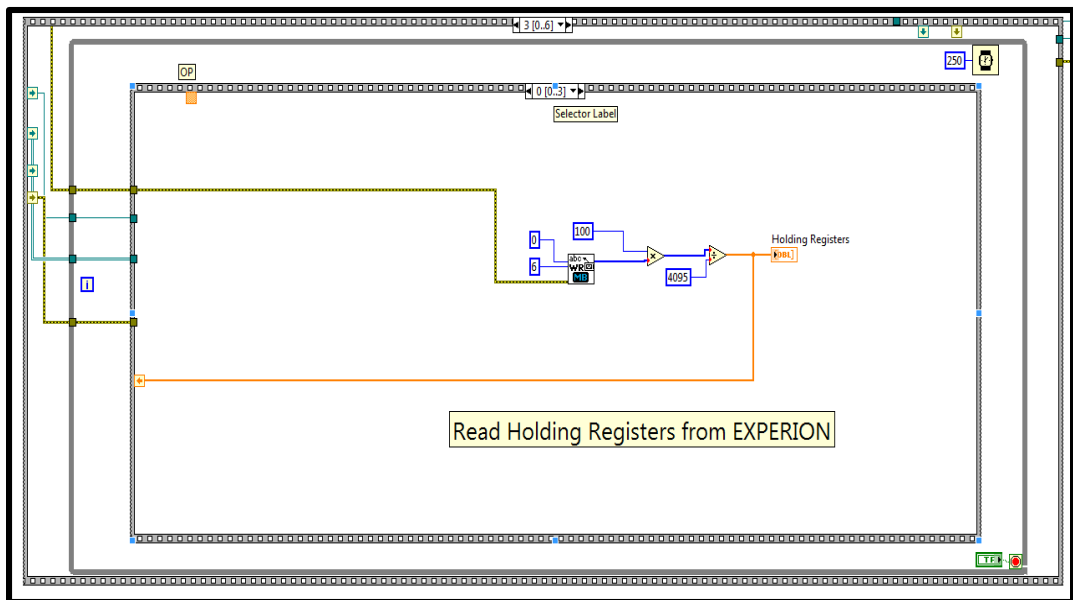


Figura N°33. Lectura de los códigos de función Modbus TCP/IP tipo Holding Register.

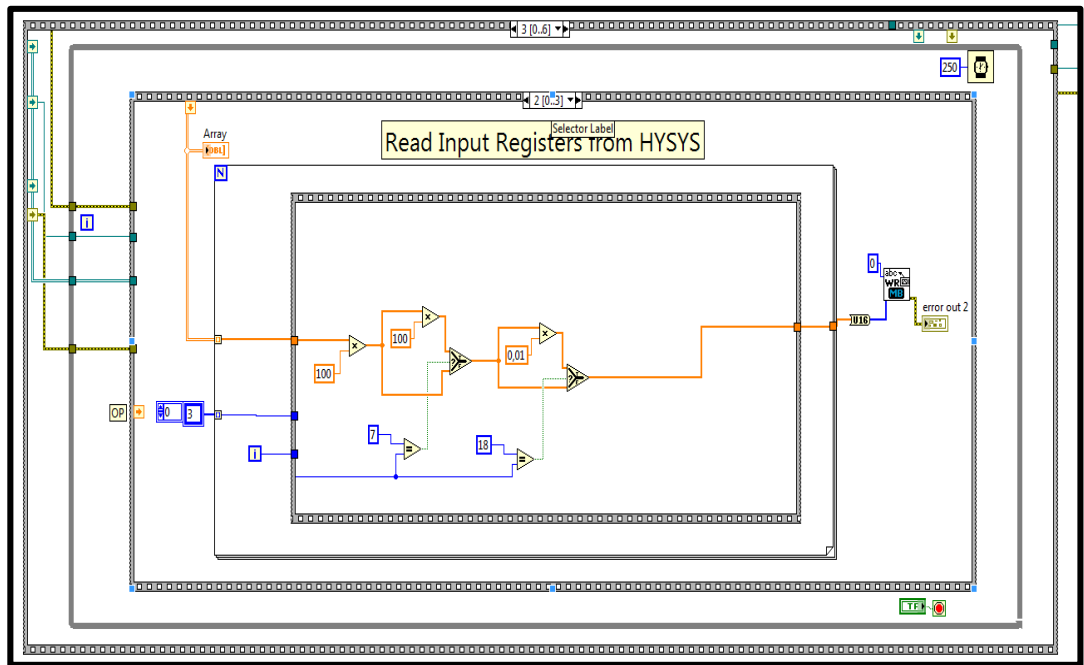


Figura N°34. Lectura de los códigos de función Modbus TCP/IP tipo Input Register.

APÉNDICE C
ESQUEMAS DE CONTROL BASICO Y DE INSTRUMENTACION.

A continuacion se presentan los esquemas de control y de instrumentacion configuradas en el programa Control Builder del Sistema Experion® PKS.

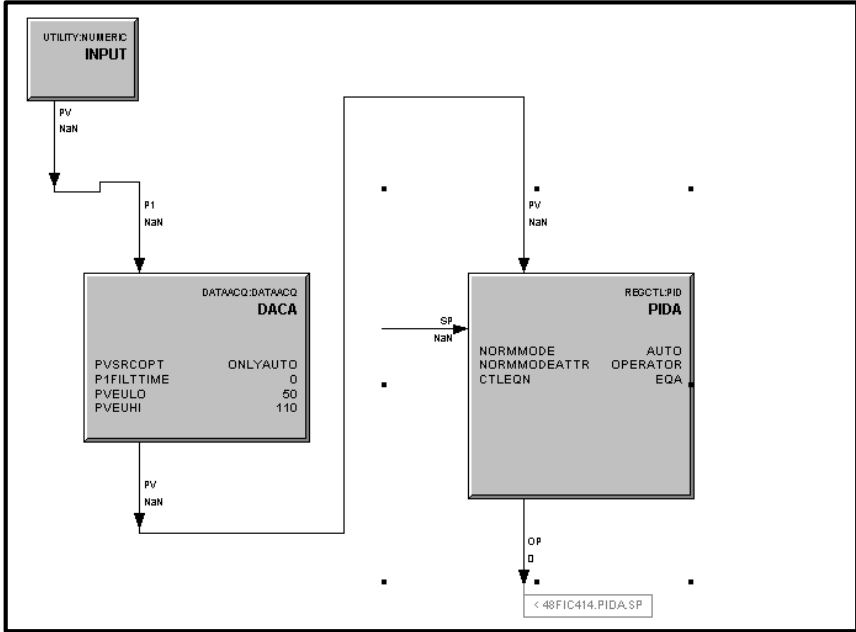


Figura N°35. Configuración del lazo de control de temperatura de fondo (58TIC406).

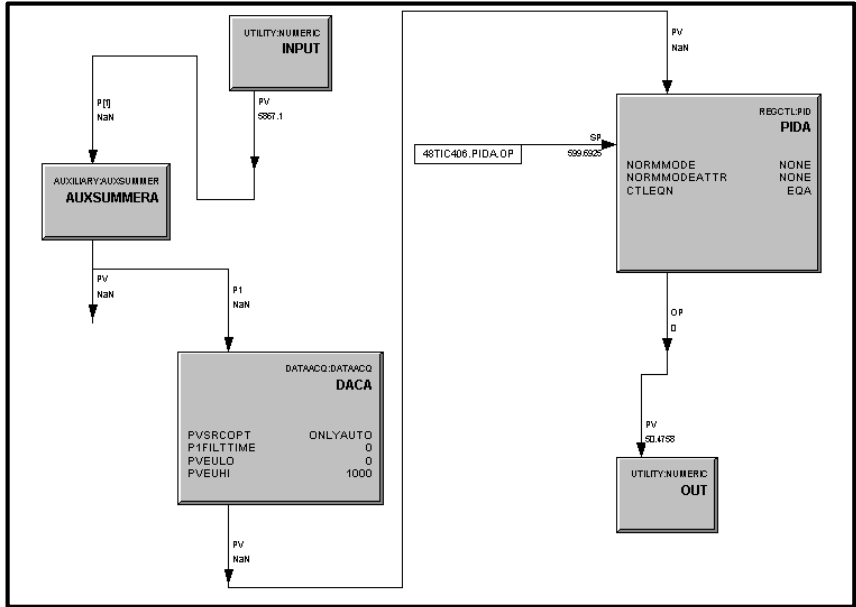


Figura N°36. Configuración del lazo de control de flujo de temperatura de tope (58FIC414).

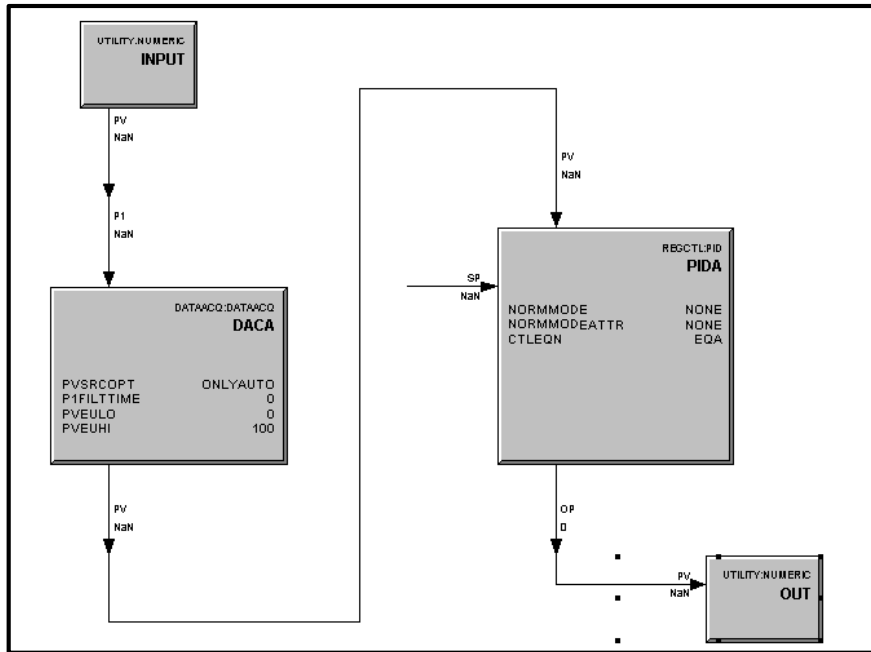


Figura N° 37. Configuración del lazo de control de nivel en el fondo (58LCA408).

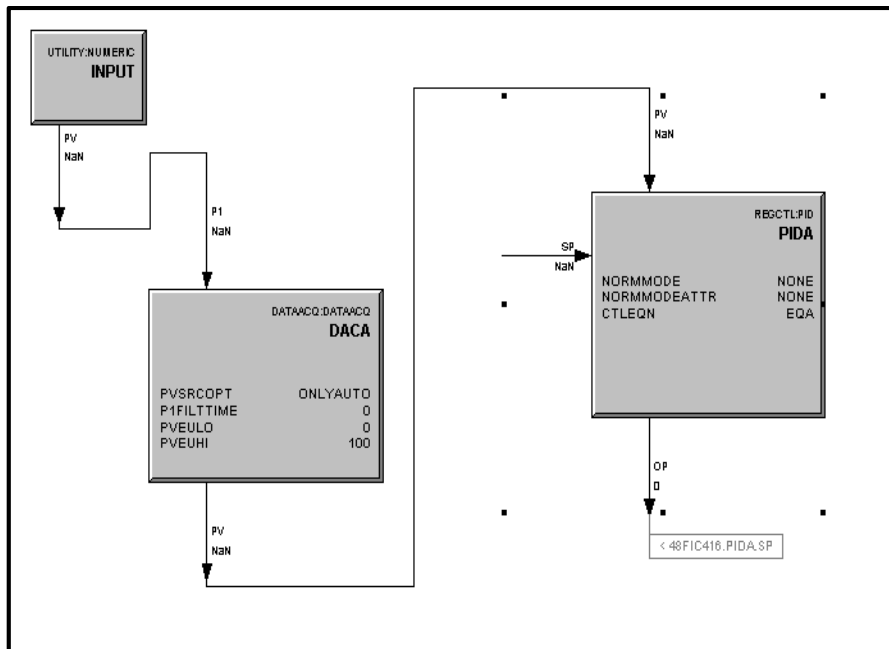


Figura N° 38. Configuración del lazo de control de nivel en el tope (58LCA409).

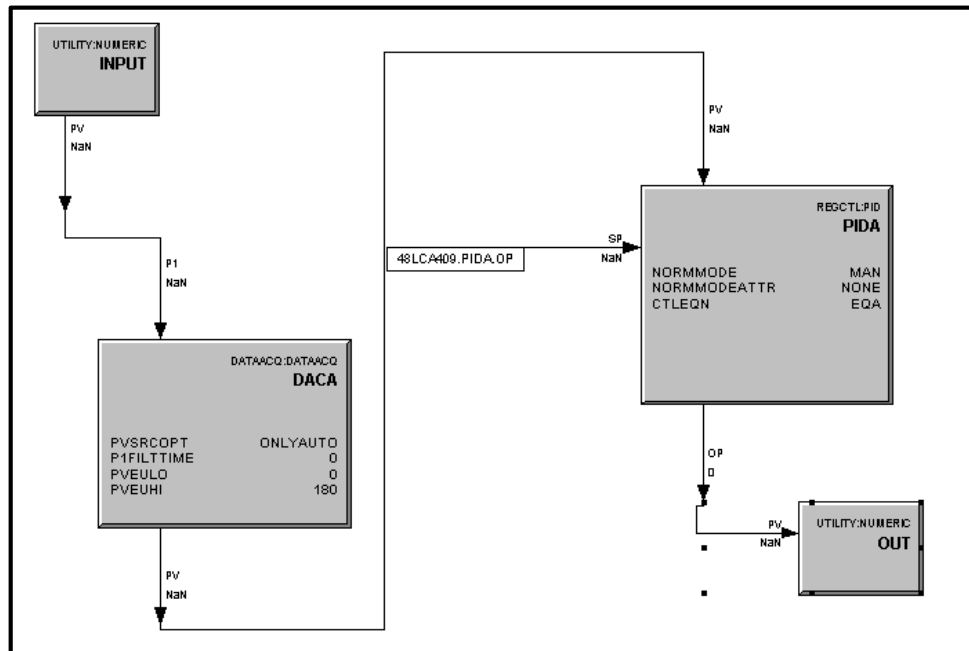


Figura N° 39. Configuración del lazo de control de flujo de nivel en el tope (58FIC416).

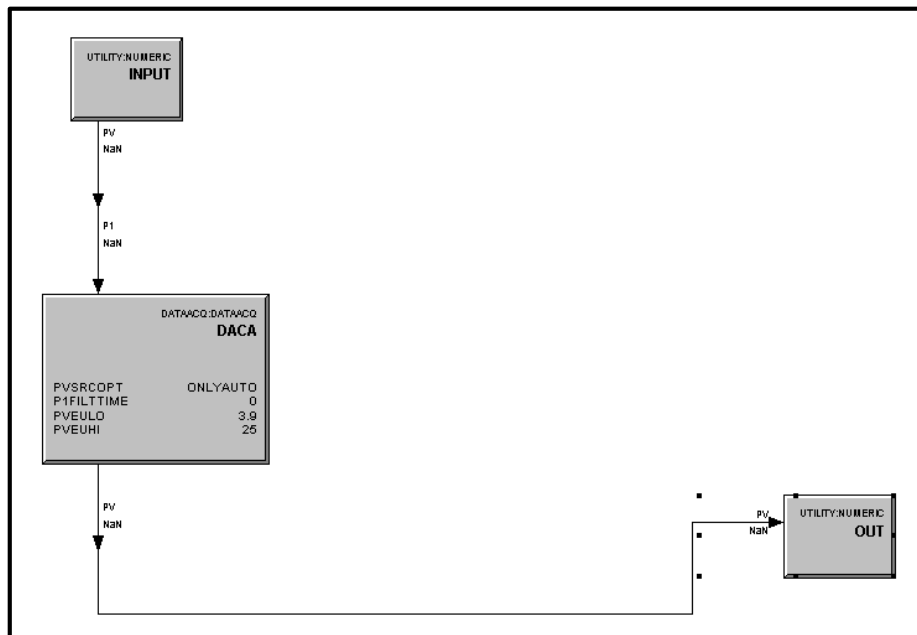


Figura N°40. Configuración del lazo de control de flujo de entrada en el plato cuatro (4) (58FI412).

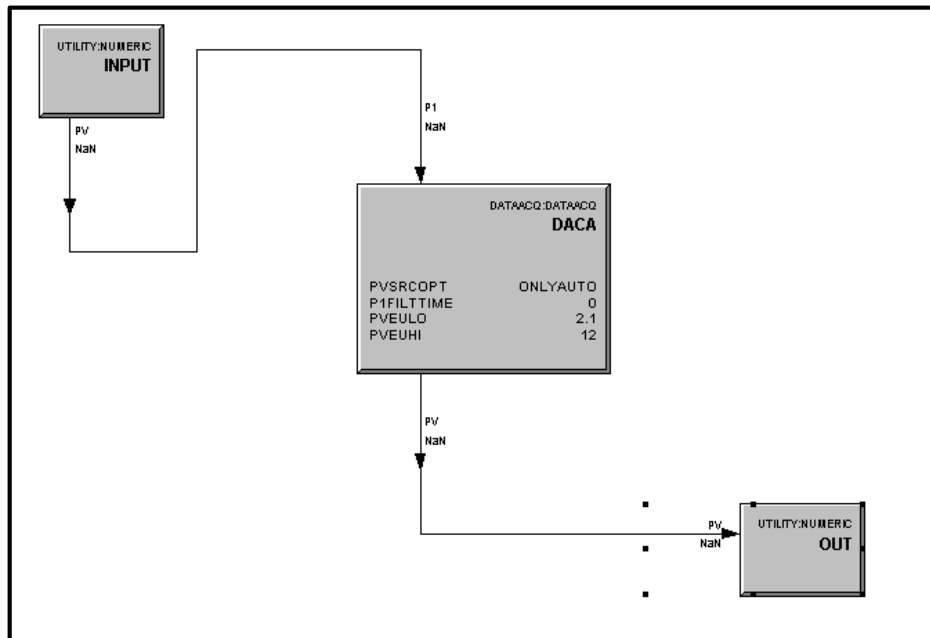


Figura N°41. Configuración del lazo de control de flujo de entrada en el plato ocho (8) (58FI413).

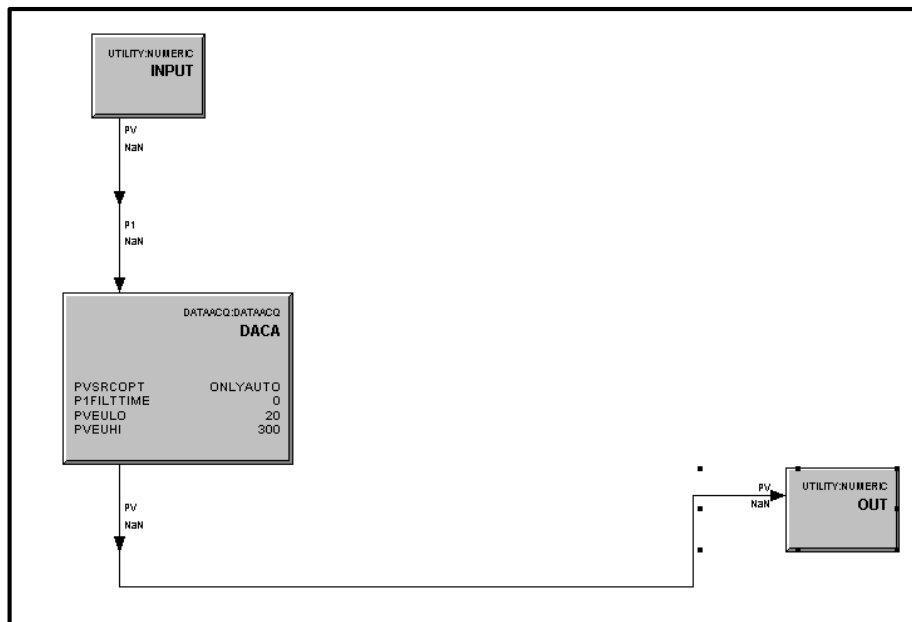


Figura N°42. Configuración del lazo de control de temperatura de entrada en el plato cuatro (4) (58TI422).

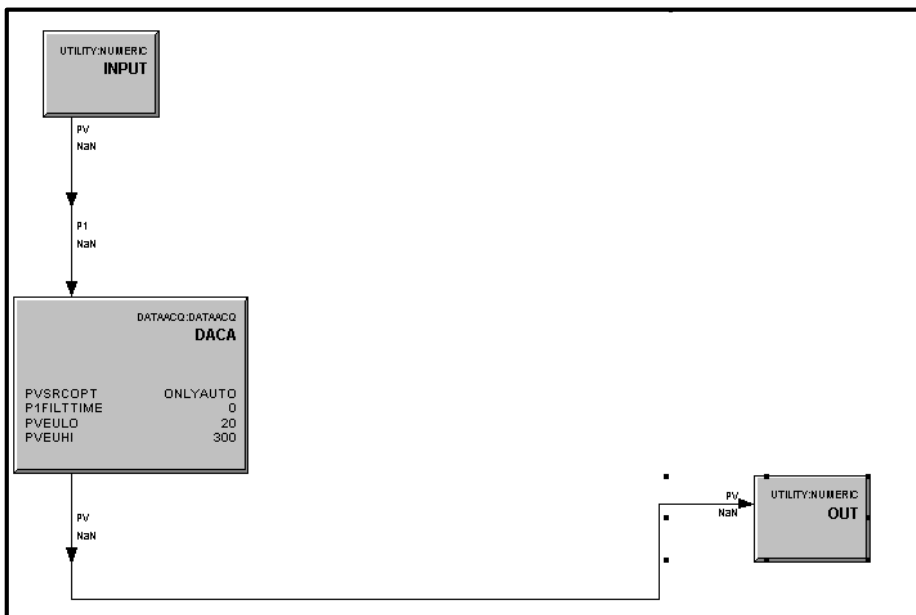


Figura N°43. Configuración del lazo de control de temperatura en el plato ocho (8) (58TI423).

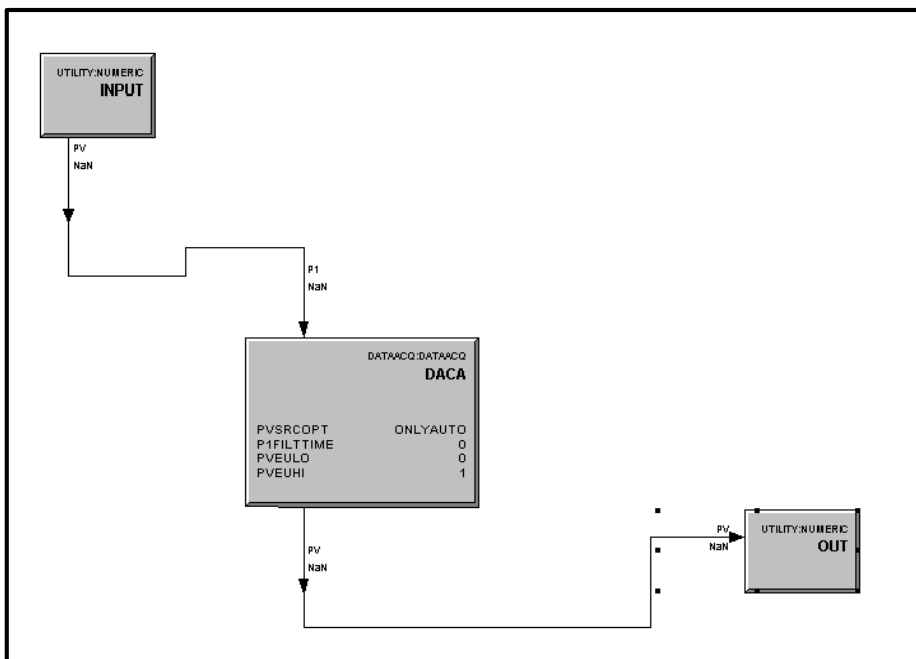


Figura N°44. Configuración del lazo de control de n-Butano tope (58AC02).

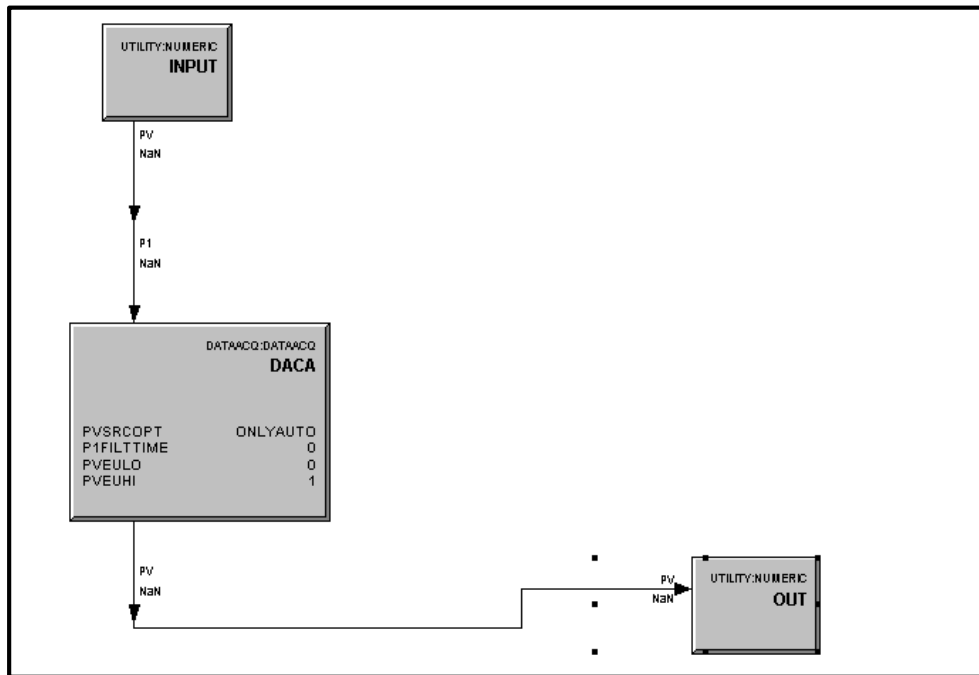


Figura N°45. Configuración del lazo de control n-Butano fondo (58AC_C02).

APÉNDICE D

**ESTRATEGIAS DE CONTROL DISEÑADAS BAJO LAS NORMAS SAMA Y
CONFIGURACIÓN EN EL DSC.**

A continuación se presentan las estrategias de control diseñadas bajo las normas SAMA.

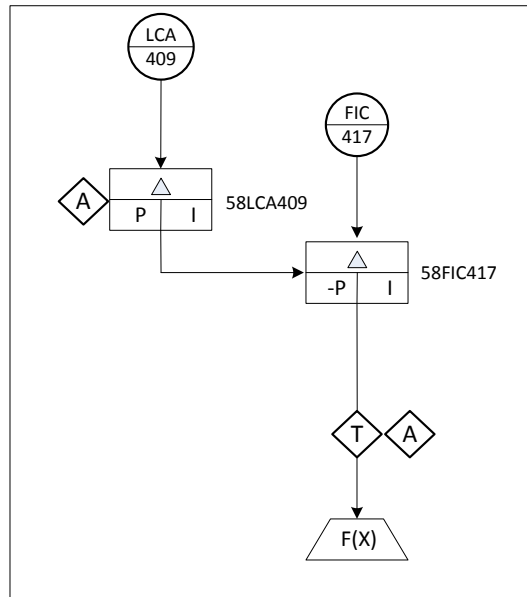


Figura N°46. Diagrama de control de nivel de tope (58LCA409) bajo las normas SAMA.

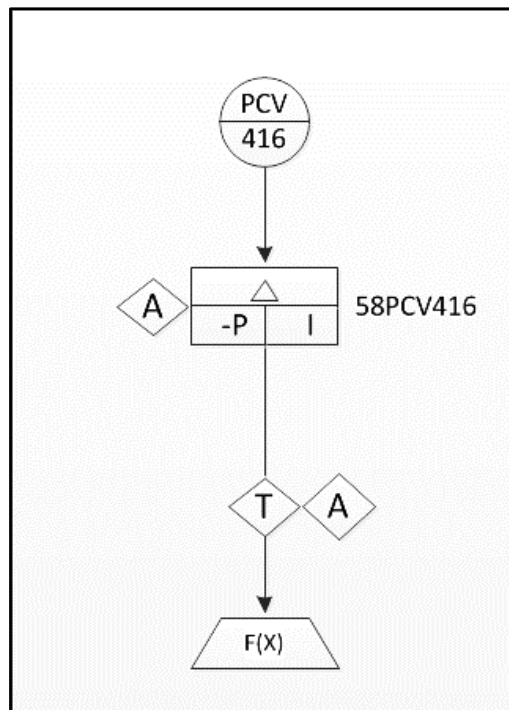


Figura N°47. Diagrama de control de presión de tope (58PCV416) bajo las normas SAMA.

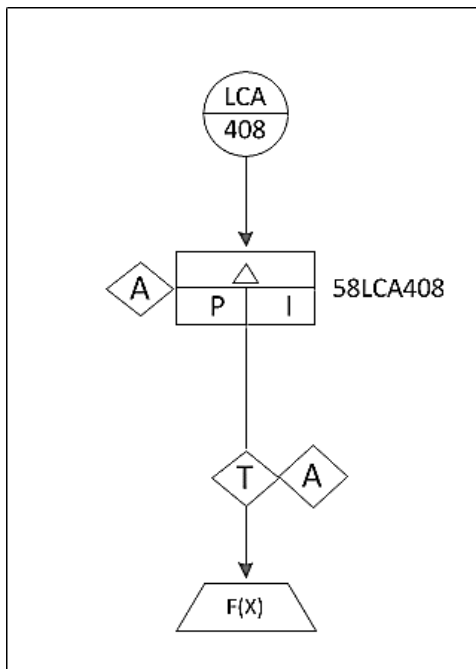


Figura N°48. Diagrama de control de nivel de fondo (58LCA408) bajo las normas SAMA.

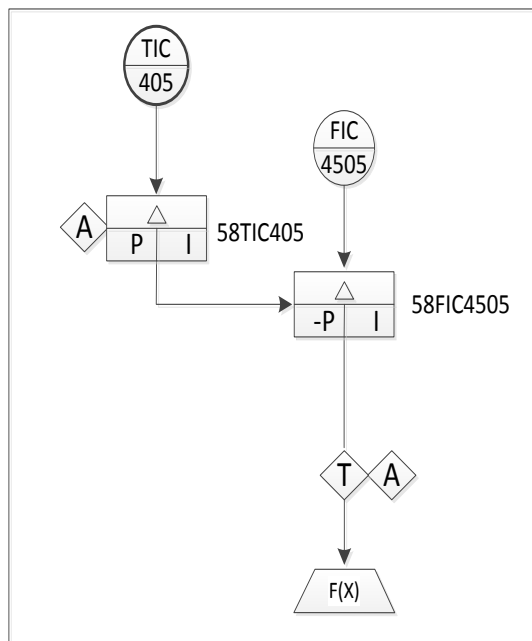


Figura N°49. Diagrama de control de temperatura de fondo (58TIC405) bajo las normas SAMA.

APÉNDICE E
PARAMETROS CONFIGURADOS EN EL CONTROLADOR
MULTIVARIABLE O PROFIT CONTRIOLLER.

A continuación se presentan los parámetros que fueron configurados en el Profit Controller.

The screenshot shows the Profit Suite Operator Station interface. The 'Control' tab is selected, displaying a table of MV parameters. The table includes columns for MV #, MV Description, Status, Value, Move, Future Value, SS Value, Low Limit, High Limit, Step Status, Step Size, and Mode.

MV #	MV Description	Status	Value	Move	Future Value	SS Value	Low Limit	High Limit	Step Status	Step Size	Mode
1	Reflujo de Tопо	ON	558.9711	-0.8751221	558.096	553.3034	400	600	FALSE	0	RMPC
2	Flujo de Vapor	ON	9.831011	0.02609253	9.857103	10	7	10	FALSE	0	RMPC
3	Presion de tope/ Vessel	ON	12.99065	0	12.99065	12.99065	12.5	13.9	FALSE	0	RMPC
4	Presion de tope/ Intercambiador	ON	12.99065	0	12.99065	12.99065	12.5	13.9	FALSE	0	RMPC

Figura N°50. Rango de operación de las MV's.

The screenshot shows the Profit Suite Operator Station interface. The 'Control' tab is selected, displaying a table of MV parameters. The table includes columns for MV #, MV Description, Number of Blocks, Max Move Down, Max Move Up, Weight, and AntiWindup Ratio.

MV #	MV Description	Number of Blocks	Max Move Down	Max Move Up	Weight	AntiWindup Ratio
1	Reflujo de Tопо	10	50	50	1	0.1
2	Flujo de Vapor	10	1	1	1	0.1
3	Presion de tope/ Vessel	10	0.1	0.1	1	0.1
4	Presion de tope/ Intercambiador	10	0.1	0.1	1	0.1

Figura N°51. Ajuste de las MV's para el parámetro control.

The screenshot shows the Profit Suite Operator Station interface. The 'Process' tab is selected, displaying a table of MV parameters. The table includes columns for MV #, MV Description, Low Limit Ramp Rate, High Limit Ramp Rate, Track Limits, When MV In Manual, and Critical MV.

MV #	MV Description	Low Limit Ramp Rate	High Limit Ramp Rate	Track Limits	When MV In Manual	Critical MV
1	Reflujo de Tопо	25	25	NO	FFWD	NO
2	Flujo de Vapor	0.5	0.5	NO	FFWD	NO
3	Presion de tope/ Vessel	0.05	0.05	NO	FFWD	NO
4	Presion de tope/ Intercambiador	0.05	0.05	NO	FFWD	NO

Figura N°52. Ajuste de las MV's para el parámetro Proceso.

Profit Suite Operator Station - CAPG_C31

File View Window Help Next Run 14 Interval Count 275

CAPG_CTL ProfitController On localhost Theme CAPG ON OFF WARM OPTIMIZING

GridView

Controller CV MV CV MyView Page Configuration

Summary Detail Optimize Control Process ADV Tuning Gain Delay

Filter Custom Hide Unhide Hidden Row Status Normal Missing Violating

CV #	CV Description	Low Limit Ramp Rate	High Limit Ramp Rate	No of Bad Reads Ok	Comp Ratio	Track Limits	Critical CV	Update Frequency
1	Flujo de Vapor DP	1	1	0	NOT CONFIG	NO	FALSE	>=
2	Presion de Tope intercambador DP	1	1	0	NOT CONFIG	NO	FALSE	>=
3	Presion de Tope_Vessel DP	1	1	0	NOT CONFIG	NO	FALSE	>=
4	n-Bulano Tope	1	1	0	NOT CONFIG	NO	FALSE	>=
5	n-Bulano Fondo	1	1	0	NOT CONFIG	NO	FALSE	>=
6	Flujo de Tope DP	1	1	0	NOT CONFIG	NO	FALSE	>=
7	Flujo de C4+	1	1	0	NOT CONFIG	NO	FALSE	>=
8	Nivel de Tope	1	1	0	NOT CONFIG	NO	FALSE	>=
9	Temperatura de fondo	1	1	0	NOT CONFIG	NO	FALSE	>=
10	Temperatura de Tope	1	1	0	NOT CONFIG	NO	FALSE	>=

Figura N°53. Ajuste de las CV's para el parámetro Proceso.

APÉNDICE F
PRUEBAS DE DESEMPEÑO.

APÉNDICE F1
CAMBIO EN LA TEMPERATURA DE ENTRADA EN EL PLATO
CUATRO (4).

A continuación se muestran las gráficas asociadas a la respuesta del sistema para un cambio en la Temperatura de entrada en el plato cuatro (4).

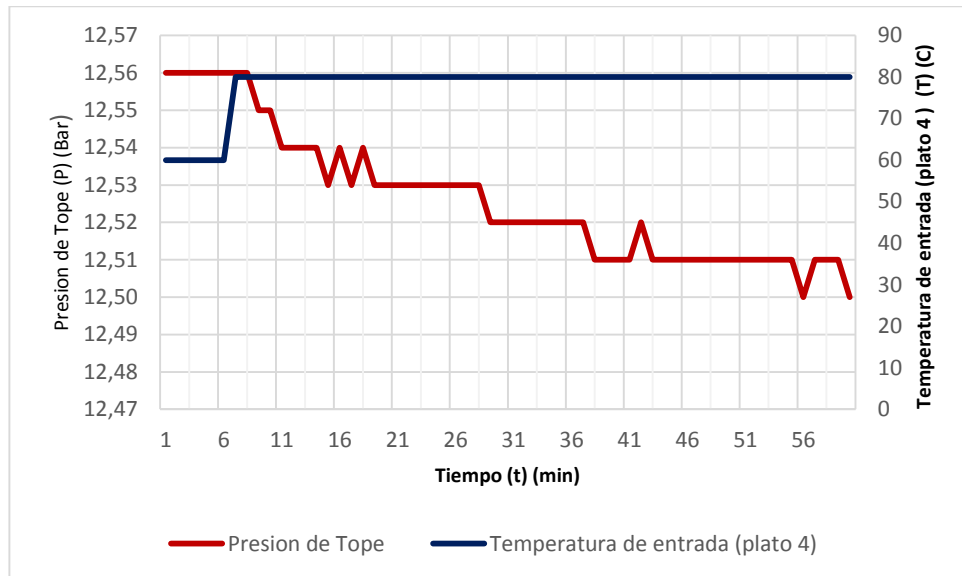


Gráfico N°18. Respuesta de la presión de tope ante un cambio en la temperatura de entrada en el plato cuatro (4).

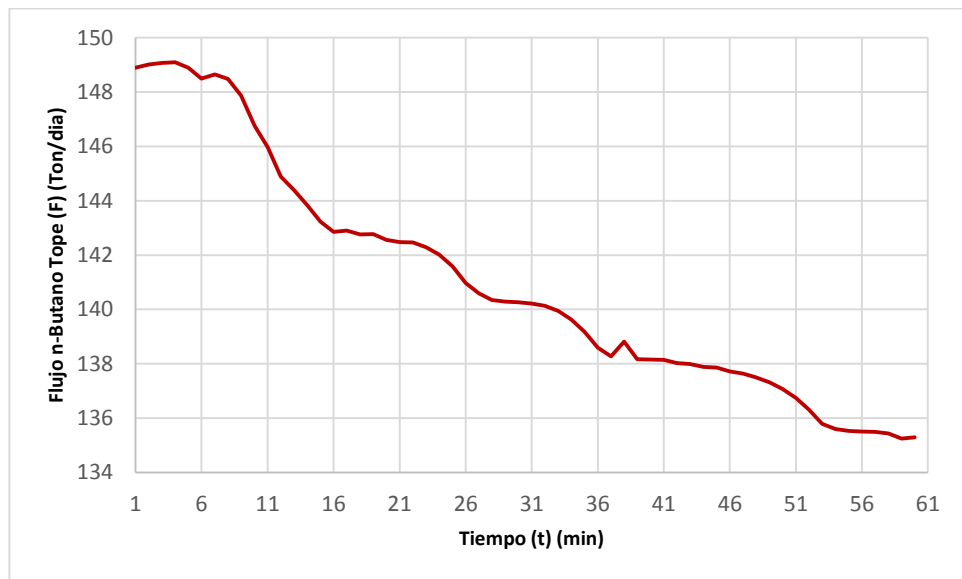


Gráfico N°19. Respuesta del flujo de n-Butano tope ante un cambio en la temperatura de entrada en el plato cuatro (4)

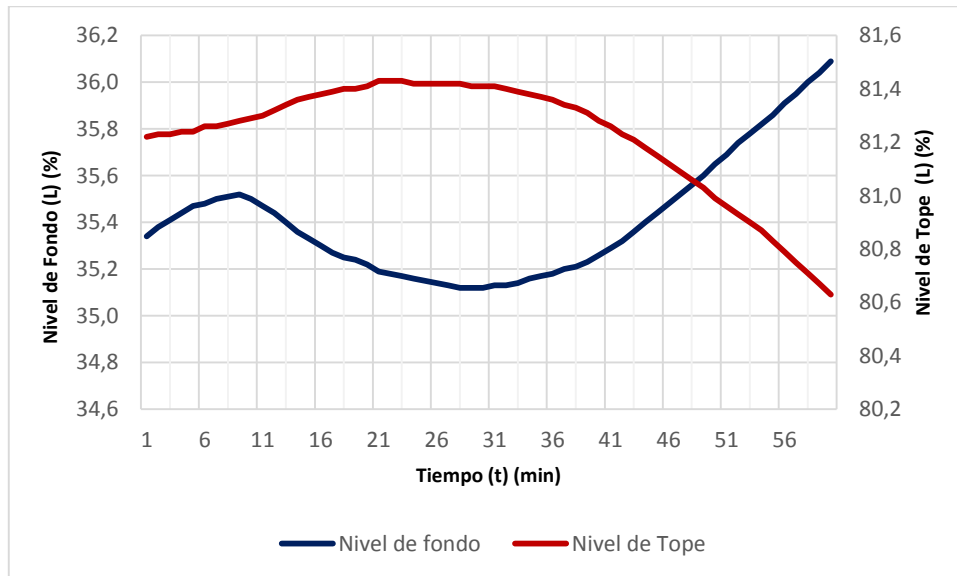


Gráfico N°20. Respuesta del nivel de tope y fondo ante un cambio en la temperatura de entrada en el plato cuatro (4).

APENDICE F2

CAMBIO EN EL FLUJO DE ENTRADA EN EL PLATO CUATRO (4).

A continuación se muestran las gráficas asociadas a la respuesta del sistema para un cambio en el flujo de entrada de en el plato cuatro (4).

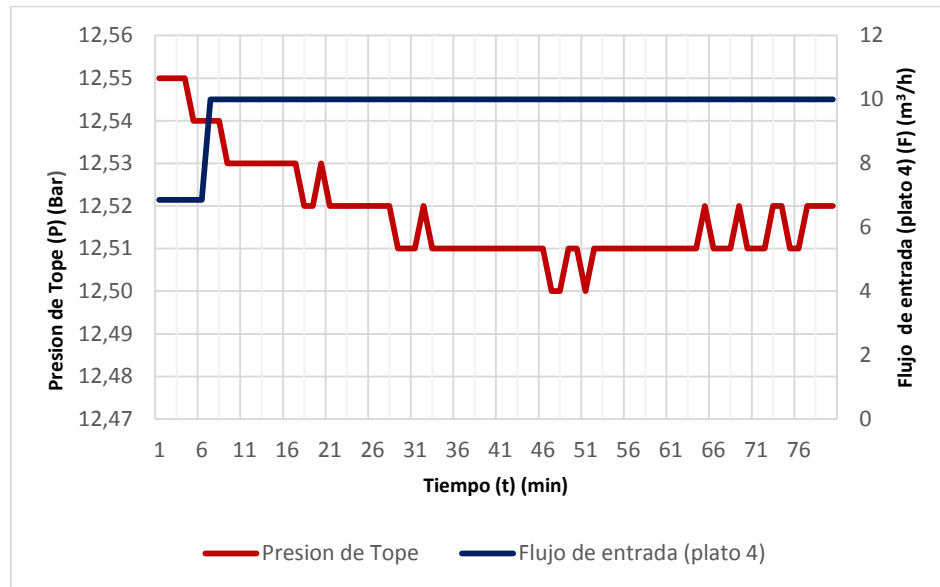


Gráfico N°21. Respuesta de la presión de tope ante un cambio en el flujo de en el plato cuatro (4)

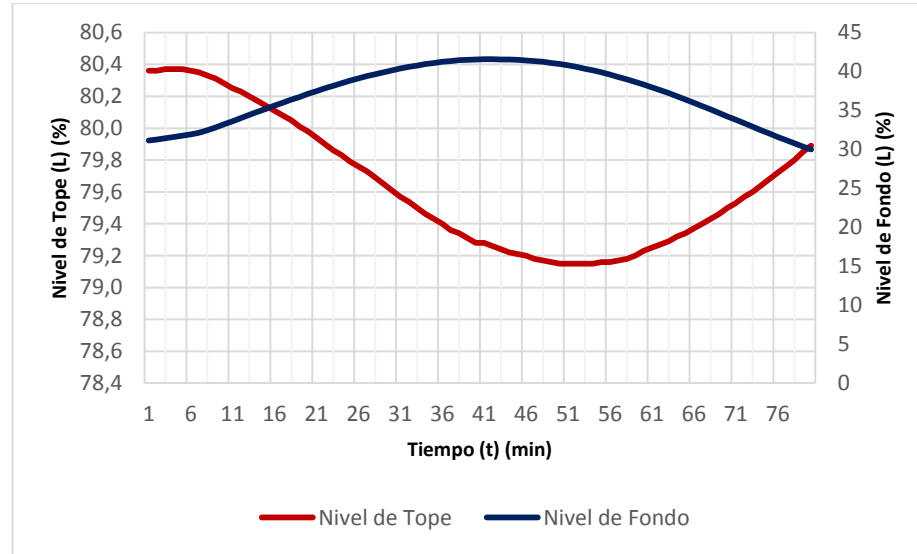


Gráfico N°22. Respuesta del nivel de tope y fondo ante un cambio en el flujo de entrada en el plato cuatro (4).

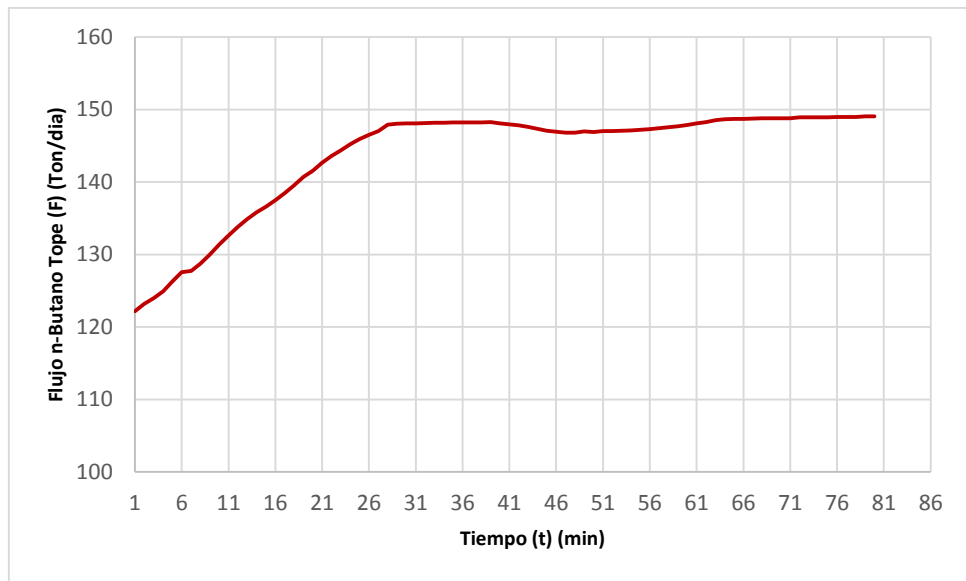


Gráfico N°23. Respuesta del flujo de n-Butano tope ante un cambio en el flujo de entrada en el plato cuatro (4).

APENDICE F3

CAMBIO EN TEMPERATURA DE ENTRADA EN EL PLATO OCHO (8).

A continuación se muestran las gráficas asociadas a la respuesta del sistema para un cambio en la Temperatura de entrada en el plato ocho (8).

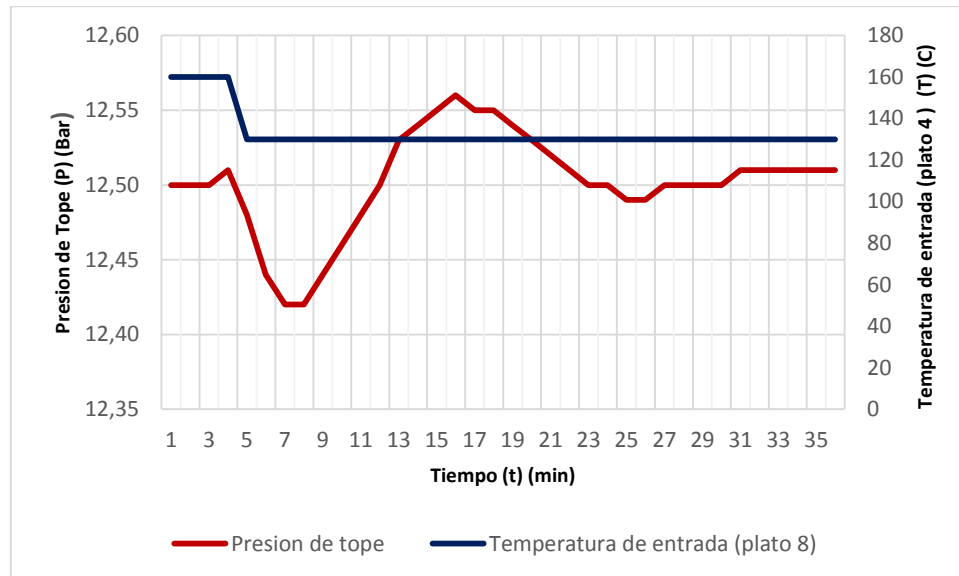


Gráfico N°24. Respuesta de la presión de tope ante un cambio en la temperatura de entrada en el plato ocho (8).

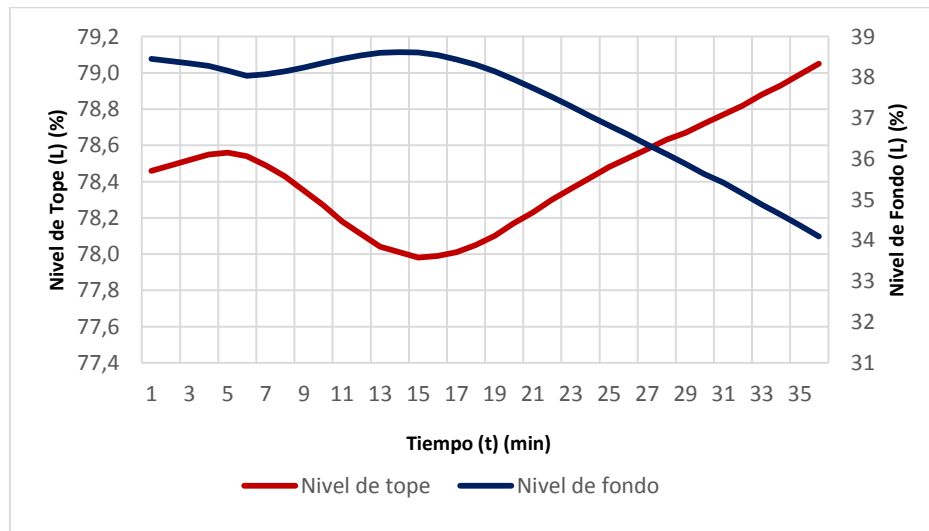


Gráfico N°25. Respuesta del nivel de tope y fondo ante un cambio en la temperatura de entrada en el plato ocho (8).

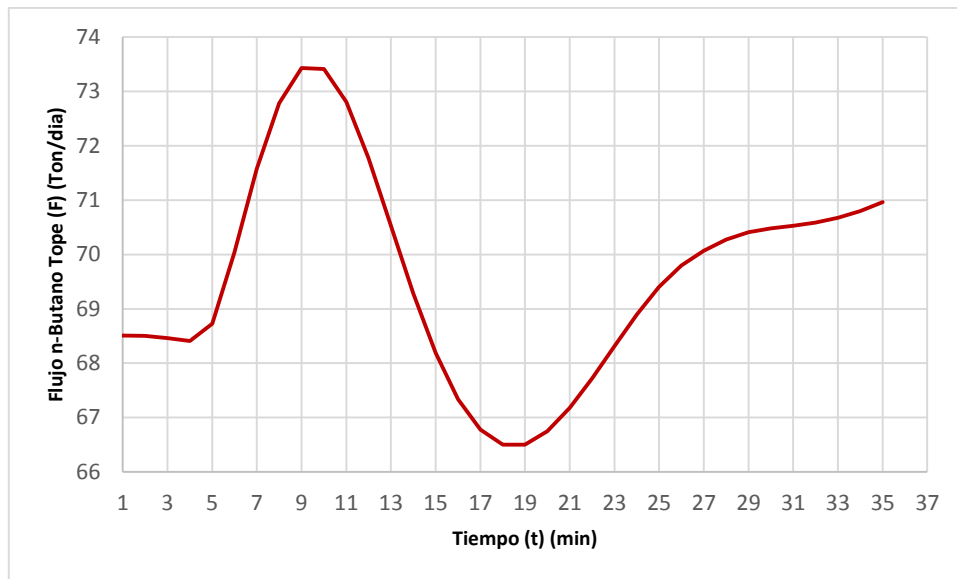


Gráfico N°26. Respuesta del Flujo de n-Butano tope ante un cambio en la temperatura de entrada en el plato ocho (8).

APENDICE F4

CAMBIO EN EL FLUJO DE ENTRADA EN EL PLATO OCHO (8).

A continuación se muestran las gráficas asociadas a la respuesta del sistema para un cambio en flujo de entrada en el plato ocho (8).

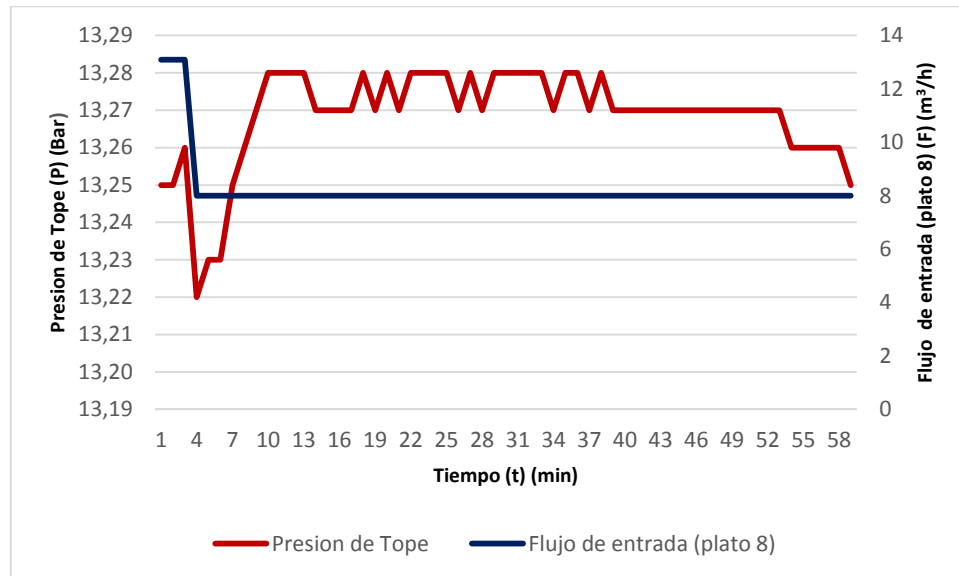


Gráfico N°27. Respuesta de la presión de tope ante un cambio en el flujo de entrada en el plato ocho (8)

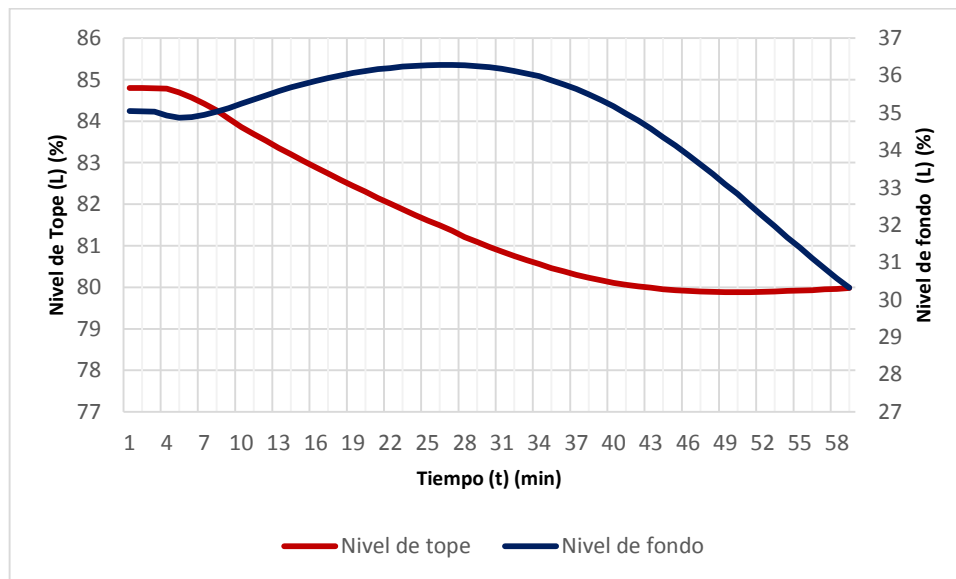


Gráfico N°28. Respuesta del nivel de tope y fondo ante un cambio en el flujo de entrada en el plato ocho (8).

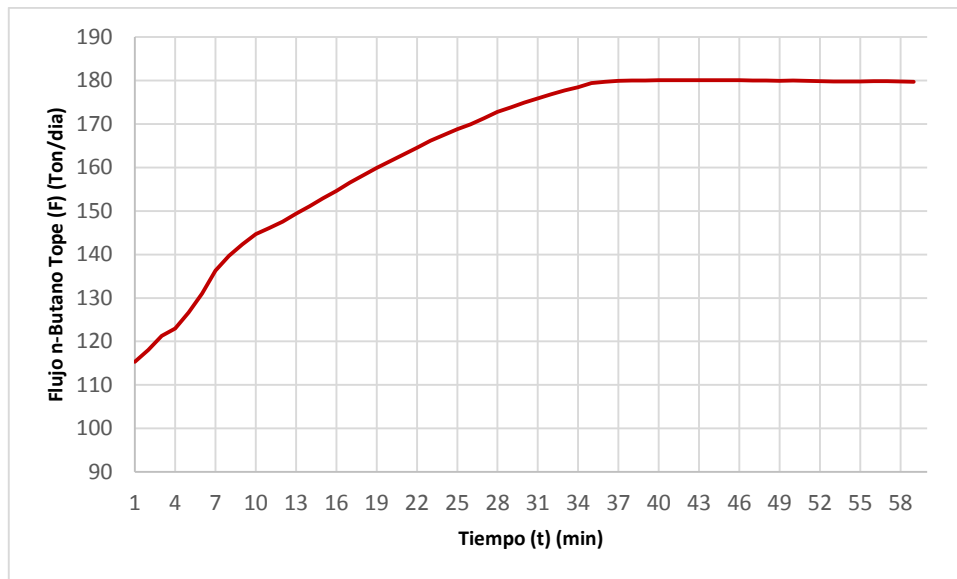


Gráfico N°29. Respuesta del flujo de n-Butano tope ante un cambio en el flujo de entrada en el plato ocho (8).

